

Université  
de Liège



Université de Liège Campus d'ARLON  
Département Sciences et Gestion de l'Environnement  
Unité Assainissement et Environnement

# **LAGUNAGE ANAEROBIE : MODELISATION COMBINANT LA DECANTATION PRIMAIRE ET LA DEGRADATION ANAEROBIE**

Thèse présentée pour l'obtention du grade de **DOCTEUR EN SCIENCES**

Par

**Kôkôh Rose EFFEBI**

Soutenue le **10-03-2009** devant le jury composé de :

Pr. Jean-Luc VASEL (promoteur)

Mr Louis Vandevenne (co-promoteur)

Pr. Michel Crine (président du jury)

Pr. Ahmed Ghrabi

Dr Xavier Cogels

Dr Phillippe André

Année Académique 2008-2009

# Remerciements

Ce travail a été réalisé au sein du Département Sciences et Gestion de l'Environnement de l'Université de Liège au Campus d'Arlon, précisément dans l'équipe « Assainissement et Environnement ».

***Je remercie vivement Dieu de m'avoir donnée la force et le courage pour accomplir ce mémoire.***

C'est avec plaisir que je tiens à remercier :

L'Etat Ivoirien pour le financement accordé durant ces années d'études. Car malgré la situation sociopolitique, nous n'avons pas connu d'interruption de bourse.

Toute l'équipe de l'ambassade de Côte d'Ivoire auprès du Benelux pour l'attention qu'elle accorde aux étudiants.

J'adresse mes très sincères remerciements à :

M. le professeur J.L. Vassel qui m'a accepté dans son laboratoire et a dirigé l'ensemble de ce travail. Sa disponibilité, ses conseils et son encadrement scientifique ont permis la réalisation de cette thèse.

M. L. Vandevienne qui a suivi avec intérêt le déroulement de cette étude. Ses connaissances scientifiques ont beaucoup apporté à ce travail.

M. le Professeur Ahmed Ghrabi pour m'avoir accueillie dans son laboratoire Traitement et Recyclage des Eaux Usées en Tunisie lors de mon stage.

La Fondation Alice Seghers gérée par le CECODEL pour le financement de mon billet d'avion lors de mon séjour en Tunisie.

M. H. Jupsin dont les compétences informatiques et scientifiques ont contribué à l'aspect modélisation de ce travail.

Je remercie également les personnes avec qui j'ai pu collaborer au sein de l'équipe : Hélène, Véronique, Alex, Raphaël, Corine, Kathleen, Vinciane, Saïd, Fouad, Lorena, Trésor, Marcello, Céline, Thierry, Virginie, Yen, Casimir et Tahina.

Je voudrais remercier particulièrement les personnes qui m'ont aidées lors de mon stage en Tunisie : Chema, Paulette, Guy et tout le personnel du laboratoire Traitement et Recyclage des Eaux Usées au Centre de Recherches et des Technologies des Eaux.

Merci à Catherine Heyman, Chantal Bartholomé, Monique, Lucia, Nelly et à tout le personnel de la crèche « A la claire Fontaine » pour l'attention accordée à mes enfants.

Enfin qu'il me soit permis de remercier tous ceux qui de près ou de loin ont participé à la réalisation de ce travail et qui n'ont pu être cités.

*A mes parents adorés, pour tout leur soutien à mon égard,*  
*A mes frères et sœurs à qui je souhaite beaucoup de bonheur,*  
*A mon fiancé Albert pour sa patience et son soutien,*  
*A mes enfants **Yannis et Marie-Cassandra** que j'aime de tout mon cœur,*  
*A vous tous, chez qui l'échange scientifique est un plaisir.*

## **RESUME**

Cette étude a porté sur le lagunage anaérobie, de manière générale, une synthèse bibliographique a permis de montrer son fonctionnement, son dimensionnement et ses performances. Un cas d'étude des performances de la station de Sidi Bou Ali localisé en Tunisie a permis de mettre en exergue de bons rendements épuratoires avec 72,21% MES, 70,86% DCO et 87,43% DBO<sub>5</sub>.

Elle a permis entre autre de développer un modèle de décantation qui a été appliqué avec succès aussi bien aux données des matières en suspension de la station pilote de traitement des eaux usées du CERTE de Tunis qu'aux données sur les œufs d'helminthes de la station d'Oujda au Maroc. Nous obtenons en moyenne des temps de décantation correspondant à 50% d'élimination compris entre 60 à 120 minutes pour les MES des différents bassins et de 1,97 heures pour les œufs d'helminthes.

Au cours des travaux, il a été également proposé une méthodologie qui a permis de mesurer les cinétiques des activités d'acidogenèse et de méthanogenèse sur une installation de type lagunage anaérobie en vraie grandeur localisée en Tunisie.

Par ailleurs, une stoechiométrie des processus d'hydrolyse et d'acidogenèse sur les composés retenus à savoir le glucose, les protéines et les lipides (tous les trois regroupés sous forme d'un substrat combiné), concernant les eaux usées domestiques a été mis en place. Cette démarche intègre la production de biomasse, de manière à pouvoir coupler la cinétique des mesures avec la stoechiométrie.

En effet l'ensemble de cette approche a été rassemblé et a permis via le logiciel WEST d'avoir des résultats satisfaisants des rendements mesurés sur station et calculés par le logiciel sur le modèle du lagunage anaérobie portant sur la combinaison de la décantation primaire et la dégradation anaérobie. Cette modélisation conduit à la réduction de la complexité du modèle ADM1 et à une simulation pratique des activités d'acidogenèse et de méthanogenèse.

Enfin, la réalisation de ce travail a engendré le développement de la mise en place de deux bases de données : l'une bibliographique et l'autre sur le lagunage en générale appelée Waste Stabilisation Pond (WSP) data base. Les données de cette dernière ont été analysées statistiquement pour illustrer les performances épuratoires de cinq stations de type lagunage, localisées en Tunisie.

Mots clés : acidogenèse, biomasse, cinétique, décantation, glucose, lagune anaérobie, lipides, matières en suspension, méthanogenèse, œufs d'helminthes, protéines, stoechiométrie.

CE TRAVAIL A PERMIS LA REDACTION DE CINQ ARTICLES QUI  
ONT ETE SOUMIS

ARTICLE N°1:

**Suspended solids settling and determination of the half removal time in anaerobic wastewater stabilization ponds (Tunisia)**

**Effebi K.R., Keffala C. and Vasel J. L.**

Soumis dans la Revue des Sciences de l'Eau, février 2008

ARTICLE N°2:

**Proposal of a database for waste stabilization ponds as a tool for modelization (Case study of performance of five plants in Tunisia)**

**Effebi K.R., Jupsin H., Vasel J.-L.**

Communication par poster dans un colloque (6<sup>th</sup> International IWA specialist group conference on WSP/ 30 septembre 2004 Avignon).

ARTICLE N°3:

**Acidogenic and methanogenic activities in anaerobic ponds**

**Effebi K.R., Jupsin H., Vasel J.-L.**

Communication par poster lors du 7ème colloque du groupe IWA « 7th IWA Specialist Group Conference on Waste Stabilization Ponds, Advances in Pond Technology and Management, 25 - 27 September 2006 (Bangkok) »

ARTICLE N°4:

**Elimination of helminth parasites eggs in wastewater by sedimentation**

**Dssouli Khadija, EL Halouani Hassan, Effebi K.R.**

Communication par poster lors du 7ème colloque du groupe IWA « 7th IWA Specialist Group Conference on Waste Stabilization Ponds, Advances in Pond Technology and Management, 25 - 27 September 2006 (Bangkok) »

ARTICLE N°5:

**Evaluation des taux d'accumulation et de production de boue dans les bassins de stabilisation appliqués sous climat méditerranéen: Etude de cas en Tunisie**

**Keffala C, Effebi K.R, Ghrabi A. and Vasel J. L.**

Soumis dans la Revue des Sciences de l'Eau, Avril 2008

Tous ces articles sont donnés en annexe (3).

---

# Sommaire

---

<b>INTRODUCTION</b>	<b>1</b>
<b><u>CHAPITRE I :</u></b>	
<b>SYNTHESE BIBLIOGRAPHIQUE SUR LES CARACTERISTIQUES DU LAGUNAGE ANAEROBIE</b>	<b>6</b>
<b>I-1 Historique et mécanisme de la digestion anaérobie</b>	<b>7</b>
1 Mécanisme de la digestion anaérobie	7
a) L'hydrolyse	7
b) L'acidogénèse	7
c) L'acétogénèse	7
d) La méthanogénèse	7
2 Les facteurs influençant la digestion anaérobie	10
<b>I-2 Le lagunage anaérobie</b>	<b>10</b>
A) Fonctionnement et dimensionnement du lagunage anaérobie	10
1 Fonctionnement	10
2 Critères de dimensionnement	11
a) Les méthodes semi empiriques : exemple du dimensionnement selon Mara, (1997)	11
b) Les méthodes semi empiriques : exemple du dimensionnement selon l'OMS, (1987)	12
c) Les méthodes empiriques : exemple du dimensionnement selon Saqqar et Pescod, (1995a)	14
d) Les méthodes rationnelles : exemple du dimensionnement selon les modèles hydrodynamiques	17
3 Comportement hydraulique du lagunage anaérobie	19
B) Les performances épuratoires du lagunage anaérobie	19
C) Les limites du lagunage anaérobie et solutions	25
D) La sulfato-réduction	27
E) L'accumulation de boue	28
F) La production de biogaz	29
<b>Conclusion</b>	<b>30</b>
<b><u>CHAPITRE II :</u></b>	
<b>MATERIELS ET METHODES</b>	<b>31</b>
<b>A. LES STATIONS ÉTUDIÉES</b>	<b>32</b>
A.1 Station du CERTE: Présentation de l'étude	32
A.1-1 Situation de la zone d'étude	32
A.1-2 Conditions climatiques	32
A.1-3 Déroulement de l'étude	32
A.1-4 Présentation de la station pilote (Ghrabi, 1994)	33

A.2 Station de Sidi Bou Ali : Présentation de la station	36
A.2-1 Situation de la zone d'étude et contexte local	36
A.2-2 Présentation de la station avant sa réhabilitation	37
A.2-3 Caractéristiques géométriques et charge organique du bassin anaérobie	38

## **B. MATERIEL ET METHODES EXPERIMENTALES 39**

B-1 Analyse de l'eau et des sédiments	39
B-1-1 Prélèvement et points d'échantillonnage	39
B-1-2 Procédure analytique (Standard Method, 1998)	39
B-2 Méthodologie utilisée pour les essais de décantation des MES en colonne	39
1) But	40
2) Principe	40
3) Dispositif et Protocole d'expérimentation	40
4) Interprétation	40
B-3 Méthode pour la décantation des œufs d'helminthes	41
B-4 Activités d'acidogénèse et de méthanogénèse	42
1) But	42
2) Les variables d'état lors de l'hydrolyse, l'acidogénèse et la méthanogénèse	42
3) Méthodologie des essais d'activité	42
3-1) Technique de centrifugation de la biomasse pour l'ensemencement du milieu	43
3-2) Procédure de la mise en bouteille	43
3-3) Suivi de la cinétique	43
B-5 Analyse microscopique des échantillons de biomasse	44
Conclusion	44

## **CHAPITRE III : ELABORATION D'UNE BASE DE DONNÉES SUR LE LAGUNAGE 45**

III-1 Base de données sur le lagunage « WSP Data Base »	46
a) Présentation de la base de données « WSP Data Base »	46
b) la structure de la base de données « WSP Data Base »	46
c) L'origine des données	46
d) Etat actuel de la base de données	46
III-2 Cas d'étude des performances épuratoires de 5 stations en Tunisie	53
Conclusion partielle	56

## **CHAPITRE IV : INTERPRÉTATION DES DONNÉES SUR LES INSTALLATIONS EXISTANTES 57**

IV-1 Station de Sidi Bou Ali	58
IV-1-1 Résultats des analyses	58
IV-1-2 Présentation et interprétation des graphes	59
1 Variations temporelles des paramètres	59
2 Variations des performances épuratoires	62
3 Corrélations entre les paramètres décrivant les performances épuratoires	64
<b>Conclusion</b>	<b>66</b>
IV-2 Station du CERTE (Performances épuratoires)	67

<b><u>CHAPITRE V :</u></b>	
<b>RÉSULTATS DES TESTS DE DÉCANTATION</b>	<b>68</b>
V-1 Essais de décantation en colonnes des matières en suspension	69
Conclusion partielle	76
V-2 Essais de décantation en colonne des œufs d'helminthes	77
a) Observation générale sur les essais de décantation des œufs d'helminthes en colonne	77
b) Application du modèle de Krishnan et Tay (1982) aux résultats des essais en colonne des œufs d'helminthes	79
Conclusion partielle	82
<b><u>CHAPITRE VI :</u></b>	
<b>RÉSULTATS DES TESTS DE MESURE D'ACTIVITÉ CINÉTIQUE DE L'ACIDOGENÈSE ET DE LA MÉTHANOGENÈSE</b>	<b>83</b>
VI-1 Mesures in situ et ponctuelles réalisées sur la lagune anaérobie	85
VI-2 Présentation des résultats sur les activités d'acidogenèse et de méthanogenèse	87
VI-3 Comparaison de nos résultats à ceux de la littérature	89
Conclusion partielle	90
<b><u>CHAPITRE VII :</u></b>	
<b>PROPOSITION DU MODÈLE DE LAGUNAGE ANAÉROBIE</b>	<b>91</b>
<b>INTRODUCTION</b>	<b>92</b>
<b>VII-1) DESCRIPTION DU MODÈLE « ADM1 » (Batstone <i>et al.</i>, 2002)</b>	<b>93</b>
VII-1-1) Objectifs	93
VII-1-2) Les bases de la formulation du modèle : les processus de conversion de la digestion anaérobie selon le modèle « ADM1 »	94
a) Processus biochimiques	94
b) Processus physico-chimiques	99
c) Inhibition et toxicité	99
VII-1-3) Méthodologie de la mise en équation du modèle ADM1	100
a) Equations de la phase liquide	102
b) Equations de la phase gazeuse	103
c) Un exemple spécifique: le carbone inorganique	103
<b>Conclusion partielle</b>	<b>104</b>
<b>VII-2) DESCRIPTION DU MODÈLE COMBINANT LA DÉCANTATION PRIMAIRE ET LA DÉGRADATION ANAÉROBIE (MCDDA)</b>	<b>105</b>
VII-2-1) Hypothèse et schéma général du modèle	107
a) Hypothèse	107
b) Justification de l'hypothèse	107
c) La théorie du décanteur idéal (Hazen), Edeline, (1998)	108
VII-2-2) Présentation du modèle (MCDDA)	108
VII-2-3) Les conditions du modèle	109

<b>VII-3) STœCHIMÉTRIE DES REACTIONS ANAEROBIES PRISES EN COMPTE DANS LE MODÈLE</b>	<b>110</b>
VII-3-1 La décomposition du glucose	110
VII-3-2 La décomposition des protéines (la lysine)	111
VII-3-3 La décomposition des lipides	112
a) la dégradation des acides gras (acide palmitique)	112
b) la dégradation du glycérol	112
VII-3-4 Bilan des quatre équations (4, 7, 10 et 12)	113
VII-3-5 Bilan des quatre équations (4, 7, 10 et 12) en tenant compte des pourcentages en poids ramené en mole pour chaque substrat	114
VII-3-6 Synthèse de la stœchiométrie du modèle	117
Conclusion provisoire	123
<b>VII-4 MATRICE DE PETERSEN</b>	<b>124</b>
VII-4-1 Généralités sur les étapes de la mise en place de la matrice de Petersen	124
VII-4-2 Généralités sur l'équilibre de masses ou Bilan Des Matières	125
VII-4-3 Les composants intervenant dans le modèle (les variables d'état) (selon notre étude)	125
<b>VII-5 PROCESSUS PRIS EN COMPTE DANS NOTRE MODÈLE ET MODIFICATION DE LA MATRICE DE PETERSEN</b>	<b>126</b>
VII-5-1 Les paramètres du modèle (selon notre étude)	126
VII-5-2 Processus physiques et biochimiques considérés dans le modèle (selon notre étude)	129
VII-5-3 Mise en équation des différents processus physiques et biochimiques	129
a) La décantation des suspensions floculantes (MES)	129
b) Le transfert des constituants solubles	129
c) La digestion anaérobie	130
VII-5-4 Mise en place de la matrice simplifiée (avec le substrat combiné)	131
VII-5-6 Notation de la matrice de Petersen simplifiée	133
VII-5-7 Equation de conservation	138
A) Les réactions dans le modèle	138
B) Bilan de matière de la DCO particulière	139
Conclusion partielle	140
<b>VII-6 RÉSULTATS DES SIMULATIONS SUR WEST</b>	<b>141</b>
VII-6-1 Présentation du logiciel de simulation des stations d'épuration (WEST)	141
VII-6-2 Résultats des simulations	141
<b>Conclusion</b>	<b>150</b>
<b>CONCLUSION GENERALE et PERSPECTIVES</b>	<b>152</b>
<b>REFERENCES BIBLIOGRAPHIQUES</b>	<b>158</b>
<b>ANNEXES</b>	
<b>RESUME</b>	

## Liste des figures et tableaux

- Figure I-1 :** Représentation schématique des différentes étapes de la digestion anaérobie de composés organiques (B = bactéries) (Paing, 2001).
- Figure I-2 :** Combinaisons des méthodes de dimensionnement (Niyongabo, 2006)
- Figure II-1 :** Vue générale de la station pilote de lagunage naturel du CERTE (Tunis)
- Figure II-2 :** Plan schématique de la station pilote de lagunage naturel (CERTE-Tunis) et points d'échantillonnage
- Figure II-3 :** Vue générale de la station de Sidi Bou Ali en Tunisie (sans les lagunes anaérobies)
- Figure II-4 :** Les deux lagunes anaérobies de la station de Sidi Bou Ali en Tunisie
- Figure II-5 :** Schéma de la colonne de décantation
- Figure III-1 :** Schéma générale de la base de données « WSP data base »
- Figure III-2 :** Vue générale des champs principaux et secondaires de la base de données « WSP data base »
- Figure III-3:** Nombre d'équivalent habitant dans les stations
- Figure III-4 :** Charge organique à l'entrée et sortie de chaque station
- Figure III-5 :** Evolution de la DBO5 dans les stations
- Figure III-6:** Evolution de la DCO dans les stations
- Figure III-7 :** Evolution des matières en suspension dans les stations
- Figure III-8:** Performances épuratoires des stations
- Figure IV-1 :** Variations temporelles des paramètres  
(a) : température, (b) : pH à l'entrée et à la sortie des bassins, (c) : MES à l'entrée et à la sortie du bassin, (d) : DCO à l'entrée et à la sortie du bassin, (e) : DBO<sub>5</sub> à l'entrée et à la sortie du bassin
- Figure IV-2 :** Variations des rendements des MES, DBO5 et DCO
- Figure IV-3 (a, b, c, d, e) :** Corrélations entre les différents paramètres
- Figure V-1 :** Evolution temporelle du rendement de décantation dans les différents bassins
- Figure V-2 :** Evolution temporelle des concentrations de MES lors de la décantation (cas d'étude du bassin anaérobie : mélange surnageant plus sédiment)
- Figure V-3 :** Evolution du rendement des MES en fonction de la vitesse ascensionnelle (cas d'étude de la lagune anaérobie : mélange surnageant plus sédiment)
- Figure V-4** Interprétation des données du tableau V-1 par la méthode de Tay (1982) (cas d'étude de la lagune anaérobie : mélange surnageant plus sédiment,  $t_{50} = 13,90$  minutes)

**Figure V-5 :** Temps correspondant à 50% d'élimination en fonction des concentrations des MES initiales dans chaque bassin

**Figure V-6 :** Elimination des œufs d'helminthes totaux en fonction du temps de décantation

**Figure V-7 :** Elimination des œufs d'helminthes totaux en fonction de la vitesse ascensionnelle

**Figures V-8 a et b :** Interprétation des données du tableau V-4 par le modèle de Tay (1982) ((a) : œufs d'helminthes totaux avec  $t_{50} = 1,97$  h et (b) : œufs d'ascaris avec  $t_{50} = 1,42$  h)

**Figures VI-1 (a) et (b) :** Activité de l'acidogenèse/ substrat : glucose (1,5 g/l), Production de l'acide acétique par la biomasse de la phase liquide (a) et des sédiments (b)

**Figures VI-2 © et (d) :** Activité de la méthanogenèse/ substrat : acide acétique (0,1g/l), Consommation de l'acide acétique par la biomasse liquide © et les sédiments (d)

**Figure VII-1 :** schéma typique d'un digesteur à réservoir unique ( $q =$  débit  $m^3/j$ ,  $V =$  volume  $m^3$ ,  $S_i =$  concentration des constituants solubles,  $X_i =$  concentration des constituants particuliers (tous en  $kgDCO/m^3$ ),  $i$  est l'indice des constituants

**Figure VII-2 :** Composition des eaux usées (Mara, 1976).

**Figure VII-3 :** Schéma général du modèle

**Figure VII-4 :** présentation du modèle Modélisation Combinant la Décantation primaire et la Dégradation Anaérobie (MCDDA)

**Figure VII-5 :** Le chemin de la compétition entre les bactéries acétogènes, méthanogènes et sulfato-reductrices durant la digestion anaérobie des matières organiques, (Sergey et al. 1998)

**Figure VII-6 :** Configuration du système selon WEST

**Figure VII-7 :** Evolution du substrat combiné soluble à l'entrée et sortie du bassin anaérobie, jusqu'à l'état stationnaire.

**Figure VII-8 :** Evolution du substrat combiné particulaire à l'entrée et sortie du bassin anaérobie, jusqu'à l'état stationnaire.

**Figure VII-9 :** Evolution de l'acide acétique dans le bassin anaérobie, jusqu'à l'état stationnaire.

**Figure VII-10 :** Evolution du méthane dans le bassin anaérobie, jusqu'à l'état stationnaire.

**Tableau I-1 :** Réduction de la DBO<sub>5</sub> comme une fonction du temps de rétention pour  $T > 20^\circ C$  (Mara, 1976).

**Tableau I-2 :** Relation entre la température du lagunage anaérobie, le temps de rétention et la réduction de la DBO<sub>5</sub> (Arceivala 1973, cité par WHO, 1987).

- Tableau I-3 :** Réduction théorique de la DBO<sub>5</sub> à 22°C (Gloyna, 1971).
- Tableau I-4 :** Variation de la charge organique volumique et élimination de la DBO<sub>5</sub> dans le lagunage anaérobie avec la température (Mara et Pearson, 1998).
- Tableau I-5 :** Valeurs des charges organiques volumiques de différentes lagunes anaérobies (Saqqar et Pescod, 1995a).
- Tableau I-6 :** Temps de rétention concernant le lagunage anaérobie (Saqqar et Pescod, 1995a).
- Tableau I-7 :** Données récapitulatives des performances de lagunes anaérobies (Pescod, 1996).
- Tableau I-8 :** Evaluation du rendement et élimination de la charge en DBO du traitement primaire au Maroc dans des lagunes anaérobies (Ouazzani et Boussaid, 2002).
- Tableau I-9 :** Caractéristiques physiques et chimiques des eaux usées d'une industrie de latex concentré de la lagune anaérobie dans le sud de la Thaïlande (Wittayakul *et al.*, 2002).
- Tableau I-10 :** Paramètres physiques de la lagune anaérobie à Mèze en France (Paing *et al.*, 2002).
- Tableau I-11 :** Caractéristiques annuelles de l'influent et l'effluent de la lagune anaérobie, à Mèze en France (Picot *et al.*, 2002).
- Tableau I-12 :** Synthèse des résultats accumulés de performances épuratoires des lagunes anaérobies traitant des effluents domestiques reportées dans la littérature.
- Tableau I-13 :** Possibilité de solutions pour réduire l'émission d'odeur dans la lagune anaérobie, (Paing *et al.*, 2002).
- 
- Tableau II-1 :** Variation mensuelle de la température et la pluviométrie à Tunis
- Tableau II-2 :** Les caractéristiques géométriques des bassins de la station pilote du CERTE
- Tableau II-3 :** Conditions de fonctionnement de la station du CERTE
- Tableau II-4 :** Caractéristiques géométriques du bassin anaérobie (si une seule lagune fonctionne)
- Tableau II-5 :** La DBO<sub>5</sub> moyenne de l'influent
- 
- Tableau III-1 :** Définition des champs de la base de données sur le lagunage « WSP DATABASE »
- Tableau III-2:** Description générale des stations (ONAS (Tunis), 1994)
- Tableau III-3:** Paramètres de dimensionnement
- Tableau III-4:** Performances épuratoires de l'effluent
- 
- Tableau IV-1 :** Données de débit et des caractéristiques chimiques du bassin anaérobie de la station "Sidi Bou Ali" en Tunisie (Rapport annuel 2001).
- Tableau IV-2 :** Les performances épuratoires du bassin anaérobie (Rapport annuel 2001).
- Tableau IV-3 :** Valeurs des coefficients de corrélation (R<sup>2</sup>) des paramètres
- Tableau IV-4 :** Qualité de l'effluent à la sortie de B0 à B4 et rendement pour l'année 1992 (Ghrabi, 1994)
- 
- Tableau V-1 :** Rendement des MES pour chaque temps de décantation dans la colonne (cas de la lagune anaérobie: mélange du surnageant liquide et des sédiments)

- Tableau V-2 :** Comparaison du temps correspondant à 50% d'élimination au niveau des différents bassins.
- Tableau V-3 :** Comparaison du modèle de décantation et performance du test de décantation en colonne
- Tableau V-4 :** Recherche du facteur de correction K
- Tableau V-5 :** Valeurs des oeufs d'helminthe total et d'ascaris à différents temps de décantation et profondeur de bande de sédimentation
- Tableau V-6 :** Vitesse de Stokes calculée pour la plupart des œufs d'helminthes (parasites de l'homme)
- 
- Tableau VI-1 :** Mesure in situ dans la lagune anaérobie
- Tableau VI-2 :** Mesures de MES, MS et MVS dans la lagune anaérobie
- Tableau VI-3 :** Mesure ponctuelle d'acide acétique dans la lagune anaérobie
- Tableau VI-4 :** Activités mesurées dans la phase liquide et les sédiments de la lagune anaérobie
- Tableau VI-5 :** Comparaison des activités des paramètres cinétiques d'acidogenèse et de méthanogenèse (cette étude et données de la littérature)
- 
- Tableau VII-1 :** Coefficients biochimiques et équations des cinétiques pour les constituants solubles, modèle ADM1, (Batstone *et al.*, 2002)
- Tableau VII-2 :** Coefficients biochimiques et équations des cinétiques pour les constituants particulaires, modèle ADM1, (Batstone *et al.*, 2002)
- Tableau VII-3 :** Réactions biochimiques du modèle ADM1 (Annachhatre, 2002).
- Tableau VII-4 :** Les formes inhibitrices du modèle ADM1, (Batstone *et al.*, 2002)
- Tableau VII-5 :** Nomenclature et unités du modèle ADM1
- Tableau VII-6 :** Protéine total et dissous, carbohydrate et lipide exprimés en pourcentage de DCO total et dissous respectivement. Les valeurs sont les moyennes des mesures à l'entrée des eaux usées de 4 stations quatre fois durant un jour et une nuit. (Kamma *et al.*, 1994)
- Tableau VII-7 :** Distribution de la taille et composition chimique des matières organiques dans les eaux usées municipales (Morgenroth *et al.*, 2002).
- Tableau VII-8 :** Tableau récapitulatif du nombre de mole en tenant compte des pourcentages
- Tableau VII-9 :** Stoechiométrie globale pour une mole de chaque constituant
- Tableau VII-10 :** Stoechiométrie globale avec la prise en compte des différents pourcentages.
- Tableau VII-11 :** Le taux des constantes des réactions et coefficients stoechiométriques lors des processus anaérobiques, 35°C (Henze *et al.*, 1995)
- Tableau VII-12 :** La matrice de Petersen simplifiée, (la forme soluble)
- Tableau VII-13 :** La matrice de Petersen simplifiée, (la forme particulaire)
- Tableau VII-14 :** Tableau récapitulatif des expressions des réactions intervenant dans le modèle (**fraction soluble**)
- Tableau VII-15 :** Tableau récapitulatif des expressions des réactions intervenant dans le modèle (**fraction particulaire**)
- Tableau VII-16 :** Caractéristiques spécifiques du bassin anaérobie (station du CERTE)
- Tableau VII-17 :** Caractéristiques de l'influent (station du CERTE)
- Tableau VII-18 :** Caractéristiques de l'eau de la sortie du bassin anaérobie (station du CERTE)
- Tableau VII-19 :** Fractionnement de la DCO des eaux usées domestiques de l'influent selon notre étude (paragraphe VII-2 dudit chapitre)

- Tableau VII-20 :** Fractionnement de la DCO des eaux usées domestiques dans le bassin anaérobie selon notre étude
- Tableau VII-21 :** Fractionnement de la DCO pour les composants particuliers en entrée (Batstone *et al.* 2002)
- Tableau VII-22:** Valeurs des différents constituants à l'entrée du système
- Tableau VII-23:** Valeurs des différents constituants du bassin anaérobie
- Tableau VII-24 :** Paramètres cinétiques du modèle
- Tableau VII-25 :** Valeurs modifiées (bassin anaérobie)
- Tableau VII-26 :** Les valeurs des principaux constituants à l'entrée et sortie du système
- Tableau VII-27 :** Rendements obtenus sur la DCO soluble et particulaire
- Tableau VII-28 :** Tableau comparatif des cinétiques mesurées et calculées (les cinétiques sont en gDCO/gDCO/j)

---

# **Introduction**

---

Nombreux sont les pays tropicaux, en particulier ceux du tiers monde qui ne bénéficient pas de stations d'épuration. Cependant ces pays ne peuvent plus évoluer sans que l'aspect assainissement soit pris en compte par les pouvoirs politiques.

En effet, dans le souci de garantir une meilleure santé publique et de protéger l'environnement pour un développement durable, le besoin de promouvoir l'épuration des eaux usées domestiques et industrielles s'avère important et doit être pris en compte par les autorités administratives et politiques. Cependant le système qui serait le mieux adapté pour l'épuration des eaux usées dans ces pays tropicaux devrait prendre en compte les conditions climatique, sociale, politique et économique.

Dans le cadre général de notre étude, nous nous intéresserons à un système d'épuration des eaux usées qui prend de plus en plus d'ampleur dans les pays tropicaux : il s'agit du **Lagunage Anaérobie**.

Le lagunage anaérobie est un système extensif d'épuration des eaux usées domestiques, industrielles ou mixtes, plus favorable pour les pays chauds. En effet, l'élément essentiel qui permet sa réalisation est la température. Celle-ci doit être comprise entre 25 et 30°C pour faciliter les conditions de digestion anaérobie. Or ces pays disposent gracieusement de cet élément et leurs conditions climatiques sont favorables à cette température. Voilà une raison essentielle pour ces pays d'opter pour un tel système, du moins en prétraitement. Soulignons que cet avis est partagé par Marais, 1970 ; Mara et Wills, 1994 cités par Paing, 2001. Ces auteurs pensent que le prétraitement par lagunage anaérobie est tellement avantageux que la première considération pour le dimensionnement d'une station d'épuration par lagunage devrait inclure une possibilité de prétraitement anaérobie.

C'est un système peu coûteux, simple, qui ne demande pas une grande technicité pour sa maintenance et son suivi. Il est capable, en plus, de produire de l'énergie à partir du biogaz qui en résulte et, qui, du reste, pourrait être valorisé.

Le lagunage anaérobie présente des aspects négatifs mais des solutions existent pour y pallier. Comme tout système extensif, le lagunage anaérobie exige beaucoup d'espace pour sa réalisation. D'emblée le problème de terrain se pose certes mais vu ses nombreux avantages; le coût énergétique pourrait être investi dans l'achat d'un terrain qui demeure un acquis définitif, contrairement aux systèmes aérés dans lesquels le coût énergétique est récurrent. Le lagunage anaérobie peut poser de sérieux problèmes pour sa production d'odeur. Mais il est reconnu que s'il est bien dimensionné et si la maintenance est assurée correctement, alors ce problème d'odeur peut être maîtrisé.

Le système classique de lagunage anaérobie généralement utilisé, comprend plusieurs lagunes en série à savoir un ou deux bassins anaérobies, un ou plusieurs bassins facultatifs et un ou plusieurs bassins de maturation.

L'OMS (1987) décrit brièvement ces bassins comme suit :

- Bassin anaérobie : c'est un bassin dépourvu d'oxygène et d'algues, dans lequel les bactéries anaérobies dégradent la matière organique. Il a un temps de rétention de 1 à 5 jours avec une profondeur de 2,5 à 5 mètres.
- Bassin facultatif : représenté par un bassin dont les couches supérieures contiennent de l'oxygène dissous et les couches inférieures sont dépourvues d'oxygène, avec la présence d'une couche intermédiaire. Dans les couches supérieures algues et bactéries (facultatives et aérobies)

coexistent. Il a un temps de rétention de 7 à 50 jours, avec une profondeur de 1,5 à 2 mètres.

- Bassin de maturation : c'est un bassin aérobie secondaire ou tertiaire dont la fonction essentielle est l'élimination des agents pathogènes, des nutriments, des matières en suspension et la réduction de la concentration des matières organiques biodégradables. Il a un temps de rétention de 3 à 10 jours (avec un minimum de 5 jours quand on a une seule lagune de maturation) et une profondeur de 1 à 1,5 mètres.

Notre travail de recherche s'attarde uniquement sur le bassin (ou lagune) anaérobie qui joue un rôle important en matière de prétraitement en amont des autres bassins dans un système d'épuration des eaux usées. Le prétraitement représente la fonction première de la lagune anaérobie. Il est basé sur l'élimination de la matière organique selon les processus combinés de décantation et de dégradation anaérobie.

C'est dans ce cadre qu'intervient notre étude dont le thème est : « **Lagunage anaérobie : Modélisation combinant la décantation primaire et la dégradation anaérobie** ».

Ce thème nous emmène à nous interroger dans quelle mesure la dégradation bactérienne pourrait avoir une quote-part importante, en sus de la décantation dans la lagune anaérobie.

Cependant la mise en place d'un modèle s'avère nécessaire pour répondre à cette problématique et apporter notre contribution à l'amélioration de ce système d'épuration des eaux usées dans les pays tropicaux, particulièrement en ce qui concerne la lagune anaérobie.

### **LES OBJECTIFS DE L'ETUDE**

Cette étude permettra de rassembler des informations sur des travaux déjà réalisés (dimensionnement, performances, fonctionnement) qui portent sur les caractéristiques du lagunage anaérobie dans les pays tropicaux afin de mieux comprendre son fonctionnement dans un premier temps. Dans un second temps, il s'agira de réaliser la modélisation de la décantation primaire, en incluant la dégradation anaérobie.

De ce fait des essais seront réalisés dans le laboratoire de notre équipe « Assainissement et Environnement » afin de maîtriser les méthodes de mesure et ensuite pouvoir les appliquer en Tunisie dans la station du CERTE (Traitement et Recyclage des Eaux Usées en Tunisie) qui comporte un lagunage anaérobie.

#### **Les objectifs spécifiques sont les suivants :**

- Quantifier puis modéliser le simple effet de la décantation à travers la sédimentation des particules organiques dans une colonne, cela révèle l'aspect physico-chimique (décantation primaire d'une suspension floculante).
- Montrer la quote-part qui est liée à la dégradation bactérienne anaérobie lors de la décantation, aussi bien dans la partie liquide que dans les sédiments de la lagune anaérobie. Cela permet de suivre et de chiffrer la production d'acides gras volatils (AGV) formés lors des phases d'hydrolyse et d'acidogenèse, dans la partie liquide, dans les sédiments et voir s'il y a un relargage des AGV par les sédiments dans la phase liquide. Cela révèle l'aspect biologique et biochimique.
- Pouvoir quantifier les acides gras volatiles dans les sédiments et dans l'eau : mise en place de la cinétique.
- Mise en place des équations chimiques décrivant la dégradation anaérobie théorique d'une eau usée domestique en général : cela représente la stœchiométrie.

- Ainsi la stœchiométrie et la cinétique permettront de calibrer le modèle afin d'obtenir un modèle mathématique décrivant le fonctionnement des bassins anaérobies.

En effet notre modèle mathématique s'inspire du modèle ADM1 « Anaerobic digestion model N°1 », mis en place par un groupe de chercheurs de 'IWA' (International Water Association). Le modèle ADM1 met l'accent sur les différentes étapes de la digestion anaérobie. Mais après analyse détaillée de celui-ci, nous remarquons qu'il prend en compte trop de paramètres et trop de variables. Or nous savons que si un tel modèle devait être utilisé dans les pays en voie de développement, cela poserait problème pour l'analyse de tous ces paramètres (moyens, technicité et coût). Cela rendrait le système peu compatible avec les objectifs d'un traitement « extensif » et simple.

Aussi pour mener à bien notre modélisation nous allons nous limiter à quelques composés principaux bien identifiés (les lipides, les protéines et les carbohydrates). Notre modèle met l'accent sur l'aspect biologique et biochimique en comprenant deux volets : l'aspect stœchiométrique et l'aspect cinétique.

L'aspect stœchiométrique consiste à décrire les différentes équations de ce modèle mathématique. Cela nous emmène à faire une combinaison linéaire d'équations pour décrire un influent classique quelconque. Les phases prises en compte par ce modèle sont l'hydrolyse, l'acidogénèse et l'acétogénèse. L'aspect cinétique met en exergue la vitesse de production des acides gras volatiles.

Nous pourrions ainsi quantifier le simple effet de décantation et la part liée à la dégradation bactérienne par le biais de ce modèle.

Signalons toutefois que les simulations et, si possible, les comparaisons avec des données expérimentales se feront grâce au logiciel WEST. Il s'agit d'un logiciel de simulation de la qualité de l'eau au niveau des stations d'épuration des eaux usées. Ce logiciel permettra entre autre de construire l'outil qui permettra ultérieurement de coupler le modèle de lagunage anaérobie avec d'autres bassins (aérés, facultatifs, de maturation).

Ce document est divisé en sept grands chapitres:

Le premier chapitre de notre travail est axé sur la synthèse bibliographique qui mettra en exergue les caractéristiques du lagunage anaérobie, à savoir :

- le principe de la digestion anaérobie et ses différentes étapes ;
- les critères de dimensionnement du lagunage anaérobie ;
- ses performances ;
- ses limites et les solutions possibles ;
- des données récoltées sur des installations existantes.

Le deuxième chapitre de ce travail met en exergue les matériels et méthodes : le premier volet porte sur les stations étudiées et le second volet sur la partie expérimentale de la méthodologie.

Cette étude a engendré la mise en place de deux bases de données : à savoir la base de données sur les références bibliographiques et la base de données sur le lagunage qui font partie du troisième chapitre.

Le chapitre 4 présente les résultats des performances épuratoires du lagunage anaérobie par le biais de l'analyse et l'interprétation des résultats de mesure de paramètres tels que : la DCO, la DBO<sub>5</sub> et les MES issus du rapport annuel 2001 de la station de Sidi Bou Ali en Tunisie. Nous présentons aussi les performances épuratoires du lagunage anaérobie de la station du CERTE.

Les chapitres 5 et 6 montrent les résultats des tests de décantation en colonne et ceux des tests de mesure d'activité cinétique de l'acidogénèse et de la méthanogénèse respectivement.

Enfin le septième chapitre porte sur la proposition du modèle de lagunage anaérobie. Nous présenterons dans ce chapitre la méthodologie de la conception de la modélisation combinant la décantation primaire et la dégradation anaérobie proprement dite (description, présentation, stoechiométrie du modèle, matrice de Petersen et les résultats des simulations sur WEST). Nous terminerons par la conclusion générale et les perspectives.

# Chapitre I

---

## **Synthèse bibliographie sur les caractéristiques du lagunage anaérobie**

---

## **I-1 Historique et mécanisme de la digestion anaérobie**

La digestion anaérobie a été découverte il y a plus de trois siècles. C'est en 1630 que des scientifiques ont pour la première fois constaté qu'un gaz inflammable pouvait se dégager d'une matière organique en décomposition (Kalogo, 1999).

D'emblée on peut rappeler que les systèmes de traitement anaérobie sont réputés plus économiques que les systèmes aérobies du fait de l'économie d'énergie, de la faible production de boue, et la possibilité de réutiliser le biogaz produit, qui est converti parfois en énergie électrique ou mécanique.

### **1 Mécanisme de la digestion anaérobie**

La digestion anaérobie est un processus microbiologique de conversion de la matière organique, faisant intervenir essentiellement des populations bactériennes, ainsi que des protozoaires et quelques champignons anaérobies. On l'observe dans des biotopes variés, naturels ou artificiels, tels que les marais, les sédiments de lac, le rumen des herbivores ou encore les digesteurs de station d'épuration. Le principe de la digestion anaérobie est décrit comme la conversion de la matière organique en biomasse et en biogaz, composée essentiellement de méthane ( $\text{CH}_4$ ) et de gaz carbonique ( $\text{CO}_2$ ). La digestion anaérobie d'un produit organique complexe comporte quatre métabolismes différents à savoir : l'hydrolyse, l'acidogénèse, l'acétogénèse et la méthanogénèse. Cela est illustré par la **figure I-1** (Paing, 2001).

#### **a) L'hydrolyse**

Les polymères organiques sont convertis en molécules plus simples (monomères) solubles, sous l'action d'exoenzymes hydrolytiques (cellulases, protéases, lipases) produites par des bactéries fermentaires, anaérobies strictes ou facultatives. L'hydrolyse n'est pas un mécanisme obligatoire de la fermentation méthanique, mais une étape obligatoire pour la solubilisation des complexes organiques insolubles non disponibles pour les micro-organismes.

#### **b) L'acidogénèse**

Les produits de l'hydrolyse sont fermentés en composés organiques simples à courte chaîne (2 à 6 carbones) par des bactéries acidogènes, anaérobies strictes ou facultatives. Cette étape aboutit à un mélange d'acides gras volatils (A.G.V.) et de composés neutres (alcools).

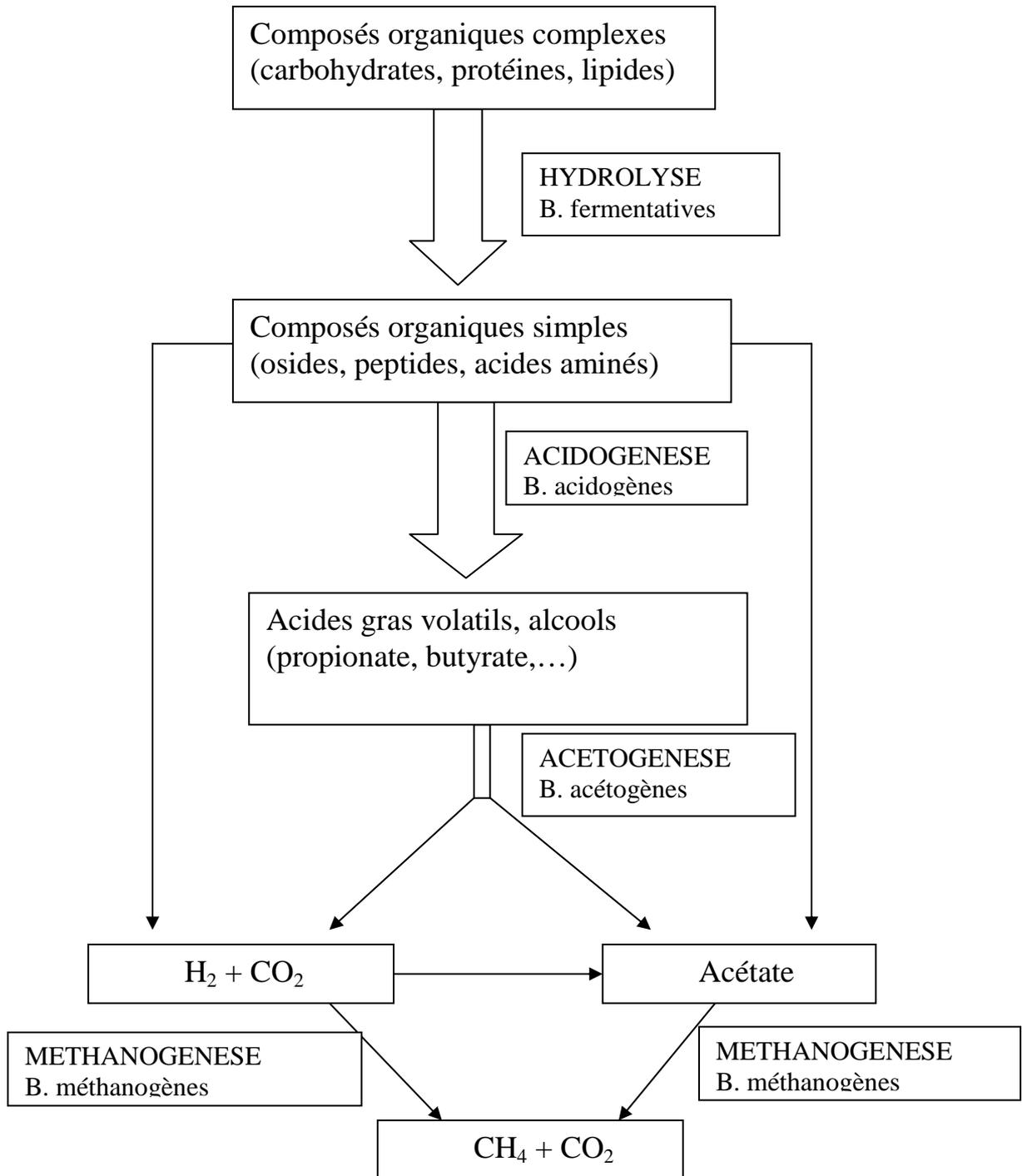
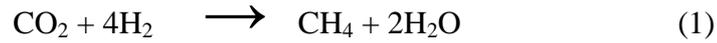
#### **c) L'acétogénèse**

Cette étape est réalisée par des bactéries acétogènes productrices d'hydrogène et conduit à la formation d'acétate, de  $\text{CO}_2$  et d'hydrogène ( $\text{H}_2$ ). Ces réactions de déshydrogénation sont thermodynamiquement défavorables et ne sont possibles qu'à de très faibles pressions partielles en hydrogène. L'action des bactéries acétogènes dépend donc de l'activité des bactéries méthanogènes consommatrices d'hydrogène.

On peut noter également l'activité des bactéries homoacétogènes qui permettent la formation d'acétate à partir du  $\text{CO}_2$  et de l' $\text{H}_2$ .

#### **d) La méthanogénèse**

Les deux principales voies de la fermentation de  $\text{CH}_4$  sont la réduction du  $\text{CO}_2$  (méthanogénèse hydrogénotrophique) et la décarboxylation de l'acide acétique (méthanogénèse acétoclastique) qui représente environ 70% de la formation de méthane, elles peuvent être décrites par les réactions suivantes :



**Figure I-1:** Représentation schématique des différentes étapes de la digestion anaérobie de composés organiques (B = bactéries) (Paing, 2001).

Ces réactions sont réalisées par des bactéries méthanogènes hydrogénotrophes et des bactéries méthanogènes acétoclastes strictement anaérobies. La méthanogénèse réalisée à partir de  $\text{CO}_2/\text{H}_2$  est beaucoup plus énergétique que celle faite à partir de l'acétate et présente donc des temps de réaction plus courts. Le temps de reproduction des bactéries méthanogènes acétoclastes est relativement long (généralement supérieur à 20 jours) et ces bactéries sont très sensibles aux facteurs environnementaux. Il en résulte que la méthanogénèse est souvent l'étape limitante de la digestion anaérobie.

### **Conclusion partielle et discussion**

La digestion anaérobie de la matière organique conduisant à la formation de  $\text{CH}_4$  et de  $\text{CO}_2$  est donc un processus complexe qui nécessite la coexistence de différents types de bactéries. Pour une vision globale de la digestion anaérobie, on peut distinguer deux phases principales :

**Phase I** : **Fermentation acide = Hydrolyse + Acidogénèse**

**Phase II** : **Méthanisation = Acétogénèse + Méthanogénèse**

La phase de fermentation acide (également appelée fermentation méthanique primaire) conduit à la formation de produits intermédiaires, essentiellement des acides gras volatils, qui servent de substrat pour la phase de méthanisation (ou fermentation méthanique principale).

La cinétique de la digestion anaérobie dépend fortement du type de substrat. Pour la dégradation des composés organiques complexes, l'hydrolyse est l'étape limitante, notamment pour la solubilisation (aussi appelée liquéfaction) des composés solides (boues, matières en suspension). Pour la dégradation des composés organiques simples, l'acidogénèse est plus rapide que la méthanogénèse, qui est alors l'étape limitante.

Selon Speece and Mc Carty, 1962 in Binod (2004), la digestion anaérobie peut être regroupée en 3 étapes : l'hydrolyse, l'acidogénèse et la méthanogénèse. La première et la deuxième étape représentent la phase où la DBO reste quasiment constante. La troisième étape est la phase de la réduction de la DBO car au cours de cette phase, la formation de méthane uniquement engendre la diminution de la DBO ou la DCO qui est transformée en méthane ou en gaz carbonique lors du processus de la digestion anaérobie. Le méthane n'étant pas très soluble quittera alors le milieu liquide et on assiste alors effectivement à une diminution de la DBO correspondant à ce composé, comme on le verra par la suite.

## 2 Les facteurs influençant la digestion anaérobie

Plusieurs facteurs environnementaux peuvent influencer le processus d'évolution de la digestion anaérobie, à savoir :

- **La température** : Les différents groupes bactériens de la digestion anaérobie sont sensibles à la température, car des changements brutaux de température peuvent entraîner un déséquilibre du processus qui pourrait entre autre ralentir une étape par rapport à une autre (les bactéries méthanogènes sont plus sensibles aux baisses de température que les bactéries fermentaires et acidogènes), (Cha. et Noike, 1997 cité par Paing, 2001).
- **Le pH** : Les bactéries méthanogènes sont très sensibles aux valeurs de pH du milieu et ont un optimum entre 6,8 et 7,2. La digestion anaérobie se déroule normalement pour des pH compris entre 6 et 8 : en dessous de 6, l'activité des bactéries méthanogènes diminue rapidement et peut être complètement stoppée à partir de 5,5 alors que les bactéries acidogènes continuent à produire des acides gras volatiles (A.G.V.) jusqu'à des pH voisins de 4,5, (Henze *et al.*, 1996).
- **Les substances inhibitrices** : Certaines substances peuvent être inhibitrices, par exemple: l'ammoniac  $\text{NH}_3$  à 100 mg/l, l'hydrogène sulfuré  $\text{H}_2\text{S}$  à 250 mg/l, le cyanure  $\text{CN}^-$  à 5 mg/l, le trichlorométhane à 1 mg/l, le formaldéhyde à 100 mg/l et le nickel à 200 mg/l.

Nous pouvons citer aussi la toxicité des composés organochlorés comme les aromatiques homocycliques et hétérocycliques (Paing, 2001).

La toxicité des acides gras volatils (A.G.V.) en forte concentration supérieure à 3000 mg/l peut être due à la toxicité propre des acides mais aussi à la diminution du pH que leur concentration entraîne. D'après Arhing *et al.* (1995), les fortes concentrations en A.G.V. sont plus le résultat d'un déséquilibre de la digestion anaérobie (causé par une surcharge organique, un changement de température, la présence de toxique) que la cause d'une inhibition.

## I-2 Le lagunage anaérobie

### A) Fonctionnement et dimensionnement du lagunage anaérobie

#### 1 Fonctionnement

Le lagunage anaérobie est réputé performant dans l'élimination de la DBO et des métaux lourds par précipitation des sulfures.

Les lagunes anaérobies ont généralement une profondeur de 2-5 m et reçoivent une charge organique élevée supérieure à 100 g DBO/m<sup>3</sup>.j (équivalent à plus de 3000 Kg/ha.j) pour une profondeur de 3m.

Elles ne contiennent ni oxygène dissous, ni algues, même si certaines pratiques amènent à recycler des algues provenant d'autres bassins en surface des lagunes pour faciliter l'oxydation de produits organiques réduits en général et des odeurs en particulier. Le fonctionnement des lagunes anaérobies est considéré comme analogue à celui d'une fosse septique ouverte et leur première fonction est l'élimination de la DBO. Elles fonctionnent très bien dans les climats chauds ; avec un temps de rétention court parfois un jour pour une température supérieure à 20°C pour une DBO de 300 mg/l dans l'influent (Mara, 1997).

Il faut noter aussi que les lagunes anaérobies résistent aux fortes variations de charge organique et hydraulique.

## 2 Critères de dimensionnement

Les principales méthodes de dimensionnement sont :

- Les méthodes semi empiriques basées sur les charges admissibles qui sont fonction des paramètres environnementaux locaux ;
- Les méthodes purement empiriques basées sur le volume ou surface utile de bassin par usager ;
- Les méthodes rationnelles basées sur un modèle hydrodynamique des bassins.

Notons que dans la littérature, les équations de dimensionnement qui permettent d'évaluer les performances épuratoires s'appliquent principalement à la DBO, DCO, aux germes pathogènes et à l'azote.

### a) Les méthodes semi empiriques : exemple du dimensionnement selon (Mara, 1997)

Les paramètres de dimensionnement de la lagune anaérobie :

- **Le débit** : le débit de l'eau ne doit pas être basé sur la consommation d'eau par personne essentiellement, car cela est excessivement important si le système de distribution contient des pertes ; on suppose un pourcentage global estimé à 80 % de la consommation en eau dans la maison.

- **La DBO** : si le réseau existe, la DBO doit être mesurée en utilisant la composition d'un échantillon après un débit écoulé après 24 heures. Dans le cas contraire :

$$C_i = 1000 b / q \quad (3)$$

$C_i$  : DBO eau usée (mg/l)

$b$  : contribution DBO (g/pers.j soit  $30 < b < 70$  g/pers.j)

$q$  : débit d'eau usée (l/pers.j)

- **La température** est un paramètre important pour les performances et doit être supérieure à 20°C pour que le recours au lagunage anaérobie soit considéré comme intéressant.

Les lagunes anaérobies sont dimensionnées sur la base de la charge organique volumique en DBO<sub>5</sub> notée  $\lambda v$  exprimée en (g DBO<sub>5</sub>/m<sup>3</sup>.j) qui est donnée par la formule :

$$\lambda v = C_i * Q / Va \quad (4)$$

$C_i$  : DBO<sub>5</sub> de l'influent (mg/l ou g/m<sup>3</sup>)

$Q$  : débit (m<sup>3</sup>/j)

$Va$  : volume de la lagune anaérobie, (m<sup>3</sup>).

Meiring *et al.*, (1968) recommandent une charge organique volumique comprise entre 100 et 400 g DBO<sub>5</sub>/m<sup>3</sup>.j afin de maintenir les conditions anaérobies et éviter l'apparition d'odeurs.

Mara et Pearson, (1986) suggèrent une limite supérieure de la charge volumique équivalente à 300 g DBO<sub>5</sub>/m<sup>3</sup>.j pour le dimensionnement, dans le but de fournir une marge adéquate de sécurité en évitant les odeurs. Selon ces auteurs, c'est approprié pour les eaux usées domestiques normales ou municipales qui contiennent moins de 500 mg de sulfates par litre.

Selon (Mara and Pearson, 1998) la formule de la charge organique volumique peut prendre la forme  $\lambda v = C_i / t$  ; si  $t = Va/Q$  avec  $t$  : le temps de séjour en jour, le débit est celui de l'influent.

Quoiqu'il en soit il est donc important de pouvoir prédire la température des bassins en fonction de la saison notamment, un tel modèle a été développé auparavant au sein de l'unité (Eau et Assainissement de l'Université de Liège au campus d'Arlon) (Namèche et Vasel, 1998).

Peña *et al.*, (2000) considèrent que la charge organique volumique de l'influent est fonction de la température et de la qualité de l'eau usée.

### **b) Les méthodes semi empiriques : exemple du dimensionnement selon (OMS, 1987)**

Selon l'Organisation Mondiale de la Santé (OMS, 1987) les procédures de dimensionnement se basent sur l'un des critères suivants :

- la charge surfacique (Kg DBO<sub>5</sub>/ha.j),
- la charge organique volumique (en terme de DBO<sub>5</sub> ou de solides volatiles g DBO<sub>5</sub>/m<sup>3</sup>.j),
- le temps de rétention hydraulique (j).

#### **• La charge surfacique**

Selon Gloyna (1971), il est incorrect de se référer au lagunage anaérobie en terme de charge surfacique (cela convient pour les lagunes facultatives) et la formule qui est généralement utilisée est la charge volumique. La charge surfacique est inadéquate pour dimensionner la lagune anaérobie mais reste importante pour les conditions de terrain et peut prévenir s'il y a un risque pour la lagune qu'elle ne devienne facultative à des périodes de l'année. De nombreux auteurs considèrent que la surface de terrain du lagunage anaérobie n'influence pas ses performances, contrairement au volume.

Notons que par simple application des principes du Génie des Procédés, si on considère que les processus de décantation jouent un rôle important dans les performances d'une lagune, la surface de cette dernière aura nécessairement un rôle important puisqu'on sait que l'efficacité d'un décanteur est directement dépendante de la surface de celui-ci.

En revanche Eckenfelder (1970) montre que pour une charge surfacique variant entre 280 et 4500 Kg DBO<sub>5</sub>/ha.j, il est possible d'avoir une élimination de la DBO<sub>5</sub> entre 50 à 80 % avec une profondeur du bassin de 2.5 à 5 m. Cependant Yanez (1980) cité par WHO (1987) ; selon une étude réalisée à Lima au Pérou, estime qu'en région tropicale, la lagune de type anaérobie doit avoir une charge surfacique supérieure à 1000 Kg DBO<sub>5</sub>/ha.j.

#### **• La charge organique volumique**

Son expression est donnée en g DBO<sub>5</sub>/m<sup>3</sup>.j

C'est la version la plus logique et raisonnable du dimensionnement de la lagune anaérobie, lorsque celle-ci n'est pas considérée comme un décanteur (car la surface serait en ce moment l'élément à considérer).

Cette expression se base indirectement sur le temps de rétention des solides. Les valeurs de la charge organique volumique varient selon différentes études dans des conditions climatiques diverses. Aussi une étude réalisée dans six Etats des Etats-Unis par Bradley et Senra (1976) montre une charge organique volumique de DBO<sub>5</sub> comprise entre 40 et 250 g/m<sup>3</sup>.j avec une prédominance de la valeur élevée.

De plus la charge organique volumique recommandée par le Ministère de la Santé en Israël est de 125 g/m<sup>3</sup>.j (Gloyna, 1971). Quant à Mara (1976) il recommande une charge organique volumique n'excédant pas 400 g DBO<sub>5</sub>/m<sup>3</sup>.j. De même Senra (1981) cité par WHO (1987) suggère une limite supérieure de 70 g DBO<sub>5</sub>/m<sup>3</sup>.j afin d'éviter les problèmes d'odeur.

Enfin Fisher *et al.* (1968) cité par WHO (1987) observent une charge entre 42 et 283 g DBO<sub>5</sub>/m<sup>3</sup>.j dans l'Etat d'Alberta au Canada.

- **Le temps de rétention**

C'est le paramètre le plus utilisé dans le dimensionnement du lagunage anaérobie mais il varie généralement d'un auteur à l'autre.

Gloyna (1971) a observé au cours de ses expériences un temps de rétention de moins de 18 heures (African Housing Board, Lusaka) et recommande un maximum de 5 jours dans les zones tropicales.

Quant à Eckenfelder (1970) il propose un temps de rétention de 5 à 50 jours avec une valeur élevée pour les pays tempérés.

Les tableaux ci-dessous montrent les relations existantes entre ces différents paramètres :

**Tableau I-1 :** Réduction de la DBO<sub>5</sub> comme une fonction du temps de rétention pour T > 20°C (Mara, 1976).

Temps de rétention (j)	Réduction DBO <sub>5</sub> (%)
1	50
2.5	60
5	70

**Tableau I-2 :** Relation entre la température du lagunage anaérobie, le temps de rétention et la réduction de la DBO<sub>5</sub> (Arceivala 1973, cité par WHO, 1987).

Température (°C)	Temps de rétention (j)	Réduction DBO <sub>5</sub> escomptée (%)
10	5	0-10
10-15	4-5	30-40
15-20	2-3	40-50
20-25	1-2	40-60
25-30	1-2	60-80

**Tableau I-3 :** Réduction théorique de la DBO<sub>5</sub> à 22°C (Gloyna, 1971).

Temps de rétention (j)	Réduction DBO <sub>5</sub> (%)
0,12	20
0,40	30
0,71	35
1,3	40
2,4	45
4,7	50
9,4	55

**Tableau I-4 :** Variation de la charge organique volumique et élimination de la DBO<sub>5</sub> dans le lagunage anaérobie avec la température (Mara et Pearson, 1998).

Température (°C)	Charge volumique g/m <sup>3</sup> .j	%DBO <sub>5</sub> éliminée
< 10	100	40
10-20	20T-100	2T+20
>20	300	60

NB : 70% à T &gt;25°C

**c) Les méthodes empiriques : exemple du dimensionnement selon Saqqar et Pescod, (1995a)**

Le dimensionnement est basé sur des critères empiriques qui prennent en compte la charge organique et/ou le temps de rétention. **Le tableau I-5** représente les charges volumiques pour le lagunage anaérobie. Pour le temps de rétention, un choix compris entre 1 et 50 jours est donné dans **le tableau I-6** concernant le lagunage anaérobie traitant des eaux usées domestiques.

En critiquant l'approche de dimensionnement du lagunage anaérobie le rapport de l'OMS (1987) conclut en disant que bon nombre de facteurs environnementaux ne sont pas pris en compte. Les auteurs suggèrent que beaucoup d'investigations soient menées dans ce sens pour aboutir à une procédure de dimensionnement acceptable et raisonnable.

**Tableau I-5:** Valeurs des charges organiques volumiques de différentes lagunes anaérobies (Saqqar et Pescod, 1995).

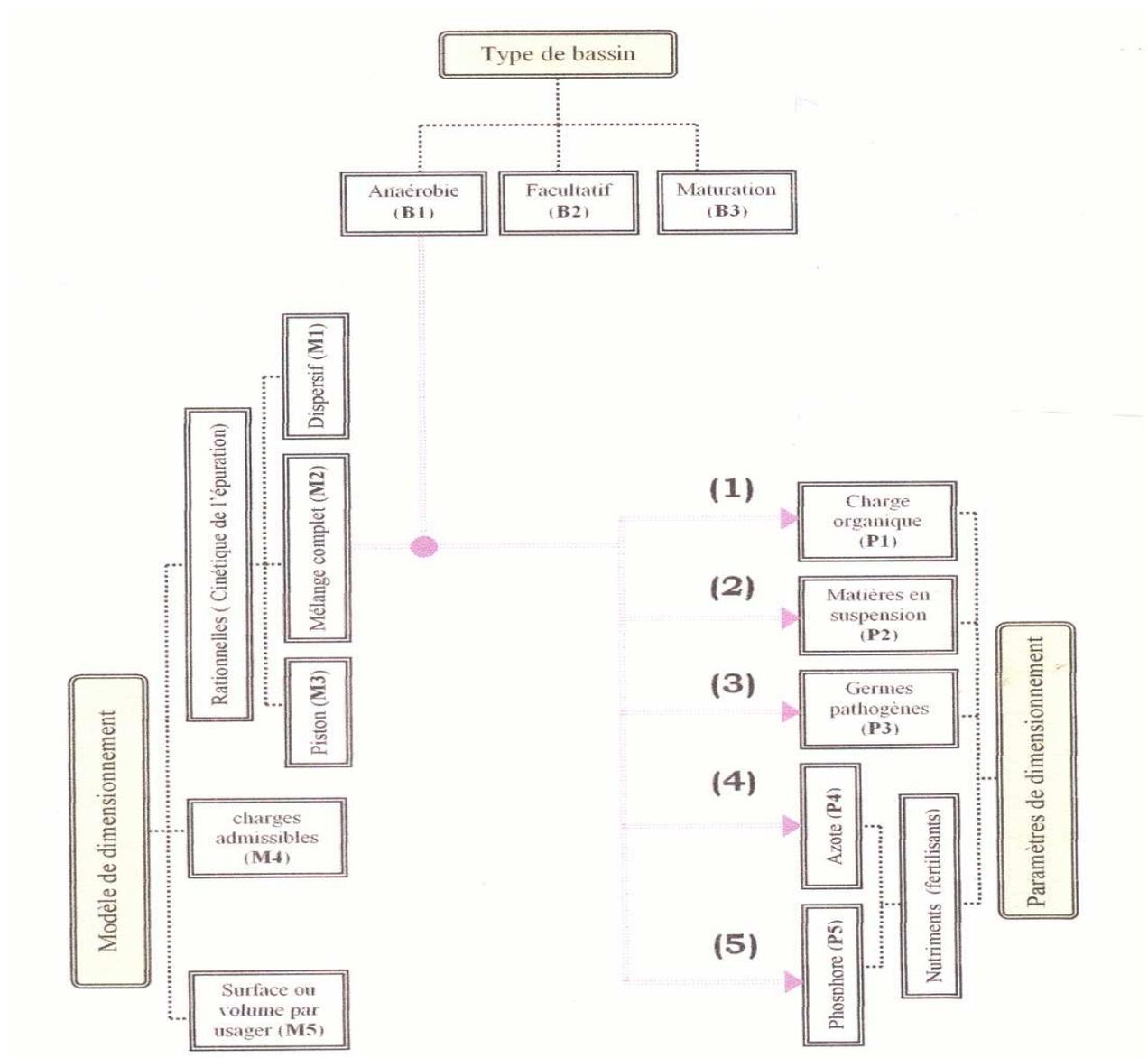
<b>Charge volumique (g DBO<sub>5</sub> /m<sup>3</sup>.j)</b>	<b>Remarques</b>	<b>Références</b>
42-283	Charge admise dans la province de Alberta, Canada.	Fischer <i>et al.</i> (1968)
286	Charge maximale pour le dimensionnement en Afrique du Sud.	Meiring <i>et al.</i> (1968)
189-236	Charge autorisée dans beaucoup d'état aux Etats-Unis.	White (1970)
314	Charge recommandée pour eaux usées domestiques, avec un temps de rétention minimum de 4 jours et une température minimale de 75°F environ 24°C.	Hammers et Jacobson (1970)
125	Valeur recommandée dans les zones semi-arides.	Gloyna (1971)
75-145	Valeur utilisée en Australie à 18°C. Valeur utilisée en Afrique du Sud à 25°C.	Malina et Rios (1976)
100-400	Recommandée pour le dimensionnement et une moyenne de 250 peut être utilisée.	Mara (1976)
40-250	Charge appliquée dans 6 états des Etats-Unis avec une tendance vers la valeur élevée.	Bradley et Silva (1976)
33-600	Intervalle de la charge appliquée.	Ellis (1980)
50-134	Intervalle recommandé pour le dimensionnement en Inde, à faible et haute température.	Arceivala (1981)
100-400	Intervalle recommandé pour le dimensionnement.	Arthur (1983)
300-400	Valeur maximale de dimensionnement	WHO (1987)

**Tableau I-6** : Temps de rétention concernant le lagunage anaérobie (Saqqar et Pescod, 1995).

Temps de rétention (j)	Remarques	Références
2-5	* Réduction de DBO <sub>5</sub> escompté de 60 à 70%.	Parker <i>et al.</i> (1959)
5	* Réduction de DBO <sub>5</sub> escompté de 70%.	Oswald <i>et al.</i> (1967)
0.5	*le minimum pour le dimensionnement en Afrique du sud.	Meiring <i>et al.</i> (1968)
5-30 10 5-10 5 3-5	*Critères du Texas, avec une réduction de DBO <sub>5</sub> espérée de plus de 50%. *Valeur minimale à Montana, avec une réduction de DBO <sub>5</sub> espérée de 70%.  Critères de Iowa, avec une réduction de DBO <sub>5</sub> escompté de 60 à 80%.  *Critères à Illinois, avec une réduction de DBO Escomptée à 60 % * Critères du Nebraska, avec une réduction de DBO, escomptée à 75 %	White (1970)
1-5	* 1-2 jours à une température de 20-30°C * 2-3 jours à une température de 15-20°C * 4-5 jours à une température de 10-15°C * 5 jours à une température de 10° C	Arceivala (1973)
1 5	* En été * En hiver	Malina et Rios (1976)
1-5	*Pour une température de plus de 20°C : un jour, réduction de DBO <sub>5</sub> espérée 50% ; 2.5 jours, réduction de DBO <sub>5</sub> espérée 60% ; 5 jours, réduction de DBO <sub>5</sub> espérée 70%. *Au delà la réduction de la DBO <sub>5</sub> peut être réduit de 10 à 20% si la température est comprise entre 15-20°C.	Mara (1976)
20-50	* En fonction des conditions climatiques	Metcalf et Eddy (1979)
1	* Minimum acceptable	Ellis (1983)
3	* Minimum recommandé	Gloyna (1984)
1	* Minimum recommandé	Who (1987)

**d) Les méthodes rationnelles : exemple du dimensionnement selon les modèles hydrodynamiques**

L'ensemble des méthodes et équations de dimensionnement des stations d'épuration peuvent être schématisé comme à la figure I-2 (Niyongabo, 2006). Avec ces 5 méthodes (codés M1 à M5), 5 paramètres de dimensionnement codés (P1 à P5) et 3 types de bassins codés (B1 à B3), on obtient théoriquement 75 schémas de dimensionnement. Sur cette figure est représenté en guise d'exemple les applications (M2, B1, Pi), i variant de 1 à 5, illustrant les performances du bassin anaérobie selon le modèle « mélange complet ». Ainsi le choix de la combinaison sera fait en fonction des objectifs à atteindre sur les différents paramètres de dimensionnement.



**Figure I-2 :** Combinaisons des méthodes de dimensionnement (Niyongabo, 2006)

En réalité, bien que certains schémas n'existent pas et que d'autres soient fusionnés (modèle purement empirique par exemple), on trouve plus d'équations dans la littérature car une application peut comporter une multitude d'équations. Aussi l'intégration des paramètres locaux (climat, nature des eaux usées, pH, ensoleillement, vent, évaporation et humidité atmosphérique,...) qui entrent en jeu lors de la conception des stations d'épuration doivent éventuellement être pris en compte.

Rares sont les modèles cinétiques permettant d'évaluer les performances de ces lagunes, c'est à dire permettant de quantifier l'effet d'autres paramètres importants, comme le temps de séjour et la charge appliquée sur le rendement épuratoire.

La plupart des modèles identifiés dans un contexte donné ne peuvent pas prendre en compte de façon exhaustive l'ensemble des paramètres physico-chimiques, écologiques, biologiques et microbiologiques qui influencent les réactions mises en jeu. C'est pourquoi l'étude expérimentale et la modélisation du lagunage s'imposent comme les meilleures approches pour comprendre le fonctionnement du procédé dans un contexte climatique et socio-technique donné. Plusieurs modèles de dimensionnement de bassins de lagunage sont proposés dans la littérature pour différentes régions du monde [Mara, 1976 ; Arceivala, 1981 ; 1997 ; Mara and Pearson, 1998].

Cependant nous pouvons citer quelques modèles cinétiques qui permettent d'évaluer les performances épuratoires en fonction du temps de séjour, à savoir :

- Le modèle « mélange complet »,
- Le modèle « écoulement piston »,
- Le modèle dispersif,

Le régime d'écoulement dans les bassins d'épuration alimentés en continu dépend du niveau de mélange interne des eaux. En théorie, il existe deux situations idéales d'écoulement qui sont : l'écoulement piston et le mélange homogène (complet). Le premier cas suppose que les particules contenues dans le flux d'eau entrant quittent le bassin avec l'ordre dans lequel elles y sont entrées. Ce modèle ne prend pas en compte les phénomènes de sédimentation, de transport, de mélange ou de dispersion. Dans le modèle d'écoulement à mélange homogène, on suppose que les particules entrant dans le bassin sont dispersées de façon minutieuse et instantanée dans la totalité du réacteur, ce qui suppose une homogénéisation parfaite. En conséquence, la concentration de l'effluent est supposée être égale à celle du réacteur (Koné, 2002).

Dans la réalité, les situations observées se situent entre ces deux extrêmes. Le modèle couramment utilisé en génie sanitaire pour la modélisation de l'écoulement dans les bassins d'épuration est le modèle d'écoulement de type piston dispersif qui est une juxtaposition d'un écoulement piston et d'une dispersion longitudinale ou axiale [Arceivala, 1981 ; Namèche et Vassel, 1998 ; Pearson *et al.*1999]. Ce modèle semble être plus réaliste que ceux cités précédemment (écoulement piston et mélange complet) et offre des possibilités d'utilisation du nombre de Peclet (qui caractérise le régime d'écoulement dans un réacteur) dans le dimensionnement des ouvrages d'épuration, en dehors du cadre de l'hydrodynamique des bassins. Les paramètres caractéristiques de l'écoulement (vitesse moyenne longitudinale, temps, indice de dispersion, etc....) sont obtenus par des essais de traçage (à la rhodamine ou au lithium) dont la mise en œuvre s'avère parfois très lourde. Les paramètres hydrodynamiques étant connus on peut déduire les paramètres cinétiques à partir des mesures des performances, telles que l'abattement de la DBO par exemple.

Ces modèles empiriques ne sont valables que dans le contexte où ils ont été élaborés, car les conditions climatiques locales peuvent influencer les paramètres hydrologiques. C'est une des

raisons pour lesquelles les bases scientifiques du dimensionnement des bassins de lagunage s'appuient sur des essais in situ.

### 3 Comportement hydraulique du lagunage anaérobie

La lagune anaérobie semble se comporter comme un réacteur parfaitement mélangé pour chacune des couches, excepté la couche liquide où a lieu la décantation. Plusieurs causes contribuent à cette situation :

- présence d'une stratification de couches dans la lagune,
- interconnexion et échange entre les couches (couche de sédiments au fond et les couches supérieures),
- présence de bulles dues à la production de biogaz qui entraîne un mouvement de convection.

Etant donné que le niveau d'agitation n'est pas suffisant pour maintenir la totalité des MES en suspension, il y a donc une décantation qui s'opère par conséquent des sédiments qui se forment au niveau des bassins. Par contre nous allons prévoir un modèle où nous avons plusieurs couches, chacune d'elles étant mélangée entre lesquelles nous pouvons avoir des échanges de matière et la phase liquide étant mélangée.

Ces observations nous permettent de penser à un réacteur parfaitement mélangé. En revanche, comme tout système la lagune anaérobie peut présenter des zones mortes dû à un mauvais fonctionnement ou à une mauvaise distribution du liquide dans le bassin.

Cet avis est partagé par Binod, (2004) qui a réalisé des essais de traçage dans des lagunes anaérobies d'eaux usées industrielles issues du traitement d'amidon. Cet auteur pense que les mouvements de convection des bulles de biogaz produites dans les couches de sédiments de la lagune anaérobie, entraînent la mise en suspension des sédiments tels que la biomasse active présente qui passe de la couche de sédiment à la couche contenant la phase liquide. Il souligne que les bulles de biogaz sont l'un des facteurs clés qui influencent le comportement hydrodynamique des bassins en dehors des facteurs tels que l'accumulation de boue, la vitesse et la direction du vent, la position de l'entrée et la sortie de la lagune et enfin la stratification thermique. Il faut noter cependant qu'il s'agit d'un cas particulier de lagunes fortement chargées dégradant un composé très biodégradable et dans des conditions tropicales.

### B) Les performances épuratoires du lagunage anaérobie

Généralement les performances d'un tel système sont remarquables au niveau du rendement de la demande biochimique en oxygène (DBO<sub>5</sub>), de la demande chimique en oxygène (DCO) et des matières en suspension (M.E.S.). Aussi concernant l'élimination des œufs d'helminthes, soit une élimination de 90 % pour un temps de rétention d'un jour, comme l'ont souligné Mara et Silva, (1986), Ayres (1992) cité par Binod (2004). Selon Saqqar et Pescod (1994) cité par Paing (2001), l'élimination de la matière organique dans les lagunes anaérobies se fait par la sédimentation de la fraction particulaire de la matière organique ainsi que par dégradation anaérobie de la matière organique dissoute.

- **Elimination de la DBO (Mara, 1997)**

Dans la lagune anaérobie, l'élimination de la DBO est réalisée (comme dans une fosse septique) par sédimentation des solides décantables suivie de la digestion anaérobie dans les couches de boue résultantes. Cependant cela est particulièrement intense à des températures supérieures à 15°C, quand la surface de la lagune produit littéralement des bulles avec émission de biogaz, qui est composé à environ 70% CH<sub>4</sub> et 30% CO<sub>2</sub> de manière générale. En effet la production de méthane croît sept fois à chaque élévation de température de 5°C

(Marais, 1970 cité par Mara, 1997). Les bactéries qui interviennent sont les mêmes que celles d'un réacteur anaérobie usuel, sensibles aux mêmes toxines et à des pH bas inférieurs à 6,2. On assiste également à une élimination de bactéries pathogènes dans la lagune anaérobie principalement par sédimentation des bactéries associées aux solides en suspension.

- **Élimination de la DCO et des MES**

La lagune anaérobie a un effet significatif sur la réduction de la concentration en matières en suspension (MES) et la demande chimique en oxygène (DCO) de l'effluent brut. En revanche, il n'y a pas de différence significative entre l'effluent entrant et sortant pour les formes azotées et phosphorées (Paing, 2001), ce qui est normal pour un réacteur anaérobie.

- **Élimination des nutriments**

Dans la lagune anaérobie, l'azote organique biodégradable est hydrolysé en ammonium mais la concentration en azote Kjeldhal (N-org + N-NH<sub>4</sub>) dans l'effluent de la lagune anaérobie est généralement aussi élevée que dans l'influent.

- **Élimination des œufs d'helminthes**

Bien que le rôle principal des lagunes anaérobies soient l'abattement de la charge organique, elles contribuent aussi dans l'abattement des pathogènes.

La présence d'œufs d'helminthes parasites dans les eaux usées constitue la principale contrainte pour leur réutilisation en agriculture. L'OMS (1989) fixe pour une eau destinée à l'irrigation, une teneur inférieure à 1 œuf.l<sup>-1</sup>.

La réutilisation des eaux usées en agriculture dans les pays, où les ressources en eau sont très limitées, présente une alternative de choix (Shuval *et al.*, 1986). Cependant, les eaux usées réutilisées sans traitement préalable, présentent des risques d'ordre sanitaire pour la population humaine et pour le cheptel (Feacham *et al.*, 1983, Prost et Boutin, 1989, Gaspard et Schwartzbrod, 1993), à cause de la présence principalement d'agents pathogènes tel que les virus, les bactéries, les protozoaires et les helminthes (Shuval *et al.*, 1986).

De nombreuses études ont mis en évidence l'efficacité des systèmes de traitement des eaux usées conventionnelles, ou non, vis à vis des œufs d'helminthes : boue activée, filtration sur sable (Schwartzbrod *et al.*, 1989), bassins de lagunage (Mandi *et al.*, 1993, El Hamouri *et al.*, 1994). Elles ont aussi rapporté que la majorité des œufs d'helminthes est éliminée au niveau du bassin anaérobie (bassin de décantation ou bassin en tête de station).

Plusieurs auteurs ont rapporté que l'élimination des œufs d'helminthes à partir des eaux usées lors de l'épuration consiste en un transfert des œufs de la fraction liquide à la fraction solide (sédiment), par un processus de sédimentation directe et/ou d'adsorption sur les particules en suspension (Mandi *et al.*, 1993, El Hamouri *et al.*, 1994, Buitron et Galvan, 1998, Dssouli *et al.*, 2001).

En effet, certains auteurs à travers des expérimentations au laboratoire, ont montré que la sédimentation totale des espèces étudiées est rapide : 30 minutes en bac de décantation de 66 cm de profondeur pour les œufs d'*Ascaris* (Cram, 1943), 2 heures au niveau d'une colonne de 0,53 mètre de hauteur pour les œufs de *Tænia* (Newton *et al.*, 1949). De même Shuval *et al.* (1986) et Ayers (1992) ont rapporté que les œufs d'helminthes avec des densités spécifiques supérieures à 1 présentent des vitesses de sédimentation théoriques élevées (0,26 m.h<sup>-1</sup> pour *Tænia saginata*, 0,65 m.h<sup>-1</sup> pour l'*Ascaris sp.* et 1,53 m.h<sup>-1</sup> pour *Trichuris sp.*). L'application de la vitesse de sédimentation théorique pour les œufs d'*Ascaris*, montre qu'une durée inférieure à 4 heures est largement suffisante pour la sédimentation totale des œufs au niveau d'une colonne de 2 mètres de hauteur. Par ailleurs, les travaux effectués sur l'évaluation de l'efficacité des systèmes d'épuration vis à vis de l'élimination des œufs d'helminthes rapportent que les temps de séjours permettant d'avoir un taux d'abattement de 100 % sont largement supérieurs à ceux déduits des vitesses de sédimentation théoriques. Selon Kowal

(1985), l'élimination des œufs d'helminthes à partir des eaux usées dépend à la fois de la sédimentation et du temps de séjour hydraulique.

Pour optimiser les rendements d'élimination des œufs d'helminthes au niveau d'une station d'épuration des eaux usées, l'accent doit porter principalement sur le premier bassin en général ou bassin anaérobie en particulier. Tout dysfonctionnement au niveau de ce dernier peut affecter l'ensemble de la station.

- **Lagunes anaérobies en série**

Concernant les eaux usées domestiques, il n'y a pas d'avantage à disposer de deux lagunes anaérobies en série (Silva, 1982 cité par Mara, 1997). La première lagune anaérobie si elle est bien dimensionnée, peut réduire la DBO par exemple de 240 mg/l à 60 mg/l à 25°C ; et la seconde réduira seulement à 45 mg/l.

En revanche pour les eaux usées industrielles fortement chargées, deux ou plusieurs lagunes anaérobies en série peuvent être avantageux car le rendement au niveau de la DBO est élevé. Par exemple Mc Garry et Pescod (1970) cité par Mara (1997) décrivent un système avec cinq lagunes anaérobies en série pour le traitement d'une usine de Tapioca. La DBO de l'influent est de 3800 mg/l, la charge volumique de 224 g/m<sup>3</sup>.j et une profondeur de 3 m, tout ceci pour chaque lagune anaérobie. Les surfaces et temps de rétention décroissent le long des séries. Ils constatent que la DBO a été réduite à 255 mg/l soit l'équivalent d'une réduction de 93 %.

Nous illustrons à travers les tableaux suivants (I-7 à I-13) les résultats de certains auteurs qui ont mis en évidence ces performances. Rappelons à nouveau que si la lagune anaérobie se limitait à un simple décanteur il n'y aurait aucun avantage à mettre des lagunes anaérobies en série puisque à vitesse ascensionnelle égale on n'éliminerait pas d'autres particules que celles retenues dans le premier bassin (puisque la vitesse ascensionnelle est égale à la vitesse de Stockes de la particule cible).

**Tableau I-7 :** Données récapitulatives des performances de lagunes anaérobies (Pescod, 1996).

Auteurs (année)	Zone d'étude	Température (°C)	Temps de rétention hydraulique (jours)	DBO <sub>5</sub> dans l'influent (mg/l)	Rendement sur la DBO (%)
Saqqar et Pescod (1994)	Alsamra (Amman/ Jordanie)	>20	5	455 - 1030	40 - 70
Silva (1982)	Nord-Est du Brésil	23,6 – 26,3	2 – 6,8	105 - 358	68 - 83
Mara (1976)	-----	>20	1 - 5	-----	50 - 70

NB : la température a un important effet sur les performances du lagunage anaérobie, surtout pour les zones où nous avons des changements climatiques. Dans ces zones en deçà de 15°C,

l'activité anaérobie biologique cesse et la DBO<sub>5</sub> éliminée est due à la sédimentation des matières solides dégradables. Aussi durant ces périodes on devrait pouvoir mesurer le rendement lié à la décantation seule, ce qui n'est généralement pas fait.

**Tableau I-8 :** Evaluation du rendement et élimination de la charge en DBO du traitement primaire au Maroc dans des lagunes anaérobies (Ouazzani et Boussaid, 2002).

Lagunes anaérobies	V bassin (m <sup>3</sup> )	t (j)	Débit (m <sup>3</sup> /j)	DBO(g/m <sup>3</sup> .j) Appliquée	DBO(g/m <sup>3</sup> .j) éliminée	% DBO éliminée
Benslimane	3500	3.0	1120	45	23	52
Boujaad	1909	1.5	1200	52	27	52
Ouarzazate	1826	4.2	432	80	44	55
Marrakech ANP I	665	2.0	320	121	45	37
Bensergao	1500	1.4	1100	400	180	45
Marrakech ANP II	665	0.8	864	428	193	45

NB : (températures 15 et 20°C en hiver et en été respectivement) (V : volume ; t : temps de séjour)

**Tableau I-9 :** Caractéristiques physiques et chimiques des eaux usées d'une industrie de latex concentré d'une lagune anaérobie dans le sud de la Thaïlande (Wittayakul *et al.*, 2002).

Paramètres	Eaux usées brutes	Effluent de la Lagune Anaérobie
DCO (mg/l)	4760-12177	812-4000
DBO5 (mg/l)	2450-8200	400-2850
MES (mg/l)	350-2680	125-360
Sulfate (mg/l)	404-2262	24,7-159
Sulfure total (mg/l)	0-8,1	21,3-72,3
Sulfure dissout (mg/l)	0-3	16,9-61,1
Hydrogène sulfuré (mg/l)	0-2,9	2,4-48,6
pH	3,72-7,96	5,43-7,66
Odeur (T.O.N.)	152-470	251-990

**Tableau I-10:** Paramètres physiques de la lagune anaérobie à Mèze en France (Paing *et al.*, 2002).

Volume	Profondeur	Temps de séjour	Charge organique	population
5000 m <sup>3</sup>	3,1 m	4,6 jours	83 gDBO/m <sup>3</sup> .j	13 800

**Tableau I-11:** Caractéristiques annuelles de l'influent et l'effluent de la lagune anaérobie, à Mèze en France (Picot *et al.*, 2002).

Paramètres	Eaux usées	Effluent	Rendement (%)
Température	12,2 – 25,3	8,1 – 25,8	
pH	7,4	7,1	
MES	256	114	55
DCO totale (mg O <sub>2</sub> /l)	589	462	22
DCO dissoute (mgO <sub>2</sub> /l)	332	302	70
Bicarbonate (mg CaCO <sub>3</sub> /l)	321	380	
Acides gras volatils (mg ac.ac./l)	41	75	
Sulfures (mg S/l)	3,8	19,2	
Sulfates (mg SO <sub>4</sub> /l)	165	57	
Azote kjeldhal (mg N/l)	59	61	
ammonium (mg N/l)	45	51	
phosphate total (mg P/l)	10,4	9,5	
orthophosphate (mg P/l)	6,3	7,1	

**Tableau I-12 :** Synthèse des résultats accumulés de performances épuratoires des lagunes anaérobies traitant des effluents domestiques reportés recueillie dans la littérature.

Références	Zone d'étude	Temps Séjour (j)	Q (m <sup>3</sup> /j)	L (m)	l (m)	P (m)	T (°C)	DBO5 (entrée mg/l)	DCO (entrée mg/l)	MES (entrée mg/l)	DBO (sortie en %)	DCO (sortie en %)	MES (sortie en %)	CH.V. gDBO/m <sup>3</sup> /j	CH.S. KgDBO/ha/j
De Oliveira <i>et al.</i> (1996)	Brésil	1	30	1,8	1,2	1,5	23	186f.	502	283	81,2%	63,5%	79,5%	--	--
De Oliveira <i>et al.</i> (1996)	Brésil	1,5	30	1,8	1,2	1,5	24	240	508	298	61,7%	53,9%	75,2%	--	--
Soares <i>et al.</i> (1996)	Brésil	1	20	4,9	1,7	2,5	25,6	179	--	--	53mg/l	--	--	177	4425
Gomes de Sousa (1987)	Portugal	1,64	233,28	--	--	3	20	480t.	710	351	45%	36%	55%	3000	8760
Gomes de Sousa (1987)	Portugal	1,23	311,04	--	--	3	20	540t.	810	372	44%	37%	58%	440	13180
Alabaster <i>et al.</i> (1991)	Kenya	0,6	7056	--	--	4	--	1100	2165t.	--	553mg/l	46%	--	1820	--
Alabaster <i>et al.</i> (1991)	Kenya	0,6	4926	--	--	3	--	623	1249t.	--	204mg/l	54%	--	95	--

Q : débit ; L : longueur ; l : largeur ; T : température ; CH.V. : charge-organique-volumique ; CH.S. : charge-surfacique ; t. : totale ; f. : filtrée

### C) Les limites du lagunage anaérobie et solutions

- Le lagunage anaérobie faisant partie des systèmes extensifs, ne peut être mis en œuvre dans les grandes villes où le problème d'espace se pose. Il est alors recommandé pour les petites villes. Signalons toutefois que son utilisation en prétraitement-traitement primaire permet de réduire l'ensemble de la surface utilisée pour les autres bassins.
- La limite la plus importante à prendre en considération reste celle des odeurs générées par un tel système. En effet, l'origine principale des odeurs provient de la production et de l'émission d'hydrogène sulfuré ( $H_2S$ ) considéré comme le composé majoritaire du sulfure. Il est produit par les bactéries sulfato-réductrices principalement les *Desulfovibrios* qui réduisent les sulfates en sulfures. Une étude réalisée par Pescod (1996) montre que les problèmes d'odeur interviennent lorsque l'influent du bassin anaérobie a une concentration en  $H_2S$  supérieure à 100 mg/l avec un pH inférieur à 7,5. Signalons que la concentration de  $H_2S$  varie proportionnellement avec la température et de façon inversement proportionnelle avec le pH. Selon MC Farland et Jewell (1989) cité par Paing (2001), la concentration en sulfure dans les lagunes anaérobies ne dépend pas seulement de la sulfato-réduction. D'autres mécanismes pourraient avoir un rôle primordial : l'émission de  $H_2S$  dans l'atmosphère pourrait représenter une quantité importante de sulfures. Aussi, la précipitation des sulfures dans les boues, notamment avec les ions ferriques ( $Fe^{3+}$ ) pourrait favoriser la diminution de la concentration en sulfures.
  - Pour résoudre ce problème, diverses solutions sont proposées : Pescod (1996) montre que la recirculation de l'effluent d'autres bassins riches en algues dans un tel système permet de réduire ces problèmes d'odeur. Il en est de même d'une bonne implantation du système par rapport à la direction du vent.
  - Dans une étude en Afrique du sud sur le lagunage anaérobie Abbott (1962) cité par Pescod (1996), a opté pour la recirculation de l'effluent du quatrième bassin de maturation dans le premier bassin anaérobie avec une proportion de recirculation de 1-1 et cela a permis d'arrêter les odeurs.
  - Une autre étude réalisée en Israël en 1969 par Folkman *et al* (1972) cité par Pescod (1996) montre qu'une recirculation avec une proportion de 1.5-1 dans un système en série du quatrième bassin vers le premier anaérobie donnait de bons résultats. Une étude faite par Shelef et Kanarek (1994) cités par Pescod (1996) sur le même site confirmait ces performances avec une augmentation cette fois-ci de la proportion de recirculation de 1,5-2,5 en fonction des conditions climatiques et de la charge.

Pescod soulignait en 1996 que des études étaient en cours dans ce sens pour montrer le succès de la recirculation comme solution effective pour pallier aux problèmes d'odeur d'un tel système. Cependant, il faudrait prendre en compte le coût du pompage qui dépendra du taux de recirculation, de la charge dans le premier bassin et de la qualité de l'effluent de recirculation. Par ailleurs la mise en œuvre d'une recirculation aura pour conséquence inévitable de réduire plus ou moins fortement le temps du séjour de l'influent dans le bassin.

- Voici quelques autres solutions concernant les problèmes d'odeur :
  - Les consignes de dimensionnement doivent être respectées ;
  - La concentration en sulfate dans l'influent doit être inférieure à 300 mg  $SO_4^{2-}/l$  (Gloya et Espino, 1969 cité par Mara, 1997) ;

- Une petite quantité de sulfure est bénéfique car il réagit avec les métaux lourds pour former des sulfures métalliques insolubles qui précipitent. Mais si la concentration en sulfures varie entre 50-150 mg/l cela peut inhiber la méthanogenèse (Pfeffer, 1970 cité par Mara, 1997) ;
- L'avantage important des faibles concentrations (10-12 mg/l) de sulfures dans la lagune anaérobie est qu'elles sont rapidement fatales pour les *vibrio cholerae* qui sont les agents responsables du cholera (Oragui *et al.*, 1993) ;
- D'après Mara et Mills (1994), les lagunes anaérobies ne posent pas de problème d'odeur pour un pH de 7,5-8, une concentration en sulfure de 10-15 mg S/l et une température supérieure à 20°C.

Le tableau I-13 présente des solutions récentes mises en valeur à la suite d'un pilote ou d'un bassin à grande échelle.

**Tableau I-13:** Possibilité de solutions pour réduire l'émission d'odeur dans la lagune anaérobie, (Paing *et al.*, 2002).

SOLUTION TYPE	MODE D'ACTION	REFERENCES
Addition de FeCl <sub>3</sub>	Compléxe les sulfures en sulfures ferreux insolubles (FeS ou FeS <sub>2</sub> ).	Paing <i>et al.</i> , (2002)
Ajout de chaux	Augmenter le pH de la lagune pour réduire la proportion de [H <sub>2</sub> S]aq.	Parker, (1979)
Aération de surface	Augmenter le potentiel redox à la surface de la lagune pour l'oxydation du sulfure en sulfate.	Zhang <i>et al.</i> , (1997) (échelle pilote) Schulz et Barnes (1990) (eaux usées agricoles)
Recirculation	Combiner l'action de l'injection de : <ul style="list-style-type: none"> <li>• l'eau avec un pH élevé</li> <li>• biomasse algale pour élever le potentiel redox par la photosynthèse</li> <li>• ajout d'un débit supplémentaire pour le renouvellement de l'eau et dilution des sulfates.</li> </ul>	Shelef <i>et al.</i> , (1977)
Couverture imperméable	Isoler l'émission des odeurs gazeuses, Collecter et traiter le gaz produit.	DeGarie <i>et al.</i> , (2000) Shelef et Azov, (2000)
Couverture perméable	Isoler l'émission des odeurs gazeuses,	Zahn et Dispirito, (1999)
Biologique ou synthétique	Fixer et oxyder ce gaz dans une structure poreuse	Hudson <i>et al.</i> , (2001) Picot <i>et al.</i> , (2001)

## D) La sulfato-réduction

La sulfato-réduction est un processus dont la compréhension demeure très complexe. Outre le risque d'apparition d'odeurs, elle est source de perturbations d'une digestion anaérobie normale. De ce fait elle ne doit pas être négligée pour deux raisons principales :

- Elle est en partie responsable des odeurs par rejet d'hydrogène sulfuré dans les stations d'épuration qui utilisent le principe de la digestion anaérobie.
- Elle entre en compétition avec les bactéries productrices de méthane lors de la méthanogenèse au cours de la digestion anaérobie. Cela réduit énormément la production finale de méthane.

### Le métabolisme des sulfato-réducteurs (Edeline, 1993)

Ces bactéries utilisent le même substrat que les méthanigènes, mais avec un accepteur d'électron qui est ici l'ion sulfate. De ce fait l'énergie qu'elles dérivent de leur réaction énergétique est plus élevée, leur métabolisme est plus actif, et elles détournent ces substrats à leur profit, éliminant ou induisant l'inactivité des méthanigènes par des mécanismes non encore clairement compris.

Par exemple la réaction des acétoclastes :



est remplacée par :



alors que la réaction des hydrogénotrophes :



est remplacée par :



L'activité des sulfatoréducteurs est donc limitée par la dose de  $\text{SO}_4^{2-}$  disponible, mais aussi par la disponibilité de  $\text{H}_2$  et d'une petite molécule organique comme  $\text{CH}_3\text{COOH}$ .

Toute la production de méthane se trouve transformée en production d' $\text{H}_2\text{S}$ .

Non seulement les sulfatoréducteurs confisquent les substrats des méthanigènes, mais ils engendrent un produit qui est pour elles toxique : le  $\text{H}_2\text{S}$  sous sa forme non dissociée. Deux attitudes sont alors possibles pour préserver la communauté méthanigène :

- Augmenter le pH de façon à réduire la fraction toxique ;
- Diminuer le pH de façon à permettre l'extraction de  $\text{H}_2\text{S}$  par strippage.

Endo et Tohya (1985) recommandent un pH de 6,5.

Les produits soufrés peuvent être présents dans la boue ou l'eau à traiter, sous la forme apparemment innocente du  $\text{SO}_4^{2-}$ . Il est toutefois possible de neutraliser dans une certaine mesure ces effets, et de maintenir simultanément des méthanigènes et des sulfatoréducteurs. Des essais ont montré que la production de gaz chutait brutalement lorsque la teneur en soufre, à pH 6,5, atteignait la dose relativement élevée de 450 mg/l dans le liquide, et ce nonobstant l'élimination d'une masse supplémentaire de  $\text{H}_2\text{S}$  strippé par le biogaz. Lorsque la dose toxique est atteinte, la production de gaz cesse également, ce stripage disparaît et l'intoxication s'aggrave. C'est pourquoi elle est si nette et brutale, quoique réversible dès qu'on a éliminé le  $\text{H}_2\text{S}$  par une méthode appropriée.

L'effet du sulfate est plus complexe. Dès son apparition, il occasionne une réduction correspondante du volume de gaz produit et de sa qualité. La sulfato-réduction plafonne, notamment en raison de la limitation en substrat organique, de sorte que le sulfate apparaît dans l'eau avec sa toxicité propre vis à vis des méthanogènes, et il les inhibe totalement lorsque sa concentration atteint 900 mgS/l. Notons cependant que dans certaines lagunes le cycle du soufre se complète et d'autres bactéries sont capables, dans des conditions encore mal connues de réoxyder les sulfures. Cet aspect ne sera pas évoqué ici, mais un travail a débuté sur ce sujet dans l'unité « assainissement et environnement ».

### E) L'accumulation de boue

L'accumulation de boue peut être comparée à la quantité de matières en suspension éliminée par la lagune anaérobie. La distribution des boues au fond du bassin n'est pas homogène et varie au cours du temps. Selon une étude réalisée à Mèze par Paing (2001), la digestion des

boues est plus intense dans les lagunes anaérobies, ce qui conduit par conséquent à une faible production de boue. Cependant, dans le cas des lagunes anaérobies fonctionnant à faible charge, le premier curage devra être réalisé après 13 années de fonctionnement.

Nous citons quelques chiffres pour la quantification de l'accumulation des boues :

- L'accumulation de boue est souvent exprimée en terme de volume par an par personne. (Gloyna, 1971) : 0,03-0,05 m<sup>3</sup>/per/an ; (Arceivala, 1986) : 0,08m<sup>3</sup>/per/an.
- L'étude de Pescod (1996) montre à Alsamra (à Amman en Jordanie) une épaisseur moyenne d'accumulation de boue de 1.7m après 44 mois de fonctionnement.
- Une étude faite par Picot *et al.* (2002) donne à Mèze 26 kg de solides secs/j équivalent à 0,017 m<sup>3</sup>/pers.an ou 10 cm/an.
- 0,04 m<sup>3</sup>/pers.an de boue accumulée à 20°C (Mara et Pearson, 1998)
- 0,02 m<sup>3</sup>/pers.an de boue accumulée (Gomes de Sousa, 1988).
- 0,03 et 0,15 m<sup>3</sup>/pers.an de boue accumulée (Gonçalves, 2000 cité par Paing, 2001).
- Keffala *et al.* (2008) ont réalisé sur le site pilote du CERTE en Tunisie, une étude qui présente les taux d'accumulation, la distribution spatiale ainsi que les caractéristiques chimiques des sédiments dans une installation de bassins de stabilisation composée d'un bassin anaérobie, un bassin facultatif et deux bassins de maturation pour le traitement d'eau usée en Tunisie. Il ressort de cette étude que les taux moyens d'accumulation de boue obtenus varient entre 0,0036 et 0,018 m<sup>3</sup>/équivalent hbt.an ou 0,22 et 3,22 kg de solides en suspension par équivalent habitant an, avec une valeur moyenne de 0,029 m<sup>3</sup> par équivalent habitant an correspondant à l'accumulation totale des trois bassins. Aussi cette étude a montrée que la distribution des boues est loin d'être homogène, les épaisseurs de sédiments les plus importantes sont enregistrées aux entrées et sorties des bassins.

### F) La production de biogaz

La production de biogaz est essentiellement composée de méthane (CH<sub>4</sub>) qui est majoritaire, de gaz carbonique (CO<sub>2</sub>) et d'autres gaz généralement non quantifiés. Cette production dépend uniquement de la température (plus la température est élevée et plus la production est importante) et est peu influencée par les variations de charge organique. On observe un optimum de production entre 30-35°C suivi d'un palier et une chute quelque soit l'augmentation de la température.

Oswald *et al.* (1963), Sharpe et Harper (1999) cité par Paing (2001) soulignent le fait que la production de biogaz est plus importante près de l'entrée car la sédimentation y est plus importante et le matériel particulaire plus fortement biodégradable.

D'après Picot *et al.*, (2002) la composition de biogaz peut s'estimer à 83 % pour le méthane (CH<sub>4</sub>), inférieur à 4 % pour le gaz carbonique (CO<sub>2</sub>), inférieur à 1 % (de 75 à 4770 ppm) pour le sulfure d'hydrogène (H<sub>2</sub>S) et de 14 % de résidus de gaz (azote). La production de gaz augmente quand la température croît. Mais au-delà d'un optimum, la production de gaz chute quelque soit l'augmentation de la température.

Notons que le méthane est un gaz à effet de serre plus puissant que le CO<sub>2</sub>. L'intérêt pour le récupérer et le valoriser du point de vue énergétique devrait donc s'accroître dans les prochaines années, à la fois pour des raisons environnementales et énergétiques. Cela pourrait avoir des conséquences sur le dimensionnement des bassins.

### **Conclusion**

Cette synthèse bibliographique a permis de mettre en exergue les caractéristiques du lagunage anaérobie à savoir son dimensionnement, ses performances ; de mieux comprendre son fonctionnement et son utilisation en tant que prétraitement primaire dans les systèmes d'épuration des eaux usées.

Les études réalisées sur les lagunes anaérobies s'attardent plus sur les performances épuratoires. Les aspects tels que l'accumulation des boues, la production de biogaz ne sont généralement pas pris en compte alors que nous savons que la production de biogaz est le seul paramètre permettant de quantifier l'efficacité de la digestion anaérobie et les bilans de matière du processus.

Signalons aussi que d'autres facteurs environnementaux tels que la température, le pH et l'évaporation doivent être considérés dans le concept afin d'aboutir à une procédure de dimensionnement acceptable et raisonnable (WHO, 1987).

Cependant, il existe des disparités sur les méthodes de dimensionnement qui sont basées pour la plupart sur des formules empiriques. Aussi le meilleur moyen de pouvoir remédier à ces inconvénients est de modéliser le fonctionnement de ces bassins pour mieux apprécier ce qui se passe à l'intérieur de la lagune anaérobie.

Les données des performances épuratoires dans la littérature en ce qui concerne la DBO et la DCO ne sont pas explicitées. C'est à dire qu'en général, aucune précision n'est fournie sur l'origine de la DBO ou la DCO : particulaire, filtrée ou totale.

En ce qui concerne, les problèmes d'odeur, les différentes solutions proposées méritent d'être approfondies et étudiées à grande échelle afin de mettre en exergue leur efficacité.

Des investigations scientifiques évoluent dans cette optique afin d'approfondir les connaissances relatives au fonctionnement du lagunage anaérobie comme première étape dans les systèmes d'épuration des eaux usées dans les pays tropicaux et faciliter son utilisation.

Le prochain chapitre présente les stations qui ont fait l'objet de l'étude et l'ensemble du matériel et méthode expérimentales.

## Chapitre II

---

### Matériels et méthodes

---

La première partie de ce chapitre sera axée sur les stations étudiées et la deuxième partie sur l'ensemble du matériel et méthodes expérimentales.

## A. LES STATIONS ÉTUDIÉES

### A-1 Station du CERTE: Présentation de l'étude

Cette partie fera une présentation de la station pilote de traitement des eaux usées du Centre de Recherches et des Technologies des Eaux (CERTE) en Tunisie.

#### A-1-1 Situation de la zone d'étude

Avec une superficie de 164 150 Km<sup>2</sup>, la Tunisie est le plus petit pays du Maghreb, long de 1200 km et large de 280 km en moyenne. Le pays s'ouvre largement sur la mer méditerranéenne avec 1298 Km de côtes, délimitées à l'ouest par l'Algérie et au Sud par la Libye. La Tunisie subit l'influence du climat méditerranéen ainsi que le continentalisme qui apparaît dès qu'on s'éloigne de la côte. La ville de Tunis, qui abrite la station pilote du CERTE, est la capitale de la Tunisie.

#### A-1-2 Conditions climatiques

Grâce à ses longues côtes et ses faibles altitudes et sa position méditerranéenne, la Tunisie jouit par un climat très agréable dans l'ensemble. Les saisons sont marquées et les températures varient de 25°C à 33°C l'été et de 15°C à 26°C l'hiver. Sur les côtes, les températures sont plus fraîches, et en se dirigeant vers le sud le climat devient progressivement plus chaud et plus sec. Les précipitations moyennes annuelles sont d'environ 610 mm, la pluie est plus rare dans le sud avec environ 178 mm dans le Sahara. Au centre du pays, le climat est continental chaud, avec une pluviométrie oscillant entre 150 et 400 mm de pluie. Les précipitations sont irrégulières avec 800 mm de pluie dans le nord et 50 à 150 mm au sud. Le tableau II-1 donne les températures et la pluviométrie moyennes mensuelles à Tunis.

**Tableau II-1** : Variation mensuelle de la température et la pluviométrie à Tunis

MOIS	J	F	M	A	M	J	J	A	S	O	N	D
température en °C	11	12	13	16	19	24	26	27	25	20	16	12
pluviométrie en mm	69	46	44	40	23	9	1	9	36	54	56	67

Source : [www.tunisia-sun.com/fr/tn/climat/index.php](http://www.tunisia-sun.com/fr/tn/climat/index.php) (février 2003)

#### A-1-3 Déroulement de l'étude

Ce travail a été réalisé sur la station pilote du laboratoire Traitement et Recyclage des Eaux Usées du CERTE en Tunisie. Dans le cadre de nos travaux de recherche nous avons effectué un stage de deux mois (15 octobre au 15 décembre 2005) dans les locaux de ce laboratoire afin de :

- Réaliser des essais de décantation en colonne dans les différents bassins de cette station,
- D'effectuer des analyses d'acidogénèse et de méthanogénèse à partir de la biomasse de la lagune anaérobie pour en déduire les différentes cinétiques.

En effet les résultats des essais de décantation nous permettront de développer un modèle de décantation applicable aux bassins de lagunage. Quant à la cinétique de l'acidogénèse et de la méthanogénèse, elle sera couplée avec la stoechiométrie mise en place pour la dégradation

théorique d'un influent classique d'eau usée domestique. Signalons dès à présent que les coefficients cinétiques et stoechiométriques représentent les paramètres du modèle.

L'ensemble de cette approche sera rassemblée afin d'élaborer, de calibrer et de valider le modèle mathématique mis en place.

### **A-1-4 Présentation de la station pilote (Ghrabi, 1994)**

La station pilote du CERTE de la ville de Tunis est composée de 4 filières de traitement :

- Le lagunage naturel,
- Les disques biologiques,
- Le lit bactérien,
- Le sol filtrant.

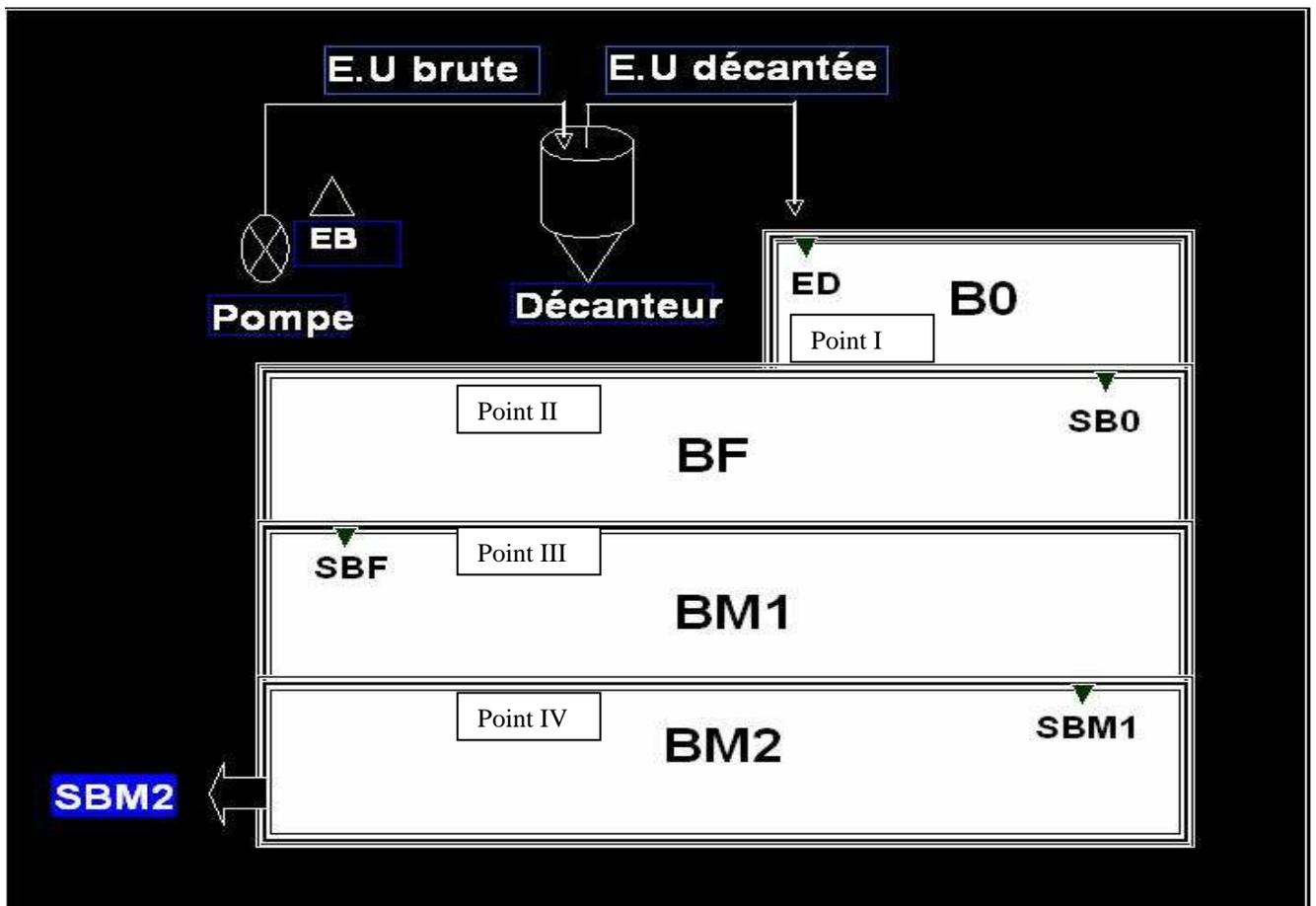
Le lagunage naturel objet de cette étude mise en eau en 1985 est composé de 5 bassins disposés en série. Cette série comporte un bassin anaérobie B0 qui a été incorporé à l'amont du bassin facultatif, un bassin facultatif BF et 3 bassins de maturation BM1, BM2 et BM3 ce dernier étant un bassin planté qui n'a pas été pris en compte dans cette étude. Ces bassins sont construits en béton armé. L'alimentation des bassins se fait par des tuyaux en PVC (diamètre 100 mm). Les eaux se déversent dans le bassin aval à 1 mètre de profondeur, soit environ au 1/3 inférieur de la profondeur du bassin. La sortie se fait par gravité entre 5 et 10 cm de profondeur.

Les eaux usées domestiques sont pompées à partir du collecteur principal des égouts de la ville de Tunis pour 282 équivalents habitants (Cité Mutuelle ville). Ces eaux sont décantées dans un petit décanteur primaire qui alimente les 4 filières de la station pilote. Les eaux décantées alimentant les différentes filières déversent dans un bac de distribution ou sont installées des déversoirs triangulaires pour le contrôle des débits.

Les figures II-1 et II-2 présentent une vue générale de la station et le plan schématique de la station respectivement. Les tableaux II-2 et II-3 montrent les caractéristiques géométriques des bassins et leur condition de fonctionnement respectivement.



**Figure II-1** : Vue générale de la station pilote de lagunage naturel du CERTE (Tunis)



EB : eaux brutes, EU brute : eaux usées brutes, EU décantée : eaux usées décantées, B0 : bassin anaérobie, SB0 : sortie bassin anaérobie, BF : bassin facultatif, SBF : sortie bassin facultatif, BM1 : premier bassin de maturation, SBM1 : sortie du premier bassin de maturation, BM2 : deuxième bassin de maturation, SBM2 : sortie deuxième bassin de maturation.

**Figure II-2 :** Plan schématique de la station pilote de lagunage naturel (CERTÉ -Tunis) et points d'échantillonnage

**Tableau II-2 :** Les caractéristiques géométriques des bassins de la station pilote du CERTÉ

Bassins	B0	BF	BM1	BM2	BM3
Surface (m <sup>2</sup> )	(7,22*4,10)	(19,03*5,18)	(19,03*6,40)	(19,03*6,25)	(18,5*6,27)
Profondeur (m)	3,25	2,34 - 1,44	1,34	1,22	1,20
Volume (m <sup>3</sup> )	96	180	164	147	138
Temps de séjour (j)	2,74	5,14	4,69	4,2	—

**Tableau II-3** : Conditions de fonctionnement de la station du CERTE

Année	Débit (m <sup>3</sup> /j)	Temps de passage théorique total (j)	Charge appliquée DBO <sub>5</sub> (kg/ha.j)	
			Sur BF	Totale
1990	12,3	59	310	70
1991	35,5	20,5	848	191
1992	25,5	27,0	520	110

La charge appliquée sur B0 en 1992 est très forte soit 2930 kg/ha.j. Par ailleurs, nous enregistrons un débit moyen de 34,9 m<sup>3</sup>/j de 1998 à 2005 et une charge en DBO<sub>5</sub> dans l'eau usée brute mesurée à l'entrée de la station d'une valeur de 9,3 Kg/j.

Les caractéristiques de la deuxième station qui a aussi fait l'objet de cette étude du point de vue performances épuratoires sont présentées ci-dessous.

## A-2 Station de Sidi Bou Ali : Présentation de la station

### A-2-1 Situation de la zone d'étude et contexte local

Mise en service en Août 1995, la station de Sidi Bou Ali (Tunisie) est située à quinze kilomètres de la ville de Sousse au Nord Est. Cette station est construite pour la ville de Sidi Bou Ali qui compte 8000 équivalents habitants.

Le but visé lors de la mise en place de cette station était de traiter les effluents de type urbain (les eaux usées domestiques de la ville de Sidi Bou Ali). Mais, elle a aussi un caractère expérimental et a pour autres objectifs :

- L'utilisation des eaux traitées par la station à des fins d'irrigation,
- La production de lentilles d'eau (lemna) dans les derniers bassins et les valoriser comme complément dans l'alimentation animale,
- Et utiliser les trois séries de bassins non aérés pour pouvoir expérimenter, dans le futur, d'autres techniques d'épuration telles que le lagunage à macrophytes, la production d'algues.

La production de lemna, outre son intérêt pour l'alimentation animale, permet d'établir une couverture végétale sur les bassins naturels. Ainsi, en diminuant l'éclairement au sein de la masse d'eau, elle empêche la prolifération des algues. La croissance des lemna est favorisée par un faible taux de pollution carbonée (DBO, DCO).

La station de Sidi Bou Ali doit donc produire une eau apte à l'irrigation, cela veut donc dire ayant bénéficié d'une épuration suffisante de la charge carbonée, d'une nitrification convenable et, une eau exempte d'algues. Elle doit aussi produire une eau d'une qualité qui permet la production de lentilles d'eau.

Les eaux traitées sont rejetées dans un milieu récepteur, caractérisé par un oued et créant un cours d'eau qui déverse directement dans la mer.

Les agriculteurs étaient réticents à l'utilisation de cette eau pour l'irrigation. En effet l'eau avait une coloration verte à la sortie de la station d'épuration, à cause de la présence des algues.

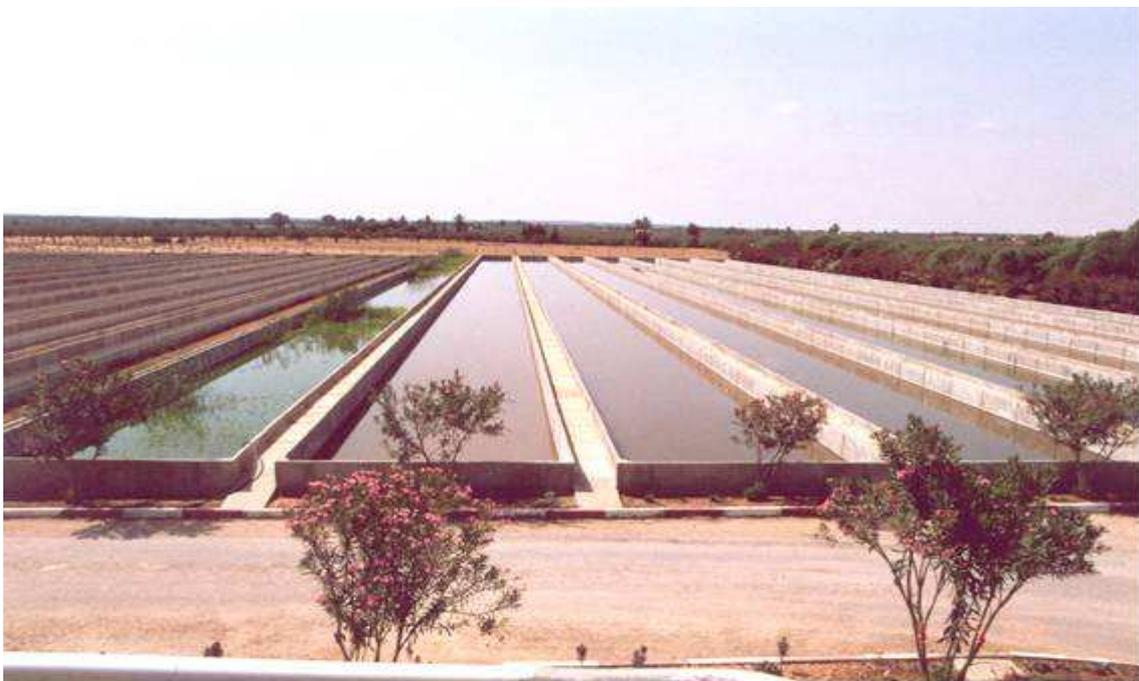
### A-2-2 Présentation de la station avant sa réhabilitation

Nous présenterons le schéma général (Figure II-3) de la filière de traitement et les caractéristiques des bassins (la surface, la profondeur, la longueur, la largeur, la hauteur totale et le volume).

- **Dessablage** : Le dessableur est constitué de deux caniveaux parallèles. Les sables sont évacués manuellement. (Longueur : 3 m, largeur : 0,9 m, hauteur utile : 0,3 m).
- **Dégrillage** : Deux grilles fixes à enlèvement manuel des produits de dégrillage. (Espacement entre barreaux : 2 cm, largeur de la grille : 0,9 m).
- **Déshuilage** : un déshuileur rectangulaire statique à nettoyage manuel. (Longueur : 2,5 m, largeur : 1 m, hauteur : 3,25 m).
- **Traitement primaire** : Ce traitement se fait dans deux bassins circulaires : **lagunes anaérobies**. (Diamètre : 32 m, surface : 803,84 m<sup>2</sup>, profondeur utile : 3 m et volume utile : 2411,52 m<sup>3</sup>).
- **Le lagunage à macrophytes** : (traitement par plantes aquatiques)

Vingt quatre bassins rectangulaires constituant trois étages de huit bassins chacun. (Le Volume total utile : 18000 m<sup>3</sup>, la longueur d'un bassin : 150 m, la largeur : 5 m et la profondeur d'eau de 1 m).

- **Traitement des sous produits** :
  - ✓ **Lemna** : Egouttage et séchage sur des cadres grillagés horizontaux posés sur des piquets plus la valorisation en aliments pour les poissons et volailles.
  - ✓ **Boues** : Séchage de la boue provenant du curage des bassins de lagunage anaérobies tous les deux ans dans la fosse à boue. (Longueur : 30 m, largeur : 40 m, profondeur : 1 m).



**Figure II-3** : Vue générale de la station de Sidi Bou Ali en Tunisie (sans les lagunes anaérobies)

### A-2-3 Caractéristiques géométriques et charge organique du bassin anaérobie

Mise en service en 1995, la station de Sidi Bou Ali en Tunisie est constituée de plusieurs bassins. Notre étude portera sur les deux lagunes anaérobies (figure II-4) fonctionnant en alternance. En 2000, l'alimentation se faisait par le centre du bassin et en 2001 sur le côté.

Les lagunes anaérobies sont de forme circulaire, avec un diamètre (D) de 32 m, une hauteur (H) de 3 m et un débit d'entrée (Q) de 450 m<sup>3</sup>/j.

Ces informations nous ont permis de calculer la surface du bassin (S), le volume (V), les charges organiques surfacique ( $\lambda_s$ ) et volumique ( $\lambda_v$ ) et le temps de séjour théorique ( $t_s$ ) dont les expressions sont les suivantes :

La DBO<sub>5</sub> moyenne de l'influent est de 615,75 mg/l ou g/m<sup>3</sup>

$$t_s \text{ (j)} = V/Q = 2411,52/450 = 5,35 \text{ j} \quad (1)$$

Le tableau II-4 récapitule les données géométriques.

**Tableau II-4 :** Caractéristiques géométriques du bassin anaérobie (si une seule lagune fonctionne)

Paramètres	Valeurs
D(m)	32
H(m)	3
Q(m <sup>3</sup> /j)	450
V(m <sup>3</sup> )	2411,52
S(m <sup>2</sup> )	803,84
$\lambda_s$ (kg/ha.j)	3463,59
$\lambda_v$ (g/m <sup>3</sup> .j)	114,90
T <sub>s</sub> (j)	5,35

D: diamètre, H : hauteur , Q : débit, DBO<sub>5</sub> : la DBO<sub>5</sub> moyenne de l'influent.

**Tableau II-5 :** La DBO<sub>5</sub> moyenne de l'influent

Mois	Janv	février	mars	avril	mai	juin	juillet	août	septembre	octobre	novembre	décembre
DBO <sub>5</sub>	553	570	587	512	977	977	409	566	288	453	706	791

Cela fait une moyenne de 615.75 mg/l ou g/m<sup>3</sup> de DBO<sub>5</sub>



**Figure II-4:** Les deux lagunes anaérobies de la station de Sidi Bou Ali en Tunisie

## **B. MATERIEL ET METHODES EXPERIMENTALES**

Cette partie fera une présentation du matériel et de la méthodologie mise en place pour les essais de décantation et d'analyse de la biomasse de la lagune anaérobie (activités d'acidogénèse et de méthanogénèse).

### **B-1 Analyse de l'eau et des sédiments**

#### **B-1-1 Prélèvement et points d'échantillonnage (voir figure II-2)**

Les essais de décantation ont été réalisés sur des échantillons prélevés aux points I pour B0, II pour BF, III pour BM1 et IV pour BM2.

Les échantillons pour la centrifugation de la biomasse ont tous été prélevés au point I de la lagune anaérobie.

#### **B-1-2 Procédure analytique (Standard Method, 1998) voir le détail en annexe 1**

### **B-2 Méthodologie utilisée pour les essais de décantation des MES en colonne**

La lagune anaérobie joue un rôle important en matière de prétraitement par le biais de la décantation des matières en suspension (Binod (2004), Saqqar et Pescod (1995)). Le principe de fonctionnement de ce type de lagune étant basé sur la sédimentation et la digestion anaérobie des boues décantées.

Vu l'importance du rôle de la décantation dans la lagune anaérobie nous avons voulu étudier plus en détail ce phénomène afin de montrer le rôle que cela peut jouer dans le choix d'avoir une lagune anaérobie en amont de tout système de traitement. Plusieurs essais de décantation en colonne ont été effectués sur les eaux des bassins anaérobie, facultatif, de maturation 1 et 2, l'influent entrant et sur le mélange surnageant + sédiments de la lagune anaérobie.

### 1) But

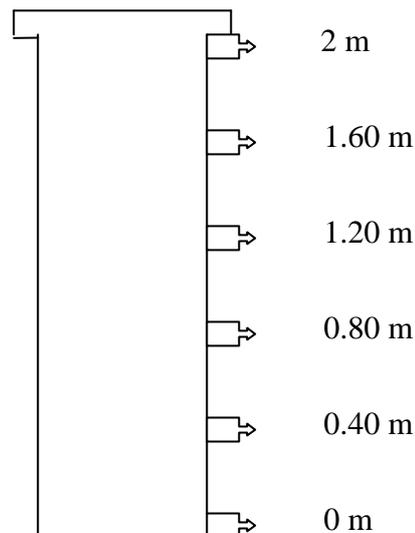
Le but est de pouvoir quantifier l'effet de la simple décantation dans une colonne, abstraction faite des autres mécanismes tels que l'hydrolyse, l'acidogénèse, et la méthanogénèse qui se déroulent à des vitesses plus lentes et qui seront abordées ultérieurement.

### 2) Principe

Il s'agit de suspensions hétérodisperses, flocculantes dont les particules sédimentent à des vitesses différentes. Certaines peuvent donc en rattraper d'autres, et le choc qui en résulte peut produire un flocon plus gros et décantant plus vite que chacune des particules de départ. Ce cas est assimilable aux décanteurs primaires. Ce type de décantation appartient à la catégorie des suspensions flocculantes pour lesquelles la théorie de Stokes n'est pas applicable, pas plus que la théorie de Kynch, qui elle, s'applique à la décantation en zone.

### 3) Dispositif et Protocole d'expérimentation

Nous faisons un essai de sédimentation sur une colonne de 2 m pourvue de prises latérales équidistantes tous les 40 cm, la colonne a un diamètre de 20 cm (figure II-5). Nous procédons au prélèvement de petits échantillons (20 à 50 ml) à chaque niveau (du haut vers le bas) à des temps prédéterminés de 15- 30- 45- 60- 75- 90- 105- 120 minutes. Nous y dosons les matières en suspension (MES) selon le Standard Method, (1998) et nous dressons un tableau comprenant les concentrations en (mg/l) des matières en suspension à chaque hauteur de prélèvement.



**Figure II-5:** Schéma de la colonne de décantation

### 4) Interprétation

- **La méthode de Krishnan (1976) cité par Edeline (1998)**

Il n'existe pas de théorie complète de la décantation flocculante. Par contre il existe des modèles destinés à interpréter les résultats expérimentaux, et à partir de ces derniers de dimensionner un décanteur. Pour la méthode de Krishnan il faut calculer la moyenne des pourcentages d'élimination relevés à chaque valeur du temps. Ceci revient à faire l'hypothèse que la suspension se partage uniformément entre les diverses profondeurs, de sorte que l'effluent est un mélange égal de ces différentes couches. Dans ce cas, les profondeurs choisies doivent être équidistantes sous peine d'introduire un facteur de pondération implicite.

A chaque valeur du temps (t), correspond une charge hydraulique ( $C_h$ ) : qui équivaut à une vitesse ascensionnelle permettant de traverser toute la colonne en un temps (t). Par exemple, si la colonne a 2 m de hauteur,  $C_h = 200 / t$ , donné en cm/mn.

Cela nous permet de construire un graphique appelé «Graphe d'enlèvement » qui représente le pourcentage de matières éliminées en fonction de la charge hydraulique ( $C_h$ ).

• **Selon la méthode de Tay (1982) cité par Edeline, (1998)**

De très bons ajustements ont été obtenus pour trois grands décanteurs canadiens en utilisant la formule suivante :

$$(S_0 - S)/S_0 = \theta/(t_{50} + \theta) \quad (3)$$

L'équation (3) peut aussi s'écrire comme suit :

$$(S_0/S)-1 = \theta/t_{50} \quad (3')$$

Où :

$S_0$ : (respectivement S) la teneur en matières en suspension à l'entrée (respectivement à la sortie) en mg/l,

$\theta$  : le temps de rétention (mn.), pour lequel on a mesuré S,

$t_{50}$  : le temps de rétention correspondant à 50% d'enlèvement (mn.).

L'équation (3), est celle du graphe d'enlèvement.

L'équation (3') permet de construire le graphe  $(S_0/S)-1$  en fonction de  $\theta$ , et la pente de cette droite représente l'inverse du temps de rétention correspondant à 50% d'enlèvement ( $1/t_{50}$ ).

Il faut que  $t_{50}$  soit déterminé avec grande précision et l'équation ne peut servir qu'à posteriori. Elle a l'avantage de ne comporter qu'un seul paramètre.

**B-3 Méthode pour la décantation des œufs d'helminthes**

Des essais de décantation ont été réalisés au Maroc avec les eaux usées d'une station type lagunage anaérobie (Dssouli *et al.*, 2006). Nous avons appliqué le modèle de décantation de Krishnan (1976) et Tay (1982) sur les données des résultats expérimentaux afin de déterminer le temps de rétention correspondant à 50 % d'élimination ( $t_{50}$ ) des œufs d'helminthes et suivre leur décantation dans le bassin anaérobie.

L'équation 3 prend la forme suivante dans le cas des œufs d'helminthes :

$$N_0 - N/N_0 = \theta/(t_{50} + \theta) \quad (4)$$

Où :

$N_0$ : (respectivement N) la teneur en helminthes total à l'entrée (respectivement à la sortie) en œuf /l,

$\theta$  : le temps de rétention (mn.), pour lequel on a mesuré N,

$t_{50}$  : le temps de rétention correspondant à 50% d'enlèvement (mn.).

Cette équation (4), qui est celle du graphe d'enlèvement se linéarise en portant  $(N_0/(N_0-N))$  en fonction de  $(1/\theta)$  et la pente de la droite de régression représente  $t_{50}$  déterminé graphiquement.

Cette partie du travail permettra de comprendre les mécanismes responsables de l'élimination des œufs d'helminthes à partir des eaux usées et l'optimisation du fonctionnement des bassins anaérobies. Il a porté sur l'étude spatio-temporelle de la décantation des œufs d'helminthes au niveau d'une colonne de 2 mètres de hauteur au laboratoire. Il est à noter que très peu d'études similaires ont été effectuées. Elles ont initialement été faites sur des colonnes de faibles profondeurs de 53 cm (Newton *et al.*, 1949) et sur des bacs peu profonds de 66cm (Cram., 1943) de telles profondeurs sont très faibles pour représenter celles d'un bassin anaérobie allant de 2 à 5 mètres.

Les eaux usées de la ville d'Oujda sont utilisées dans leur totalité en agriculture et contribuent à l'irrigation de plus de 500 hectares y compris celles des cultures maraîchères (ou cultures à risque). Le canal principal draine à lui seul plus de 60 % des rejets d'eau usée de la ville.

Pour chaque essai un volume de 80 litres d'eau usée est prélevé à l'exutoire du collecteur principal. Les essais de décantation des œufs d'helminthes ont porté sur une colonne cylindrique de 2 mètres de hauteur et de 22,7 cm de diamètre. Cette colonne est munie de 4 sorties d'eau (robinets) réparties de la façon suivante : à 50, 100, 150 et à 200 cm, permettant ainsi de récupérer l'eau décantée des 4 bandes après chaque temps de décantation : 0-50, 50-100, 100-150 et 150-200.

Les temps de décantation des œufs d'helminthes étudiés sont : 8, 16, 24, 48 et 72 heures. Trois répétitions ont été adoptées pour chaque temps.

A la fin de chaque essai, la totalité de l'eau décantée de chacune des 4 bandes de la colonne est récupérée soit 20 litres répartis en 10 flacons de 2 litres chacun, puis soumise à 12 heures de repos. Le surnageant est jeté et le culot est récupéré et centrifugé pour être analysé par la suite.

L'identification des œufs d'helminthes à partir des culots obtenus est effectuée selon le protocole expérimental de la technique d'Arther- Fitzgerald- Fox (Arther *et al.*, 1981). L'énumération des œufs a été réalisée à l'aide de la lame Mac Master sous microscope photonique.

### **B-4 Activités d'acidogénèse et de méthanogénèse**

#### **1) But**

Le but de cette expérience est de vérifier si les activités d'hydrolyse, d'acidogénèse et d'acétogénèse sont intenses (par le biais des acides gras volatils produits au cours de ces différentes phases) dans les parties liquides ou les sédiments de la lagune anaérobie via le dosage des acides gras volatils (AGV) contenus dans les échantillons qui y seront prélevés et analysés au laboratoire. En effet, si l'activité d'hydrolyse est intense (production élevée d'AGV), nous pourrions dire qu'effectivement en dehors du simple effet de décantation, il se déroule une activité biologique intense dans la colonne et cela pourrait être comparable à ce qui se passe dans une lagune anaérobie; en revanche, nous considérerons uniquement le phénomène de simple décantation dans la colonne d'eau si l'activité biologique y est réduite.

#### **2) Les variables d'état lors de l'hydrolyse, l'acidogénèse et la méthanogénèse**

La phase d'hydrolyse permet la décomposition des macromolécules en éléments plus simples et l'acidogénèse conduit à la formation ou production d'acides gras volatils qui seront consommées par les bactéries acétoclastiques pour favoriser la méthanogénèse. Les différents acides gras volatils sont : acides acétique, propionique, iso butyrique, iso valérique, valérique et caproïque.

Le laboratoire du CERTE ne disposant pas d'un CPG (chromatographe en phase gazeuse) permettant de doser séparément les différents AGV on fera un dosage colorimétrique global en ramenant à un « équivalent acide acétique ». Alors, au cours de cette phase, nous seront emmenés à mesurer les variables d'état tels que : les acides gras volatils (A.G.V.) dans la partie liquide et dans les sédiments.

#### **3) Méthodologie des essais d'activité**

Nous avons mis en place une méthodologie visant à déterminer l'activité biologique de la biomasse contenue dans la phase liquide et les sédiments accumulés au fond de la lagune anaérobie, obtenue après centrifugation. Les cinétiques mesurées sont celles de l'acidogénèse et la méthanogénèse de la biomasse présente dans la phase liquide et dans les sédiments de la lagune anaérobie, caractérisées par une production d'acide acétique et une consommation ou

disparition d'acide acétique respectivement. Les substrats utilisés à cet effet sont le glucose pour l'acidogénèse et l'acide acétique pour la méthanogénèse.

### 3-1) Technique de centrifugation de la biomasse pour l'ensemencement du milieu

- Prélever un à deux litres du surnageant de l'eau de la lagune anaérobie et centrifuger (centrifugeuse modèle SIGMA) à 3000 tours pendant 15 minutes, Vider le surnageant et récupérer la biomasse au fond du godet (culot),
- Remettre du liquide physiologique (Na Cl à 9g/l) dans le culot et centrifuger à nouveau,
- Vider le surnageant en conservant le culot,
- Re centrifuger à nouveau après avoir remis en suspension avec du liquide physiologique,
- Remettre le culot (biomasse) dans du liquide physiologique (500 ml) pour conserver les bactéries,
- Normalement le milieu doit être exempt d'oxygène (0 mgO<sub>2</sub>/l) puisque nous fonctionnons en anaérobie (mesurer avec une sonde à oxygène). Si tel n'était pas le cas alors injecter du gaz azote pour maintenir les conditions anaérobies. Prélever 25 ml de la biomasse contenue dans 500 ml (notre bouteille d'ensemencement) et mesurer les MES et MVS.

### 3-2) Procédure de la mise en bouteille

- Utiliser deux flacons de 500 ml, ajouter dans chaque flacon 150 ml d'une solution de glucose à 1,5 g/l pour l'acidogénèse et 150 ml d'une solution d'acide acétique à 0,1 g/l pour la méthanogénèse,
- Rajouter 150 ml de biomasse dans chaque flacon (soit celle obtenue à partir de la phase liquide ou celle des sédiments) contenu dans le liquide physiologique (voir bouteille d'ensemencement),
- Rajouter 200 ml d'eau distillée dé aérée dans les flacons,
- Après avoir bien mélangé les flacons de 500 ml,
- Buller de l'azote dans les flacons pour maintenir les conditions anaérobies,
- Bien fermer le flacon et le conserver à 37°C (noter l'heure et la date de la mise en bouteille).

### 3-3) Suivi de la cinétique

- Prélever à l'aide d'une seringue 0,5 ml du surnageant contenu dans chaque flacon de (500 ml) soit pour la biomasse liquide ou pour la biomasse des sédiments et suivre le protocole de colorimétrie pour doser soit la production d'acide acétique (acidogénèse) ou la disparition d'acide acétique (la méthanogénèse),
- En principe il faut commencer tout de suite après avoir mis en présence le substrat et la biomasse, la durée dépendra de l'activité, l'essai ne devrait durer que quelques heures (5 à 8 h),
- Etablir le graphe de l'évolution temporelle des AGV,
- Voir combien d'AGV est produit par unité de temps par rapport au début des essais et aussi par gramme de biomasse sèche (MES ou MVS), (la pente de la droite de régression représente la cinétique).

Les mesures d'AGV ici ont été réalisées grâce à un spectrophotomètre de type Lambda 14 UV visible.

### **B-5 Analyse microscopique des échantillons de biomasse**

L'observation microscopique de la biomasse prélevée dans la lagune anaérobie a été réalisée avec un microscope de type Motic Digital.

Dans la biomasse issue du surnageant nous avons observé:

- Des Protozoaires de forme allongée à savoir :
  - Des œufs de nematelminte
  - Des œufs de plathelminthe (forme allongée aplatie, les œufs ont une forme arrondie)
- Des bactéries avec des formes rondes ou coques nommées des cocci certainement des streptocoques,
- Des algues (plus ou moins allongée vert fluorescent)

Dans la biomasse issue des sédiments nous avons:

- Beaucoup plus de bactéries,
- Moins d'œufs de plathelminthes que dans le surnageant,
- Et des algues.

### **Conclusion**

Cette partie du travail a permis de mettre au point l'ensemble du matériel et méthodes expérimentales nécessaires pour la mise en place de notre modèle.

Le modèle de Krishnan (1976) et celui de Tay (1982) permettront d'interpréter les essais de décantation en colonne. Ainsi le  $t_{50}$  (temps correspondant à 50% d'élimination des matières en suspension) déterminé permet d'apprécier le temps de décantation dans la lagune anaérobie. Ainsi la fonction de prétraitement -décantation de la lagune anaérobie est mise en évidence par l'efficacité et la vitesse de sédimentation des particules en suspension et aussi par l'élimination des œufs d'helminthes.

La méthodologie mise en place pour les activités biologiques permettra de déterminer les cinétiques aussi bien dans le surnageant que dans les sédiments de la lagune anaérobie lors des phases d'acidogenèse et de méthanogenèse.

Il est intéressant de signaler que nos mesures ont été faites par la méthode colorimétrique car nous ne disposons pas d'un chromatographe en phase gazeuse qui demeure une technique plus précise. De ce fait il se pourrait que la méthode colorimétrique sous évalue nos résultats, raison pour laquelle nous restons prudents dans la suite pour les interprétations.

Enfin l'analyse microscopique des échantillons de biomasse a permis de connaître leur composition (protozoaires, bactéries cocci et algues) de manière globale.

Le chapitre suivant présente l'élaboration d'une base de données sur le lagunage.

## Chapitre III

---

# Elaboration d'une base de données sur le lagunage

---

Des extraits de ce chapitre ont fait l'objet d'une communication par poster lors d'un colloque (6<sup>th</sup> International IWA specialist group conference on WSP/ 30 septembre 2004 Avignon).

**Effebi K.R, Jupsin H., Vasel J.-L.**

Proposal of a database for waste stabilization ponds as a tool for modelization (Case study of performance of five plants in Tunisia).

Dans le cadre de cette étude, nous avons mis en place un outil de travail intéressant qui est la base de données sur le lagunage appelé « WSP DATABASE » Waste Stabilisation Pond Data Base ou base de données sur les systèmes d'épuration par lagunage. Cette base regroupe plusieurs informations sur les stations de type lagunage et lagunage anaérobie. Ces données proviennent pour la plupart d'articles, de thèses ou de rapports techniques.

### **III-1 Base de données sur le lagunage « WSP Data Base »**

Le but recherché en créant cette base de données est de mettre à disposition des membres de l'unité « Assainissement et Environnement » des données de stations d'épuration, particulièrement les stations de lagunage au sens large, incluant les systèmes anaérobies. Cela, afin de comparer les résultats obtenus lors des analyses des paramètres, les caractéristiques des bassins pour chacune des stations. Ces données pourraient servir à la réalisation de modèles sans avoir à se rendre sur le terrain, elles permettent aussi des comparaisons.

#### **a) Présentation de la base de données « WSP Data Base »**

L'objectif de la base de données est de créer une structure générale de stockage et faciliter l'échange de données sur différents types de bassins. La figure III-1 montre le schéma général de la présentation de la base de données. Les principales rubriques (tableau III-1) sont : stations, photos, capacité nominale, articles, rapports, hydrodynamique, données physico-chimiques, personne de contact et des informations sur le bassin. Pour chaque rubrique le nombre de champs est indiqué. Plusieurs types de bassins ont été pris en compte dans cette base de données, à savoir : bassins anaérobies, lagunes aérées, bassins facultatifs, maturation, chenal algal à haut rendement, pisciculture, bassins à zooplancton, bassins à lemna, bassins tertiaires et combinés.

#### **b) la structure de la base de données « WSP Data Base »**

La base de données « Waste stabilization ponds » permet de collecter des informations générales sur des bassins. Une fois que la station est identifiée et encodée, il est possible de compléter la rubrique avec des informations supplémentaires. Cette base de données a été mise en place à l'aide du logiciel Access 97.

#### **c) L'origine des données**

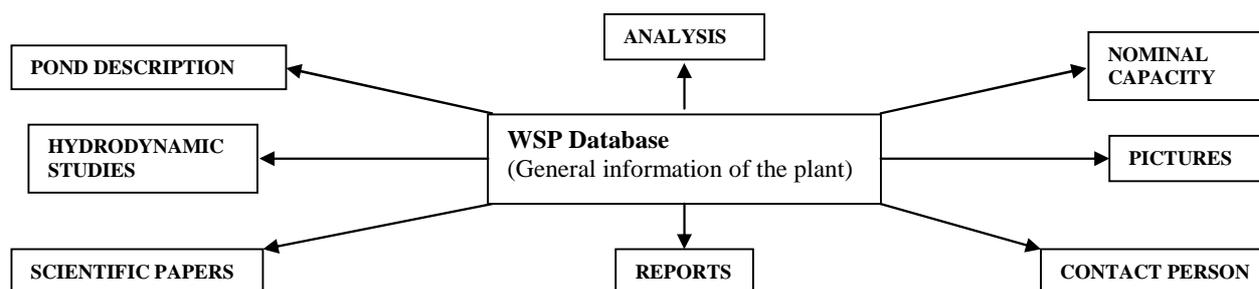
Les sources des données sont diverses, nous pouvons citer entre autre :

- Des données issues de la littérature, dont plusieurs publications et rapports ont été encodés,
- Les mesures de terrain : la collecte de données concernant plusieurs stations en Belgique, France et en Afrique du nord notamment,
- Contacts internationaux : les données des stations sous forme digitale ou manuscrite de chercheurs du secteur de l'eau ont également été incorporées.

#### **d) Etat actuel de la base de données**

La base de données « WSP Data Base » contient 26 stations de type lagunage naturel, lagunage anaérobie ou chenal algal, issus des pays comme le Maroc, la Tunisie, Zimbabwe, Brésil, Québec, Egypte, Burkina-Faso, France, Espagne, Afrique du Sud, et Australie.

Les données sont issues de stations à l'échelle pilote ou à grandeur réelle.



**Figure III-1 :** Schéma générale de la base de données « WSP database »

Le tableau III-1 reprend les différents champs principaux et secondaires de la base de données « WSP database », dont la Figure III-2 montre une vue générale.

**Tableau III-1 :** Définition des champs de la base de données sur le langage « WSP DATABASE »

Champ	Nom (anglais)	Nom (français)
Stations	plant number	numéro de l'installation
Stations	plant name	nom de l'installation
Stations	country	pays
Stations	longitude	longitude
Stations	latitude	latitude
Stations	altitude	altitude
Stations	construction year	année de construction
Stations	number of ponds	nombre de bassins
Stations	available plans	plan disponible
Stations	file type of plan / drawing	type de fichier / dessin
Stations	file name	nom de fichier
Stations	additionnal treatment	traitement complémentaire
Stations	decommitionned	hors service
Stations	present manager	responsable actuel
Stations	data source	source des données
Stations	effluent standard	type d'effluent
Stations	receptor environment type	type de milieu récepteur
Stations	historic	historique
Stations	transformation	transformation
Stations	available pictures	photo disponible
Stations	nominal load	charge nominale
Stations	watertightness measuring	mesure d'étanchéité
Stations	hydraulic studies	étude hydraulique
Stations	available datas	données disponibles
Stations	available reports	rapport disponible
Stations	contact person	personne de contact
Stations	basins information	information sur le bassin
Personnes contact	contact person number	numéro de la personne de contact
Personnes contact	plant number	numéro de l'installation

Champ	Nom (anglais)	Nom (français)
Personnes contact	company	compagnie
Personnes contact	street	rue
Personnes contact	number	numéro
Personnes contact	postcode	code postal
Personnes contact	country	pays
Personnes contact	title 1	titre 1
Personnes contact	surname 1	nom 1
Personnes contact	first name 1	prénom 1
Personnes contact	phone number 1	numéro de tel. 1
Personnes contact	fax number 1	numéro de fax 1
Personnes contact	email 1	email 1
Personnes contact	title 2	titre 2
Personnes contact	surname 2	nom 2
Personnes contact	first name 2	prénom 2
Personnes contact	phone number 2	numéro de tel. 2
Personnes contact	fax number 2	numéro de fax 2
Personnes contact	email 2	email 2
Personnes contact	title 3	titre 3
Personnes contact	surname 3	nom 3
Personnes contact	first name 3	prénom 3
Personnes contact	phone number 3	numéro de tel. 3
Personnes contact	fax number 3	numéro de fax 3
Personnes contact	email 3	email 3
Publication	available papers	publication disponible
Publication	paper number	numéro de la publication
Publication	plant number	numéro de l'installation
Publication	file name 1	nom du fichier 1
Publication	file name 2	nom du fichier 2
Publication	varied bibliographic	source bibliographique
Champ	Nom (anglais)	Nom (français)
Etude hydraulique	hydraulic study number	numéro de l'étude hydraulique
Etude hydraulique	plant number	numéro de l'installation
Etude hydraulique	pond number	numéro de bassin
Etude hydraulique	inlet mean flowrate m <sup>3</sup> /j	débit à l'entrée m <sup>3</sup> /j
Etude hydraulique	outlet mean flowrate m <sup>3</sup> /j	débit à la sortie m <sup>3</sup> /j
Etude hydraulique	inlet flowrate file name	nom du fichier du débit d'entrée
Etude hydraulique	outlet flowrate file name	nom du fichier du débit de sortie
Etude hydraulique	flow file type	type du fichier d'écoulement
Etude hydraulique	tracer type	type de traceur
Etude hydraulique	tracer mass injected g	masse du traceur injectée (g)
Etude hydraulique	tracer mass recovered g	masse de traceur récupérée (g)
Etude hydraulique	response curve file name	nom du fichier de la courbe de réaction
Etude hydraulique	visual observation : dead zone	observation visuelle : zone morte
Etude hydraulique	visual observation : density	observation visuelle : densité
Etude hydraulique	remarks	remarques

Etude hydraulique	response curve file type	type de fichier de la courbe de réaction
Etude hydraulique	extrapolated curve	courbe extrapolée
Etude hydraulique	extrapolation star point	extrapolation du point de départ
Etude hydraulique	interpolated curve	courbe interpolée
Etude hydraulique	interpolation start point	interpolation du point de départ
Etude hydraulique	published	publié
Etude hydraulique	meteo : rain	météo : pluie
Etude hydraulique	meteo : wind	météo : vent
Etude hydraulique	mean rain measurement	moyen de mesure de la pluie
Etude hydraulique	mean wind measurement	moyen de mesure du vent
Etude hydraulique	air temperature	température de l'air
Etude hydraulique	water temperature	température de l'eau
Etude hydraulique	velocity	vitesse
Etude hydraulique	velocity file name	nom du fichier de vitesse
Etude hydraulique	velocity file type	type de fichier de vitesse

Champ	Nom (anglais)	Nom (français)
Rapports	Available reports	rapport disponible
Rapports	report number	numéro du rapport
Rapports	plant number	numéro de l'installation
Rapports	file name 1	nom du fichier 1
Rapports	file name 2	nom du fichier 2
Rapports	varied reports	source du rapport
Charges nominales	nominal capacity	capacité nominale
Charges nominales	nominal load number	numéro de la charge nominale
Charges nominales	plant number	numéro de l'installation
Charges nominales	flowrate m <sup>3</sup> /j	débit m <sup>3</sup> /j
Charges nominales	population equivalents	équivalent habitant
Charges nominales	BOD concentration g O <sub>2</sub> /m <sup>3</sup>	concentration DBO gO <sub>2</sub> /m <sup>3</sup>
Charges nominales	BOD load kgO <sub>2</sub> /j	charge de DBO kgO <sub>2</sub> /j
Charges nominales	COD concentration gO <sub>2</sub> /m <sup>3</sup>	concentration DCO gO <sub>2</sub> /m <sup>3</sup>
Charges nominales	COD load kgO <sub>2</sub> /j	charge de DCO kgO <sub>2</sub> /j
Charges nominales	SS concentration g/m <sup>3</sup>	concentration MES g/m <sup>3</sup>
Charges nominales	SS load kg/j	charge de MES kg/j
Charges nominales	NK concentration gN/m <sup>3</sup>	concentration en NK gN/m <sup>3</sup>
Charges nominales	NK load kgN/j	charge en NK kgN/j
Charges nominales	E-coli concentration	concentration d'escherichia coli
Charges nominales	other	autre
Charges nominales	NH <sub>4</sub> concentration gN/m <sup>3</sup>	concentration NH <sub>4</sub> gN/m <sup>3</sup>
Charges nominales	NO <sub>2</sub> concentration gN/m <sup>3</sup>	concentration NO <sub>2</sub> gN/m <sup>3</sup>
Charges nominales	NO <sub>2</sub> load kgN/j	charge de NO <sub>2</sub> kgN/j
Charges nominales	NO <sub>3</sub> concentration gN/m <sup>3</sup>	concentration NO <sub>3</sub> gN/m <sup>3</sup>
Charges nominales	NO <sub>3</sub> load kgN/j	charge de NO <sub>3</sub> kgN/j
Charges nominales	PT concentration gP/m <sup>3</sup>	concentration PT gP/m <sup>3</sup>
Charges nominales	PT load kgP/j	charge de PT kgP/j
Charges nominales	PO <sub>4</sub> concentration gP/m <sup>3</sup>	concentration PO <sub>4</sub> gP/m <sup>3</sup>
Charges nominales	PO <sub>4</sub> load kgP/j	charge de PO <sub>4</sub> kgP/j
Charges nominales	helminthe concentration	concentration d'helminthes

Champ	Nom (anglais)	Nom (français)
Charges nominales	domestic	domestique
Charges nominales	industrial	industriel
Charges nominales	mixed	mixte
Charges nominales	industrial wastewater percentage	pourcentage d'eaux usées industrielles

Bassins	Ponds description	Description des lagunes
Bassins	Pond number	Numéro de lagune
Bassins	Plant number	Numéro de l'installation
Bassins	Volume (m <sup>3</sup> )	Volume (m <sup>3</sup> )
Bassins	Area (m <sup>2</sup> )	Superficie (m <sup>2</sup> )
Bassins	Length (m)	Longueur (m)
Bassins	Width (m)	Largeur (m)
Bassins	Mean depth (m)	profondeur moyenne
Bassins	Pond type	Type de lagune
Bassins	Baffles	Système de chicane
Bassins	Water inlet system	Système d'arrivée d'eau
Bassins	Water outlet system	Système de sortie d'eau
Bassins	Design criterion	Critère de dimensionnement
Bassins	Sludge discharge system	Système d'évacuation de la boue
Bassins	Year of last sludge removal	Année de dernier curage de la boue
Bassins	Access road	Route d'accès
Bassins	Type of embankment	type de talus (digue)
Bassins	Watertightness	Étanchéité
Bassins	Mechanical device type	Type d'appareil mécanique
Bassins	Number of mechanical devices	Nombre d'appareil mécanique
Bassins	Total power (Kw)	Puissance totale (KW)
Bassins	Installed power	Puissance installée
Bassins	Estimated electrical consumption	Consommation électrique estimée
Bassins	Remark	Remarque
Photos	Pictures number	Numéro de figures
Photos	File name 1	Nom de fichier 1
Analyses	Analyse number	Numéro d'analyse
Analyses	Plant number	Numéro de l'installation
Analyses	Pond number	Numéro de lagune
Analyses	Date/hour	Date/horaire
Analyses	Location (on plan)	Localisation (Long/Lat)
Analyses	Depth	profondeur
Analyses	Raw COD (mg O <sub>2</sub> /l)	DCO brute (mg O <sub>2</sub> /l)
Analyses	Filtered COD (mg O <sub>2</sub> /l)	DCO filtré (mg O <sub>2</sub> /l)

Analyses	Raw BOD (mg O <sub>2</sub> /l)	DBO brute (mg O <sub>2</sub> /l)
Analyses	Filtered BOD (mg O <sub>2</sub> /l)	DBO filtré (mg O <sub>2</sub> /l)
Analyses	Raw total NK (mg N/l)	NTK total brute(mg N/l)
Analyses	Filtered NKT (mg N/l)	NTK filtré (mg N/l)
Analyses	Others bacteria parameters	Autres paramètres de bactéries
Analyses	N-NO <sub>3</sub> (mg N/l)	N-NO <sub>3</sub> (mg N/l)
Analyses	N-NH <sub>4</sub> (mg N/l)	N-NH <sub>4</sub> (mg N/l)
Analyses	N-NO <sub>2</sub> (mg N/l)	N-NO <sub>2</sub> (mg N/l)
Analyses	Raw PT (mg P/l)	PT brute (mg P/l)
Analyses	Filtered PT (mg P/l)	PT filtré(mg P/l)
Analyses	P-PO <sub>4</sub> (mg P/l)	P-PO <sub>4</sub> (mg P/l)
Analyses	SS (mg/l)	MES (mg/l)
Analyses	T (°C)	T (°C)
Analyses	pH	pH
Analyses	Turbidity	Turbidité
Analyses	Chlorophyl /A	Chorophylle A
Analyses	Helminth	Helminthe
Analyses	Fecal coliforms	Coliformes fécaux
Analyses	Continuous measuring	Campagne continue de mesures
Analyses	campaign	Nom de fichier de la campagne
Analyses	Filename continuous campaign	continue
Analyses	File type	Type de fichier
Analyses	Number of parameters	Nombre de paramètres
Analyses	Frequency	Fréquence
Analyses	Number of cycles	Nombre de cycles
	Remarks /Units	Remarques/Unités

**Figure III-2 :** Vue générale des champs principaux et secondaires de la base de données « WSP database »

WSP Database :  
Main file : access@97 general description of the plant : situation, construction year, influent type,...

WSP DATABASE

Plant number: 10  
Plant name: Thailande (Traitement de rejets d'industrie d'an...)  
Country: Thailande  
Longitude:   
Latitude:   
Altitude: 0  
Construction year:   
Number of ponds: 4  
Available plans:   
File type of plan/drawing:   
File name: Sonnettes/notes/donnees/thailande MES, DCO  
Additional treatment 1:   
Additional treatment 2:   
Decommissioned:   
Power management:   
Data source: Thèse doctorat de (Jirood Kuntai) en Thailande  
Efluent standard: Eau usées industrielles  
Reception environment type:   
Available pictures:    
Nominal load:    
Water/robness measurement:    
Hydraulic studies:    
Available papers:    
Available reports:    
Contact person:    
Bassin information:

Fichier

Fichier number: 1  
File name 1: 01.jpg  
File name 2: 02.jpg  
File name 3:   
File name 4:   
File name 5:   
File name 6:   
File name 7:   
File name 8:   
File name 9:   
File name 10:   
Ere: 1/1/1980 sur 1 (1980)

Available pictures : file format wmf or jpeg

Charges\_nominatives

Nominal capacity

Nominal load number: 8  
Plant number: 10  
Flowrate m3/s: 1500  
Population equivalents:   
BOD concentration g22/m3: 2725  
COD concentration g22/m3: 4000  
COD load kg22/d:   
SS concentration g/m3: 1000  
SS load kg/d: 30  
NH4 concentration g/m3:   
NH4 load kg/d:   
NO2 concentration g/m3:   
NO2 load kg/d:   
NO3 concentration g/m3:   
NO3 load kg/d:   
PT concentration g/m3:   
PT load kg/d: 100  
PUA concentration g/m3:   
PUA load kg/d:   
NK concentration g/m3:   
NK load kg/d:   
E coli concentration:   
Head:   
Industrial wastewater percentage:   
Ere: 1/1/1980 sur 1 (1980)

Nominal capacity : carbon and nitrogen load, influent type domestic/industrial, ...

Publications

Available papers

Paper number: 10  
Plant number: 10  
File name 1:   
File name 2:   
File name 3:   
File name 4:   
File name 5:   
File name 6:   
File name 7:   
File name 8:   
File name 9:   
File name 10:   
Ere: 1/1/1980 sur 1 (1980)

Available papers : pdf and doc format, references, ...

Analyses

Analysis number: 1  
Plant number: 10  
Date\_hour: 19/01/2000  
Location (on plan):   
Depth:   
Raw COD mg/l: 1300  
Filtered COD mg/20: 140  
Raw BOD mg/20: 600  
Raw NKT mg/l: 30  
Filtered BOD mg/20:   
Raw NH4 mg/l:   
Filtered NH4 mg/l:   
Other bacteria param:   
NH4NO3 mg/l: 1  
NH4NO2 mg/l: 210  
Raw PT mg/l:   
Filtered PT mg/l:   
PP4A mg/l: 10  
SS mg/l: 504  
Turbidity:   
Cryptosporid:   
Methadone:   
Focal coliforms: 1300000  
Continuous meas. campaign:   
Filamentous confin. campaign:   
File type:   
Number of parameters:   
Frequency:   
Number of cycles:   
Remarks y. date:   
Cultivation not composed de 100% Eau brute. Les rendements après deux semaines de tenue de culture MES, COD, DCO, BOD5, SS, NH4, NO2, NO3, E. coli.

Available analysis : date and pond, location, COD, BOD, NKT, NH4, NO3, SS continuous measurements and bacteriology, ...

Etudes\_hydrodynamiques

Hydrodynamic studies

Hydraulic study number: 1  
Plant number: 10  
Pond number: 1  
Inlet mean flowrate m3/s: 0  
Outlet mean flowrate m3/s: 0  
Inlet flowrate literane:   
Outlet flowrate literane:   
Flow file type: hydrodynamique  
Tracer mass injected g: 440  
Tracer mass received g:   
Response curve file name:   
Visual observation: shorted  
Visual observation: dead zone  
Visual observation: density effect  
Response curve file type: Estabilised curve  
Estabilisation start point:   
Interpolated curve:   
Interpolation start point:   
Published:   
Meteo: rain Non  
Meteo: wind Non  
Mean wind measurement:   
Air temperature:   
Water temperature:   
Velocity:   
Velocity literane:   
Velocity file type:   
Remarks:   
Ere: 1/1/1980 sur 1 (1980)

Hydrodynamic studies : pond number, flowrates, tracer type and mass, file type, interpretation, weather conditions, ...

Rapports

Available reports

Report number: 10  
Plant number: 10  
File name 1: Campagne de mesure 0  
File name 2:   
File name 3:   
File name 4:   
File name 5:   
File name 6:   
File name 7:   
File name 8:   
File name 9:   
File name 10:   
Ere: 1/1/1980 sur 2 (1980)

Reports : if available, file format doc, pdf or excel sheet

Personnes\_contact

Contact person number: 1  
Plant number: 10  
Company:   
Street:   
Number:   
Postcode:   
Country: BRE-SL  
Title 1:   
Matiere:   
Surnom 1: Jirood  
First name 1: A P  
Phone number 1:   
Fax number 1:   
Email 1: jirood@97.com  
Title 2:   
Matiere:   
Surnom 2: Jirood  
First name 2:   
Phone number 2:   
Fax number 2:   
Email 2: jirood@97.com  
Title 3:   
Matiere:   
Surnom 3:   
First name 3:   
Phone number 3:   
Fax number 3:   
Email 3:   
Ere: 1/1/1980 sur 1 (1980)

Contact persons :  
If available : address, phone number and Email, ...

Bassins

Ponds description

Pond number: 17  
Plant number: 10  
Volume m3: 1254  
Area m2: 1032  
Length m: 58  
Width m: 28  
Mean depth m: 1.5  
Pond type: Aerated lagoon  
Water inlet system:   
Water outlet system:   
Sludge discharge system:   
Year of last sludge removal:   
Access road: Yes  
Embarkment type:   
Water/gasness:   
Mechanical device type:   
Number of mechanical devices: 2  
Total power kW: 8.99  
Installed power: 5.2  
Estimated electrical consumption: 5.01  
Design scheme:   
Remarks: Dry weather value  
Ere: 1/1/1980 sur 3 (1980)

Ponds description : type, volume, area, L, W, depth, aeration type and characteristics, ...

Pond types in database

Anaerobic pond
Aerated lagoon
Facultative pond
Maturation pond
HRAP
Fish pond
Zooplankton
Lemna pond
Tertiary treatment
Mixed type

### III-2 Cas d'étude des performances épuratoires de 5 stations en Tunisie

Après présentation et description des différents champs de la base de données, nous allons illustrer l'importance et l'utilité d'un tel outil à travers un cas d'étude réalisé sur les performances de cinq stations d'épuration localisées en Tunisie.

Les tableaux III- 2, 3 et 4 donnent une description générale, les paramètres de dimensionnement et les rendements épuratoires des différentes stations respectivement. La figure III-3 donne le nombre d'équivalent habitants avec une valeur élevée de 65000 pour la station Côtière nord et une faible valeur de 6000 pour celle de Rades. Toutes les stations présentées ici (El Jem, Côtière nord, Rades, Moknine et Sidi Bouzid) sont des systèmes de traitement naturel des eaux usées.

**Tableau III-2:** Description générale des stations (ONAS (Tunis), 1994)

Station	Type d'eau usée	milieu récepteur	configuration
El Jem	domestique	irrigation	2 bassins primaires, 1 secondaire et 1 tertiaire
Côtière nord	domestique	irrigation / mer	2 bassins primaires, 2 secondaires, 2 tertiaires et 1 quatrième
Rades	domestique	cours d'eau	9 bassins (bassins expérimentaux de stabilisation)
Moknine	domestique industrielle	irrigation	2 bassins
Sidi Bouzid	domestique industrielle	cours d'eau (Oued)	2 bassins primaires, un secondaire et un tertiaire

(Toutes les stations sont de type lagunage naturel)

**Tableau III-3:** Paramètres de dimensionnement

Station	Eq	Q (m <sup>3</sup> /j)	S (m <sup>2</sup> )	Charge org. (kgDBO/j)	DCO (mg/l)	DBO <sub>5</sub> (mg/l)	MES (mg/l)
El Jem	18000	1250	92560	600	-----	504	-----
Côtière nord	65000	15750	890000	5000	771	288	228
Rades	6000	700	-----	265	435	163	101
Moknine	60000	6400	220000	3000	1444	525	287
Sidi Bouzid	25000	2100	100000	900	1248	559	745

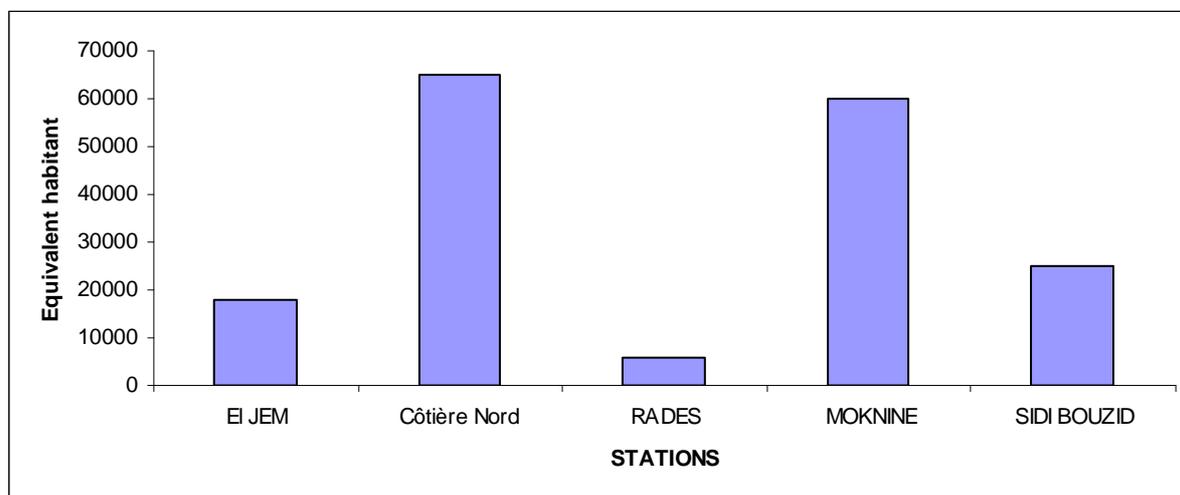
Eq.(équivalent habitant), Q(débit), S (surface), Charge org. (Charge organique nominale en DBO<sub>5</sub>), DCO (demande chimique en oxygène (influent)), DBO<sub>5</sub> (demande biochimique en oxygène (influent)), MES (matières en suspension (influent)).

**Tableau III-4:** Performances épuratoires de l'effluent

Station	Charge org. (kgDBO/j)	DCO (mg/l)	DBO <sub>5</sub> (mg/l)	MES (mg/l)	DCO (%)	DBO <sub>5</sub> (%)	MES (%)
El Jem	152	-----	105	-----	-----	79	-----
Côtière nord	688	297	47	54	61	84	76
Rades	29	258	47	69	41	71	32
Moknine	372	444	101	133	69	81	54
Sidi Bouzid	89	370	56	60	70	90	92

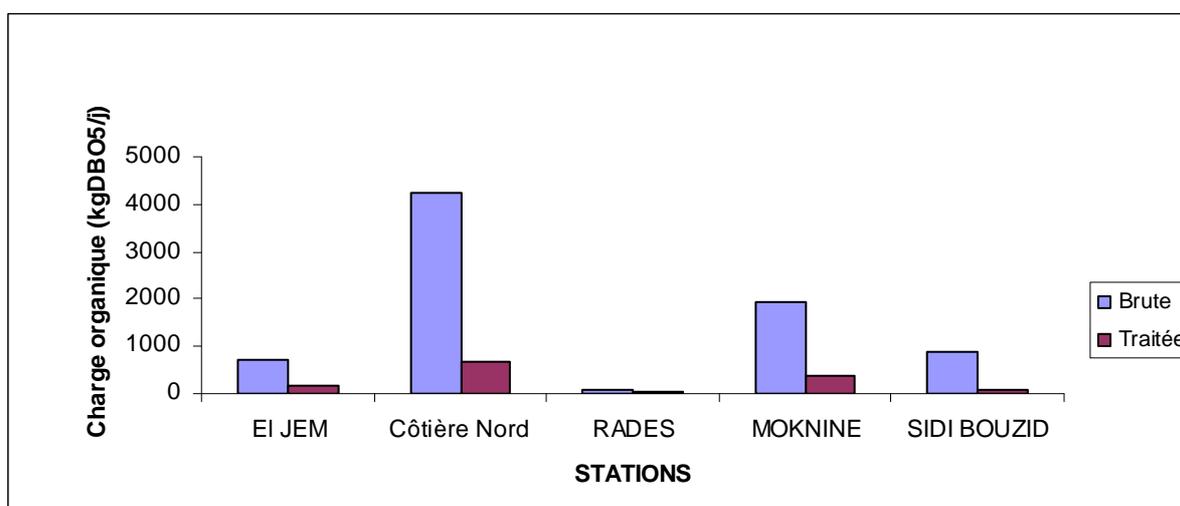
Tous les paramètres de performance épuratoire (DCO, DBO, MES) des différentes stations sont au dessus de la moyenne (supérieure à 50 %), exception faite pour la station de Rades avec 41% DCO et 32% MES. Nous remarquons un meilleur rendement de la DBO par rapport aux autres paramètres pour toutes les stations (compris entre 71 et 90%).

Cependant en regardant tous ces rendements, avec ces pourcentages élevés, on ne peut que dire que le traitement est satisfaisant et que les performances sont bonnes. En revanche en regardant les valeurs des différents paramètres pour les eaux traitées, on se rend compte que les normes de rejet (DCO 90mg/l, DBO 30mg/l et MES 30mg/l) ne sont pas respectées, Toutes les valeurs de DCO, DBO et MES de l'effluent sont au dessus de la norme requise, cela n'est pas étonnant car les systèmes de traitement des eaux usées par lagunage naturel ne sont pas des technologies capables d'atteindre de faibles concentrations des effluents surtout en ce qui concerne les matières en suspension. Par contre ce genre de système est capable de produire une bonne qualité bactériologique qui, du reste, demeure un objectif majeur si l'effluent est utilisé à des fins d'irrigation.

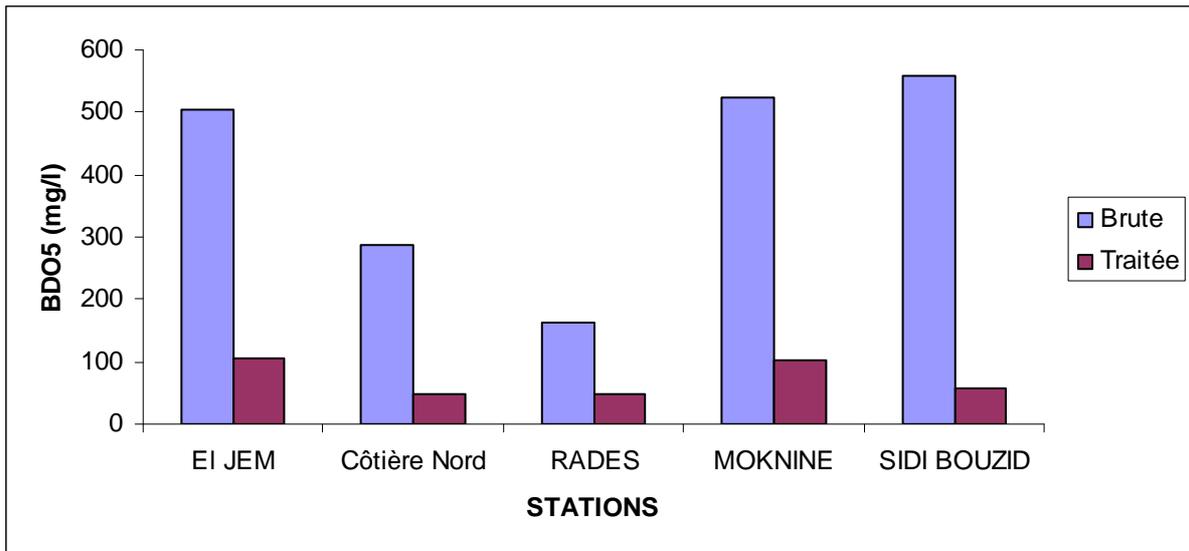


**Figure III-3:** Nombre d'équivalent habitant dans les stations

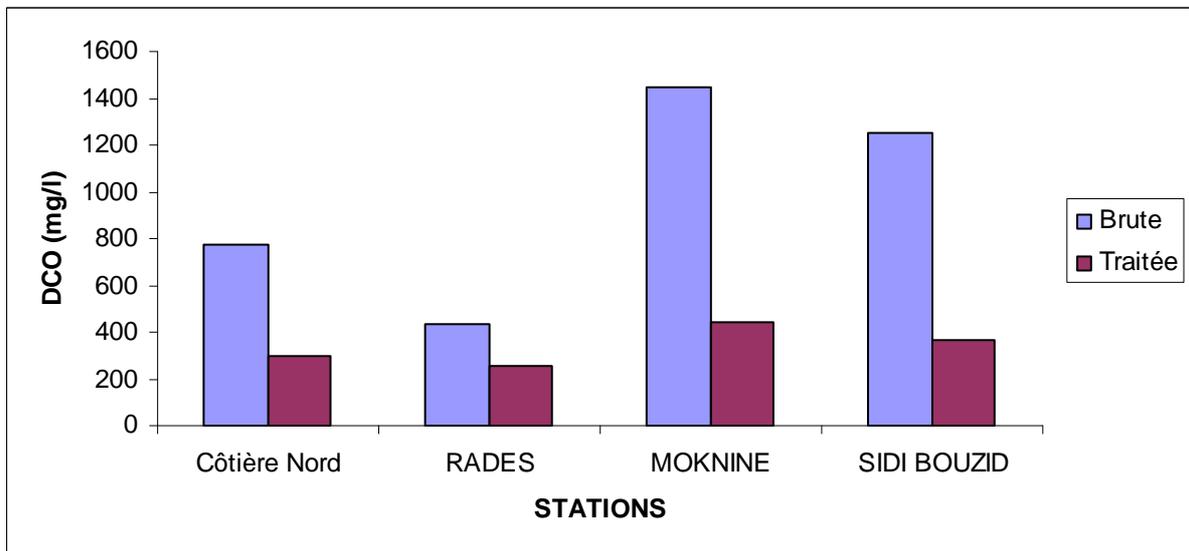
Des exemples de performances épuratoires sont illustrés sur les figures III-4 à III-8.



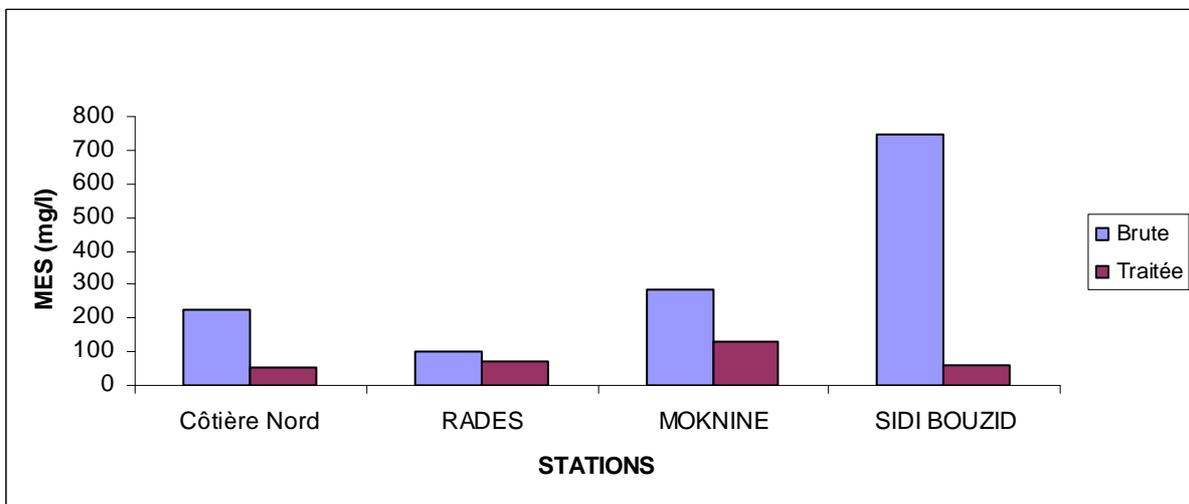
**Figure III-4 :** Charge organique à l'entrée et sortie de chaque station



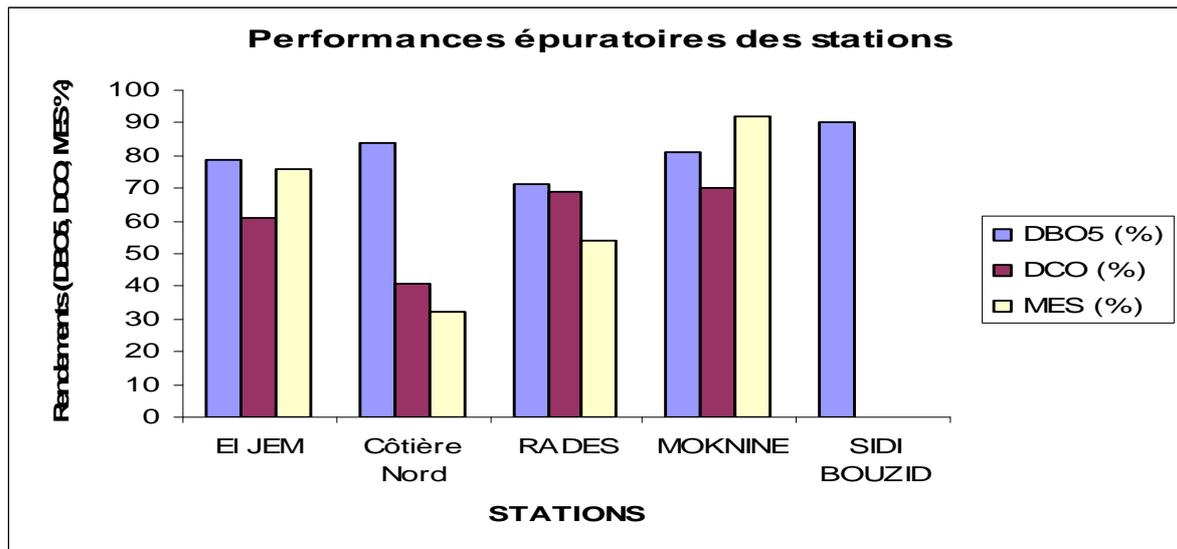
**Figure III-5 :** Evolution de la DBO<sub>5</sub> dans les stations



**Figure III-6:** Evolution de la DCO dans les stations



**Figure III-7 :** Evolution des matières en suspension dans les stations



**Figure III-8:** Performances épuratoires des stations

### Conclusion partielle

Nous avons élaboré une base de données sur le lagunage, mais beaucoup reste à faire quand aux données d'analyses des bassins des différentes stations. Il est évident qu'une telle base de données ne peut que se développer qu'avec des contributions de collègues disposant aussi de données. Une autre difficulté rencontrée était la non précision de la nature de la DCO et DBO<sub>5</sub> (totale, particulière ou filtrée). La suggestion ici pour avoir accès aux données manquantes est de contacter les auteurs des articles ou la personne de contact si celle-ci est mentionnée.

Cette base de données sur le lagunage sera un outil important pour les chercheurs. Les résultats expérimentaux peuvent en plus être utilisés pour calibrer les modèles. Des investigations sont en cours afin de permettre l'accès de cette base de données via l'interface d'un site web de manière à faciliter la collecte et l'échange de fichier de données sur le lagunage en collaboration avec d'autres chercheurs qui s'intéressent à l'épuration des eaux usées.

Nous avons utilisé une partie de ces données pour illustrer le cas d'étude des performances épuratoires de cinq stations en Tunisie. En effet lorsque nous disposerons d'assez de données, des comparaisons avec d'autres stations issues du même climat pourront être possible et cela afin de pouvoir améliorer les critères de dimensionnement.

Dans le prochain chapitre nous allons illustrer les performances épuratoires du lagunage anaérobie par le biais du rapport annuel 2001 de la station de Sidi Bou Ali en Tunisie et aussi les performances de la station pilote du CERTE.

## **Chapitre IV**

---

# **Interprétation des données sur les installations existantes**

---

## IV-1 Station de Sidi Bou Ali

Cette partie met en exergue l'une des caractéristiques importantes du lagunage anaérobie : la sédimentation. Les performances qui se traduisent par la diminution de la pollution organique sont montrées par le biais des pourcentages élevés d'abattement des MES, DCO et DBO<sub>5</sub>.

Au cours de l'année 2001, des mesures ont été effectuées sur les deux bassins anaérobies de la station de Sidi Bou Ali en Tunisie. Nous présenterons uniquement les mesures d'un seul bassin anaérobie car les performances du second bassin sont à peu près identiques.

### IV-1-1 Résultats des analyses

Le tableau IV-1 donne les caractéristiques mensuelles de l'effluent brut et de l'effluent de sortie d'une des lagunes anaérobies au cours de l'année 2001. En ce qui concerne le tableau IV-2, il nous montre les performances épuratoires du bassin au cours de cette même année.

**Tableau IV-1** : Données de débit et des caractéristiques chimiques du bassin anaérobie de la station "Sidi Bou Ali" en Tunisie (Rapport annuel 2001).

Mois	Débit d'eau d'entrée moy. m <sup>3</sup> /j	Charge d'entrée DBO <sub>5</sub> Kg/j	Température eau °C	pH	
				Entrée	Sortie
Janvier (1)	333	155	15	7,7	8,2
Février (2)	316	133	16	7,32	8,23
Mars (3)	410	166	20	6,8	8,05
Avril (4)	389	82,5	22	6,98	8,16
Mai (5)	499	206	27	7	9
Juin (6)	435	131	32	6,7	7,86
Juillet (7)	515	137,5	36	6,47	7,71
Août (8)	398	94	36	6,62	7,81
Sept. (9)	506	115	31	6,67	7,8
Octobre (10)	593	133	29	7	8,13
Nov. (11)	578	99	23	7,32	7,95
Déc. (12)	573	253	16	7,43	8
<b>Moyenne</b>	<b>462,16</b>	<b>142,08</b>	<b>25,25</b>	<b>7,00</b>	<b>8,07</b>

**Tableau IV-2** : Les performances épuratoires du bassin anaérobie (Rapport annuel 2001).

Mois	MES (conc.mg/l)		Rend.	DCO (conc. mg/l)		Rend.	DBO <sub>5</sub> conc. mg/l		
	E	S	%MES	E	S	%DCO	E	S	%DBO5
Janvier (1)	411	89	78,3	1270	97	92	466	27	94,2
Février (2)	469	60	87,2	1041	172	83,4	422	10	97,6
Mars (3)	455	69	85	1151	118	90	406	13	96,8
Avril (4)	413	157	62	854	266	69	212	31	85,3
Mai (5)	405	167	59	1138	410	64	413	109	73,6
Juin (6)	295	149	49,4	958	331	65,4	301	41	86,4
Juillet (7)	282	90	68	957	450	53	267	38	85,7
Août (8)	240	_____	_____	745	378	49,2	237	29	87,7
Sept. (9)	179	_____	_____	713	320	55,1	227	41	81,9
Oct. (10)	265	_____	_____	1009	292	71	224	42	81,2
Nov. (11)	710	_____	_____	1363	291	78,6	172	21	87,8
Déc. (12)	473	52	89	1398	287	79,4	441	41	90,7
<b>Moyenne</b>	<b>383</b>	<b>104,1</b>	<b>72,2</b>	<b>1049,7</b>	<b>284,3</b>	<b>70,8</b>	<b>315,6</b>	<b>37</b>	<b>87,4</b>

**E**: entrée du bassin anaérobie ;

**Conc.** : concentrée ou brute

**S**: sortie du bassin anaérobie

**Rend.** : rendement

La moyenne annuelle des rendements de MES = 72,2% ; DCO = 70,8% et DBO<sub>5</sub> = 87,4%.

## IV-1-2 Présentation et interprétation des graphes

### 1 Variations temporelles des paramètres température, pH, matières en suspension (MES), Demande Chimique et Biochimique en Oxygène (DCO, DBO<sub>5</sub>)

#### ➤ La température (°C)

La courbe de la température dans le bassin anaérobie (fig. IV-1-(a)) présente trois phases : une allure croissante de janvier (15°C) à juin (32°C) et atteint un maximum de (36°C) pour les mois de juillet et août. Elle décroît ensuite jusqu'à 16°C au mois de décembre. La température moyenne annuelle est de (25,25°C), avec un minimum de 15°C et un maximum de 36°C.

#### ➤ Le pH

A l'entrée du bassin anaérobie, le pH donne une moyenne de 7 avec un minimum de 6,47 et un maximum de 7,43. Il ne présente pas de variation importante (fig. IV-1-(b)).

Le pH normal d'un effluent domestique étant compris entre 7,5 et 8,5 (Agence de l'eau, 1994 in Paing, 2001), les valeurs de pH inférieures à 7,5 peuvent être dues à l'arrivée d'effluents qui présentent des pH acides (par exemple la présence d'eaux industrielles).

Au cours de l'acidogénèse le pH diminue, lorsque le pH augmente légèrement, cela signifie que l'acidogénèse n'est pas importante et est compensée par l'activité photosynthétique ou que les acides gras sont consommés par la méthanogénèse au fur et à mesure de leur production.

Les lagunes anaérobies sont efficaces pour tamponner les variations de pH de l'effluent brut, comme l'ont souligné Alabaster *et al.* (1991). Nous constatons que notre pH se situe dans la zone optimum des bactéries méthanogènes qui varie entre 6,8 et 7,2 (Henze *et al.*, 1996 in Paing, 2001). Aussi l'équilibre du pH dans notre bassin montre que les réactions de la digestion anaérobie sont équilibrées tout au long de l'année. D'autres auteurs tels que Saqqar et Pescod (1995), mesurent des pH faibles, proches des nôtres de 6,8 à 7,2 dans la lagune anaérobie qu'ils ont étudié. En revanche, Paing (2001) obtient des pH plus élevés variant de 6,1 à 8,4 à l'entrée de sa lagune anaérobie.

Le pH à la sortie de la lagune anaérobie présente une moyenne de 8,07 avec un maximum de 9 et un minimum de 7,71. Quant à Paing (2001), elle obtient à la sortie de sa lagune, un pH moyen de 7,1 avec un maximum de 7,4 et un minimum de 6,7.

### ➤ **Les matières en suspension (MES), (fig. IV-1-(c))**

Nous avons une concentration moyenne annuelle en MES de 383,08 mg/l à l'entrée de la lagune anaérobie, avec un maximum de 710 mg/l en novembre et un minimum de 179 mg/l en septembre.

A la sortie, on note une concentration moyenne annuelle de 104,12 mg/l avec un maximum de 167mg/l en mai et un minimum de 52 mg/l en décembre. Les données manquantes durant les mois d'août à novembre rendent plus difficile l'interprétation. Cependant, la diminution des MES observée pour les mois de janvier à juillet et décembre, permet de conclure que nous avons une différence importante. Une baisse des MES confirme une amélioration au niveau de l'effluent de sortie et un effet notable de la décantation.

### ➤ **La matière organique (DCO et DBO<sub>5</sub>)**

La matière organique de l'effluent d'entrée et de sortie est mesurée par la DCO et la DBO<sub>5</sub> brutes. Les résultats sont présentés à la figure IV-1-(d) pour la DCO et la figure IV-1-(e) pour la DBO<sub>5</sub>.

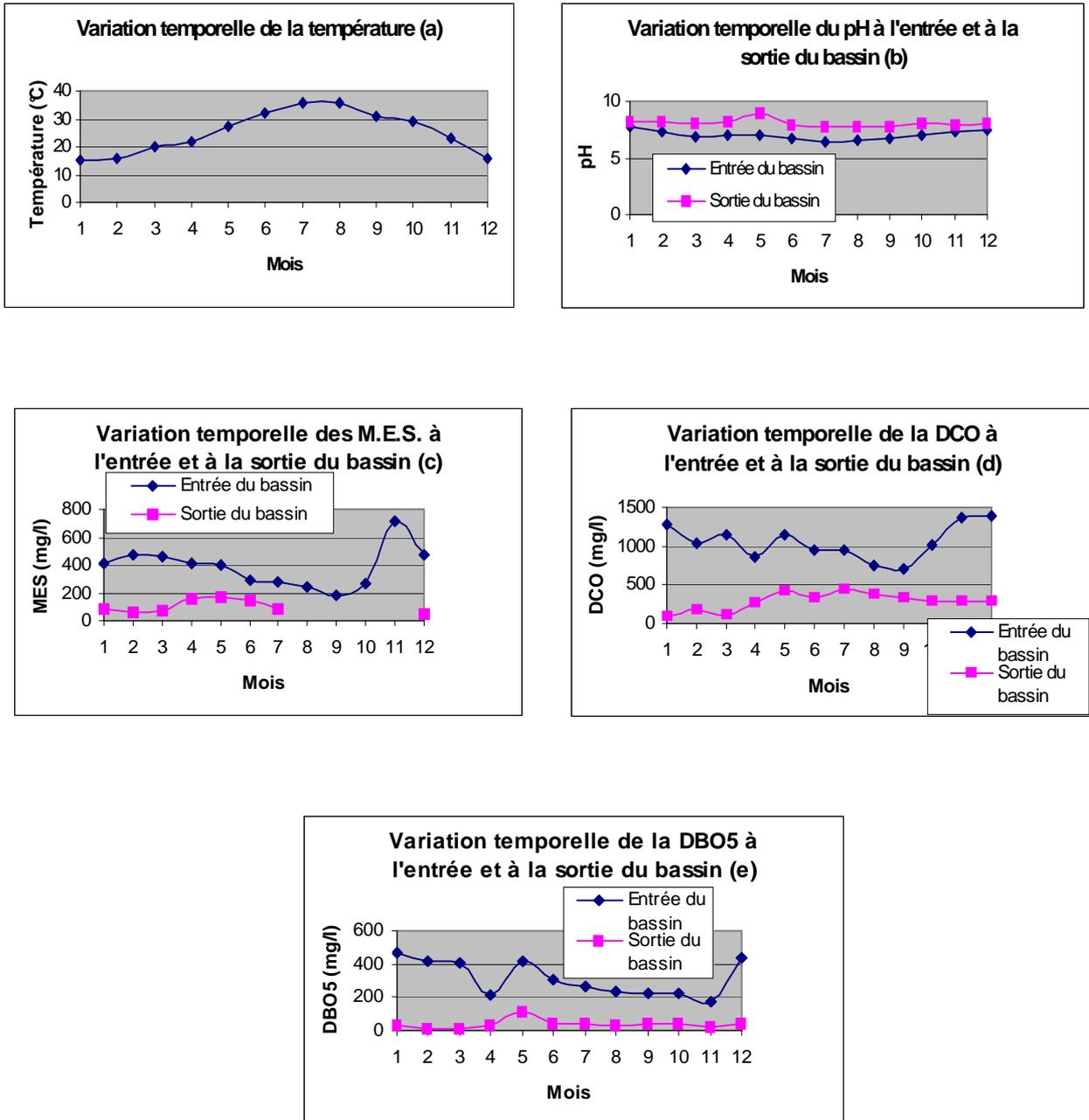
L'effluent d'entrée présente des concentrations en DCO brute très variables : de 713 à 1398 mg/l avec une moyenne de 1049,75 mg/l.

Les faibles valeurs observées au mois d'août et septembre pourraient éventuellement être dues à des périodes pluvieuses et à un accroissement de la charge touristique, en raison des hôtels présents dans la zone et raccordés au réseau. En effet les touristes consommant plus d'eau, cela conduit à une dilution des effluents, mais à une augmentation de la charge.

L'effluent de sortie présente également des concentrations en DCO brute variable de janvier à juillet qui se stabilisent d'août à décembre. Nous avons à la sortie une moyenne annuelle en DCO de 284,33 mg/l, avec un maximum de 410 et un minimum de 97 mg/l.

L'analyse des paramètres de pollution carbonée, notamment la DCO et la DBO<sub>5</sub> révèlent un rapport DCO/DBO<sub>5</sub> de 3,32 à l'entrée de l'effluent et de 7,70 à la sortie. Cependant, nous constatons que ces valeurs restent supérieures à celles habituellement données pour des eaux résiduaires urbaines comprises entre 2 et 2,5 (Degrémont, 1989) en entrée. Néanmoins, ces rapports sont comparables au rapport de 4,5 obtenu par Echihabi *et al.* (2000). Cette augmentation du rapport DCO/DBO<sub>5</sub> pourrait s'expliquer par l'arrivée des eaux de ruissellement qui entraîne une dilution des matières organiques dissoutes et en suspension et un flux de matières minérales plus important. Les concentrations de la DBO<sub>5</sub> brute à l'entrée

du bassin anaérobie sont variables avec une moyenne annuelle de 315,66 mg/l, un maximum de 466 mg/l et un minimum de 172 mg/l. Par contre, les concentrations de la DBO<sub>5</sub> à la sortie du bassin restent relativement constantes, avec une moyenne annuelle de 36,91 mg/l, un maximum de 109 mg/l qui reste la seule valeur qui s'écarte de l'intervalle compris entre 10 et 42 mg/l figure IV-1-(e).

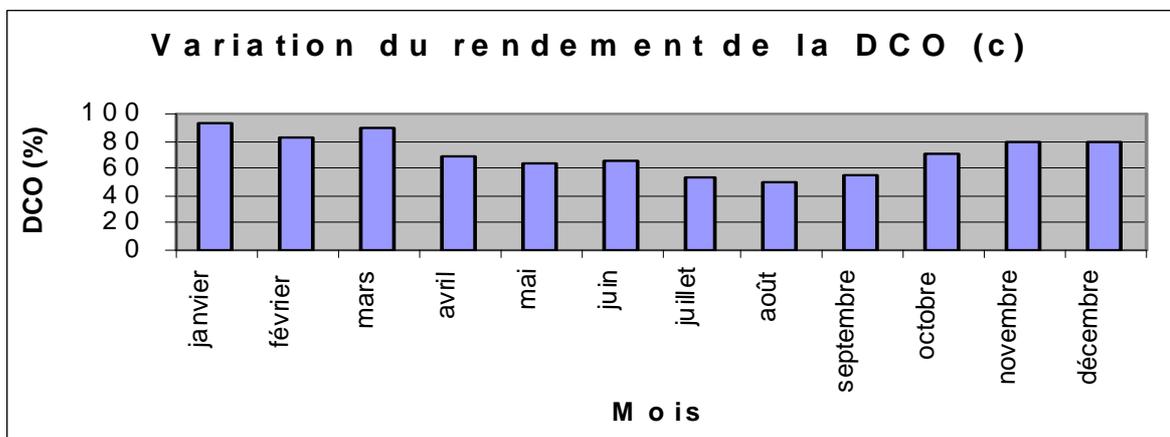
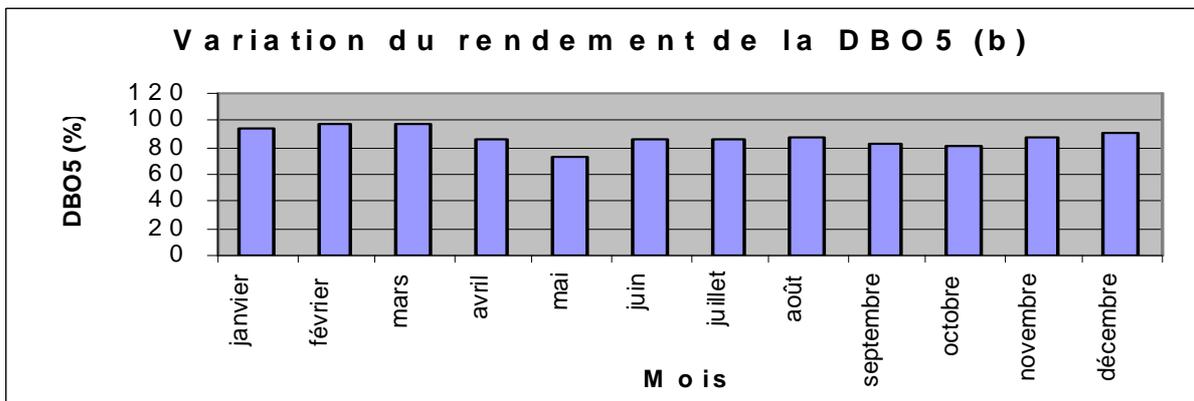
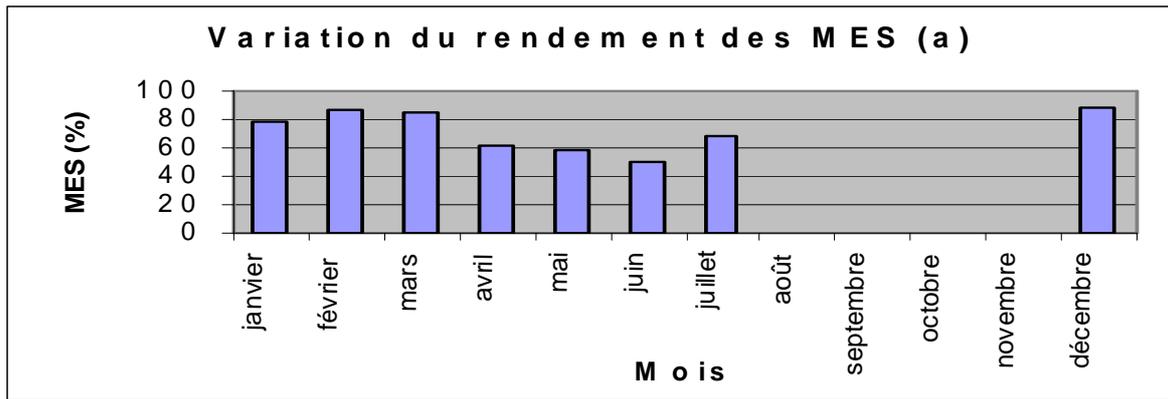


**Figure IV-1 :** Variations temporelles des paramètres

(a) : température, (b) : pH à l'entrée et à la sortie des bassins, (c) : MES à l'entrée et à la sortie du bassin, (d) : DCO à l'entrée et à la sortie du bassin, (e) : DBO<sub>5</sub> à l'entrée et à la sortie du bassin

## 2 Variations des performances épuratoires des rendements de MES, DCO et DBO<sub>5</sub>

- **La variation du rendement des MES** (figure IV-2-(a)). Les rendements restent élevés pour les mois de décembre (89 %), janvier (78,3%), février (87,2%) et mars (85%); les concentrations restent moyennes d'avril à juillet. Le rendement moyen annuel d'élimination des MES est de 72,2%. Ce qui traduit une meilleure performance épuratoire à ce niveau, montrant l'élimination importante des matières en suspension dans le bassin anaérobie. Le rendement sur les matières en suspension observé ici est plus élevé que celui d'un décanteur primaire (dont le temps de séjour est de quelques heures avec un rendement en MES de 70 % environ sur eaux usées domestiques), mais le temps de séjour est également plus long (5,35 jours) dans la lagune anaérobie.
- **La variation du rendement de la DBO<sub>5</sub>** figure IV-2-(b). Le rendement moyen annuel est de 87,43%, correspondant à une performance épuratoire très élevée. Cela indique qu'il y a une élimination importante de la matière organique. Les rendements restent plus ou moins dans un intervalle variant entre 80 et 97 %, sauf une seule valeur minimale 73% au mois de mai, qui s'écarte de l'ensemble, tout en restant supérieure à bien des observations sur des lagunes anaérobies.
- **La variation du rendement de la DCO** figure IV-2-(c). Le rendement moyen annuel de la DCO est de 71 %. Le maximum du rendement se situe aux mois de janvier, février et mars (92, 83 et 89% respectivement). Le minimum est observé au mois d'août avec 49,2%.



**Figure IV-2 :** Variations des rendements des MES (a), DBO<sub>5</sub> (b) et DCO (c)

### 3 Corrélations entre les paramètres de performance épuratoire

Le tableau IV-3 présente les valeurs des coefficients de corrélation ( $R^2$ ) des paramètres.

**Tableau IV-3** : Valeurs des coefficients de corrélation ( $R^2$ ) des paramètres

	DCO	(mg/l)	DBO <sub>5</sub>	(mg/l)		
	(E)	(S)	(E)	(S)		
MES (mg/l)	0,62	0,22	0,03	0,40		
	%DCO	%MES	%DBO <sub>5</sub>			
T°C	0,82	0,56	0,34			
	%DBO <sub>5</sub>	%DCO				
%MES	0,56	0,50				
	DCO (mg/l)		MES (mg/l)		DBO <sub>5</sub> (mg/l)	
	(E)	(S)	(E)	(S)	(E)	(S)
T (°C)	-0,68	0,80	- 0,65	0,42	- 0,63	0,28

NB : Ce dernier cadre a été obtenu à partir de la fonction statistique des coefficients de corrélation sans les graphes dans Excel. Q : débit, E : entrée, S : sortie, T : température

La corrélation entre les MES et les autres paramètres est moyenne, avec des valeurs de  $R^2$  comprises entre 0,22 et 0,62. Excepté la corrélation avec la DBO<sub>5</sub> à l'entrée de la lagune dont le  $R^2 = 0,03$  est nulle. Cela signifie que lors de la décantation, il n'y a pas que la matière organique qui décante. Dès lors, il est possible que des éléments extérieurs tels que l'arrivée de sable ou de matière minérale (acheminé probablement lors d'une forte pluie) dans le système décante en même temps que la matière organique. Cette faible corrélation pourrait aussi s'expliquer par le fait que l'essentiel de la pollution pourrait être sous forme dissoute, dans ce cas on n'a pas une grande corrélation entre la DBO<sub>5</sub> et les MES.

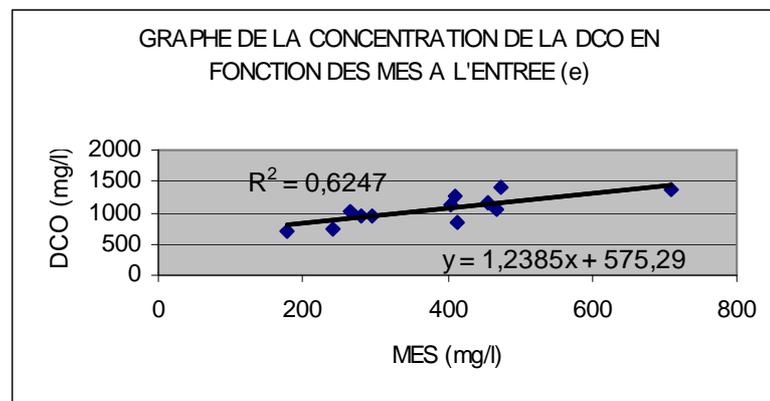
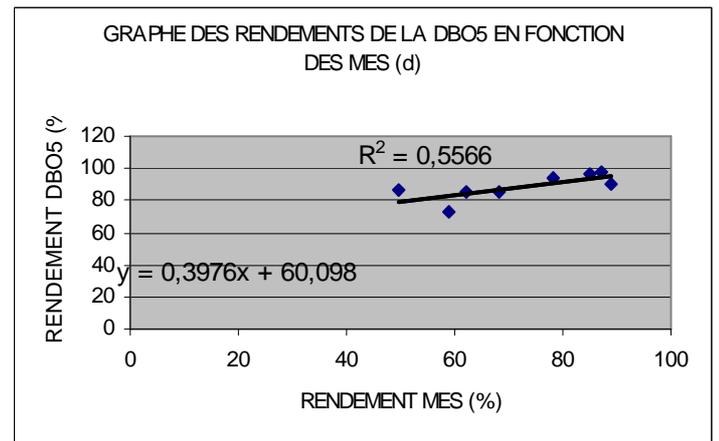
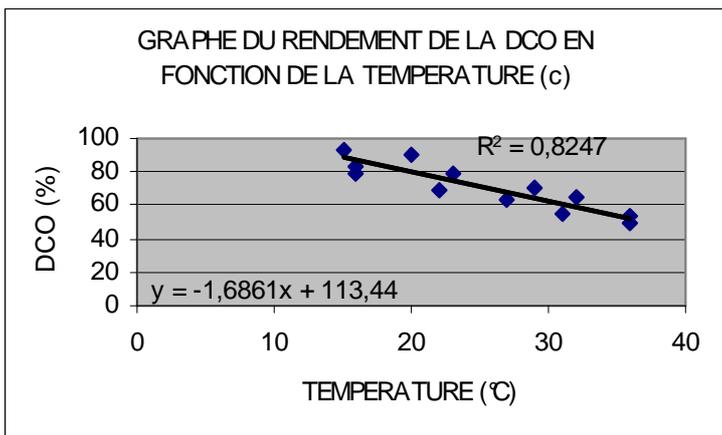
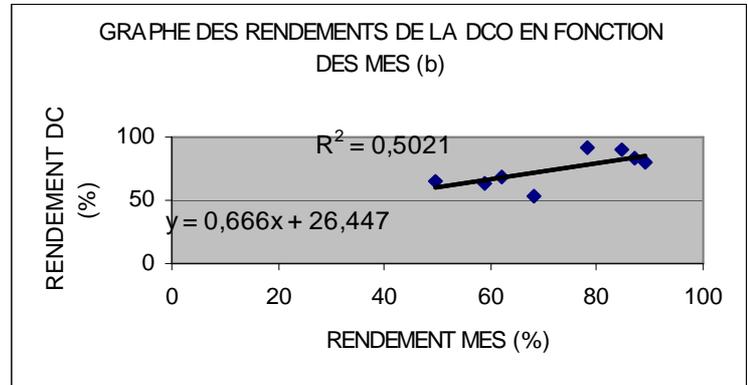
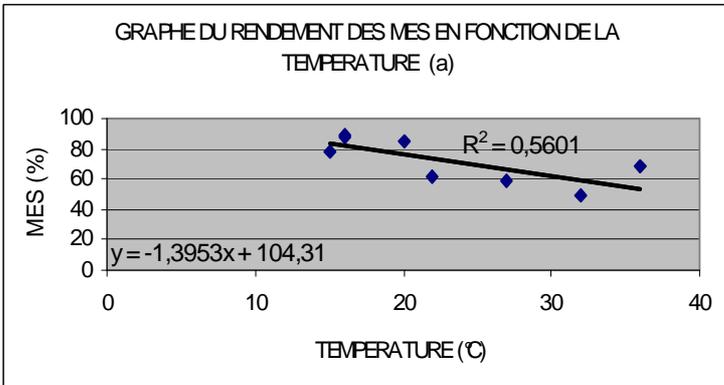
Quant à la corrélation entre la température et les autres paramètres (MES, DCO, DBO), nous constatons que les corrélations sont négatives à l'entrée de la lagune.

Cela suppose que ces paramètres sont inversement proportionnels à la température à l'entrée de la lagune. En ce qui concerne la sortie de la lagune, les corrélations sont positives. Nous constatons une bonne corrélation avec la DCO (0,80) ; ce qui signifie que la DCO augmente proportionnellement avec la température. La corrélation reste faible avec la DBO (0,28), ce qui ne devrait pas être le cas car de manière générale une élévation de la température entraîne une augmentation de la DBO. Cette anomalie pourrait être due à des erreurs de mesures, des

variations brusques (infiltration eau de pluie...). Enfin la corrélation avec les MES est moyenne (0,42). Ce paramètre n'est pas fortement influencé par la température, il dépend de la taille et de la vitesse des particules.

Les corrélations ne sont pas très bonnes, ce qui pourrait être le signe que les propriétés des eaux peuvent être variables en cours d'année.

Les graphiques des corrélations significatives sont montrés à la figure IV-3 (a, b, c, d, e).



**Figure IV-3 (a, b, c, d, e) :** Corrélations entre les différents paramètres.

NB : les températures ici sont celles des moyennes mensuelles

## Conclusion

- La charge organique volumique qui a été calculée pour la lagune anaérobie est de  $115 \text{ gDBO}_5/\text{m}^3 \cdot \text{j}$ . Pour un temps de séjour théorique de 5,35 jours. Cela rejoint les auteurs tels que Pearson *et al.* (1996) qui calculent une charge organique volumique de  $187 \text{ gDBO}_5/\text{m}^3 \cdot \text{j}$  dans une lagune anaérobie au Brésil. Notons tout de même que la charge volumique admise normalement pour les lagunes anaérobies se situe entre 100 et  $300 \text{ gDBO}_5/\text{m}^3 \cdot \text{j}$  (Mara, 1976).
- L'étude des performances épuratoires de la lagune anaérobie montre de très bons rendements moyens annuels à savoir : MES : 72,2%, DCO : 71 % et  $\text{DBO}_5$  : 87,4 % pour une température moyenne de  $25,25^\circ\text{C}$ . Signalons toutefois que nous n'avons pas tenu compte des paramètres microbiologiques dans l'évaluation des performances au niveau de la lagune anaérobie. Car l'effet de désinfection s'obtiendra principalement en aval par les bassins facultatif et de maturation.
- Le rôle principal de la lagune anaérobie est la sédimentation et l'élimination des matières organiques. Nous pensons que cela est effectivement assuré et les rendements obtenus mettent en exergue sa fonction de traitement partiel en amont des autres bassins.
- En ce qui concerne les corrélations, les meilleures sont constatées entre la DCO associée aux solides dans l'influent de l'eau usée et la concentration des matières en suspension (0,62 à l'entrée (MES-DCO) et 0,56 à la sortie (MES- $T^\circ\text{C}$ ) et aussi avec la température, avec une corrélation de 0,82 (DCO- $T^\circ\text{C}$ ).
- Nous constatons une diminution du rendement de la  $\text{DBO}_5$  lorsque la température augmente pour les mois de Avril et Mai. Ces résultats sont conformes à ceux de Gomes de Sousa (1987), qui indique que quelque soit le type de lagune, le taux d'élimination de la matière organique est indépendant de la température. Selon cet auteur, l'explication logique du manque d'influence de la température est que l'effet de la température est masqué par d'autres facteurs (le pH ou l'activité bactérienne). En revanche, Mara et Pearson (1986) in Saqqar and Pescod (1995), mentionnent qu'en augmentant la température de  $10$  à  $20^\circ\text{C}$ , le rendement de la  $\text{DBO}_5$  augmente de 20 %. Cet avis est partagé par Saqqar and Pescod (1995), mais à un degré moindre, ceux-ci pensent qu'en augmentant de  $10^\circ\text{C}$  la température de l'eau, le rendement de la  $\text{DBO}_5$  augmente de 5,4%.
- En résumé nous avons ici la confirmation que cette lagune anaérobie a d'excellents rendements. L'élimination des MES y est supérieure à celle d'un décanteur primaire conventionnel, et l'élimination de la DCO y est largement supérieure à celle d'un tel décanteur, ce qui laisse présager que des réactions biologiques s'y déroulent également, en sus du processus de décantation.

## IV-2 Station du CERTE : Performances épuratoires

**Tableau IV-4:** Qualité de l'effluent à la sortie de B0 à B4 et rendement pour l'année 1992 (Ghrabi, 1994)

Paramètres	Eau décantée	Sortie B0	Sortie B1	Sortie B2	Sortie B3	Sortie B4	Rendement sur B0 (%)	Rendement sur la station (%)
MES (mg/l)	142	96	88	82	91	90	32	36
DCOF (mg/l)	250	220	159	132	120	114	12	55,5
DCOB (mg/l)	430	370	273	278	245	228	14	47
DBOB (mg/l)	322	230	176	136	139	97	28	70
N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> (mg/l)	30,2	25,6	23,2	21	21,2	17,9	15	41
PO <sub>4</sub> <sup>-3</sup> (mg/l)	33	31	31,1	25,7	27,9	25,2	6	24
CF (NPP/100m)	3,5 10 <sup>5</sup>	3,2 10 <sup>5</sup>	1,1 10 <sup>5</sup>	2,4 10 <sup>4</sup>	1,4 10 <sup>4</sup>	3,7 10 <sup>3</sup>	_____	99,03
SF (NPP/100ml)	1,7 10 <sup>5</sup>	6,4 10 <sup>4</sup>	2,5 10 <sup>4</sup>	6,5 10 <sup>3</sup>	2,2 10 <sup>3</sup>	7,6 10 <sup>2</sup>	_____	99,55

Nous constatons au vu du tableau IV-4 que dans l'ensemble les rendements épuratoires des différents paramètres physico-chimiques restent faibles, exception faite pour la DCO qui est moyenne, la DBO<sub>5</sub> (70%) et les germes pathogènes qui présentent des rendements plus élevés dû sans doute à un temps de rétention plus long dans les bassins. Les rendements au niveau du bassin anaérobie sont significatifs.

Le prochain chapitre présente les résultats des essais de décantation réalisés au sein de la station pilote du CERTE.

## Chapitre V

---

# Résultats des tests de décantation

---

Des extraits de ce chapitre ont été soumis et ont aussi fait l'objet de communication par poster.

**Effebe K.R., Keffala C. and Vassel J. L.**

Suspended solids settling and determination of the half removal time in anaerobic wastewater stabilization ponds (Tunisia).

Soumis dans la Revue des Sciences de l'Eau, février 2008, en cours de correction finale.

**Dssouli Khadija, EL Halouani Hassan, Effebe K.R.**

Elimination of helminth parasites eggs in wastewater by sedimentation

Communication par poster lors du 7ème colloque du groupe IWA « 7th IWA Specialist Group Conference on Waste Stabilization Ponds, Advances in Pond Technology and Management, 25 - 27 September 2006 (Bangkok) »

## V-1 Essais de décantation en colonne des matières en suspension

La présence de matières en suspension et de matières solubles dans les eaux usées peut constituer un problème, plus particulièrement quand les eaux sont fortement chargées. Cependant une partie des matières en suspension est éliminée par sédimentation et il est donc important de chiffrer la contribution de la décantation sur le rendement global.

Cette partie du travail présente une approche expérimentale sur l'étude de l'élimination des matières solides et solubles dans les eaux usées par le biais d'un test réalisé dans une colonne de décantation en vue de mieux comprendre et d'améliorer les processus de décantation dans les bassins.

L'objectif de cette étude est de réaliser des essais de décantation en colonne sur des échantillons prélevés dans des bassins anaérobie, facultatif, de maturation ainsi que de l'influent de la station expérimentale des eaux usées domestiques du CERTE (Centre de recherches et des Technologies des eaux) en Tunisie. Ces essais permettront de quantifier l'effet de la décantation par le biais de la détermination de  $t_{50}$  qui représente le temps de décantation au bout duquel nous observons 50% d'élimination des matières en suspension.

La colonne et les types d'essais ont été décrits dans le chapitre II.

Le principe même des tests de décantation floculante est de faire des tests sur une colonne de même hauteur que le bassin, cette colonne est supposé représenter ce qui se passe dans une tranche d'eau qui avance en écoulement piston entre l'entrée et la sortie du bassin. Comme indiqué dans les conclusions, il faudra voir ensuite comment on peut dans un second temps corriger la formule de Tay pour mieux tenir compte de l'hydrodynamique réelle des bassins.

En ce qui concerne les lagunes anaérobies, on peut effectivement considérer qu'en ce qui concerne la sédimentation elles ne sont pas à l'état stationnaire, mais dans ce cas, les décanteurs primaires ne le sont pas plus.

Par ailleurs tous les bassins de par leur volume tamponnent les variations de concentrations. Les lagunes anaérobies ont des volumes généralement plus grands que les décanteurs primaires (donc des temps de séjours également plus grands) et donc réalisent un amortissement plus net des variations.

Les concentrations des matières en suspension correspondant à chaque hauteur de la colonne sont données dans le tableau V-1 ; ces valeurs correspondent au cas du mélange surnageant et sédiment de la lagune anaérobie. A titre d'exemple dans tout ce qui suit nous avons fait le choix de présenter les figures du cas d'étude de la lagune anaérobie : cas du mélange de surnageant et de sédiments. Les tableaux reprennent entre autre l'ensemble des résultats des autres bassins.

Pour tous les tests de décantation en colonne sur les autres bassins, le principe reste le même, la figure V-1 montre le rendement des MES dans les différents bassins en fonction des temps de décantation. A mesure que le temps avance les particules se déplacent vers le fond de la colonne, par conséquent les concentrations des MES dans les couches en dessous de la colonne augmentent. Un exemple est montré à la figure V-2 (cas du mélange surnageant et sédiment).

Le pourcentage des MES éliminées dans le tableau V-1 est calculé selon l'équation suivante:

$$\text{Rendement MES (\%)} = [(S_0 - S_{\text{moyen}}) / S_0] * 100 \quad (1)$$

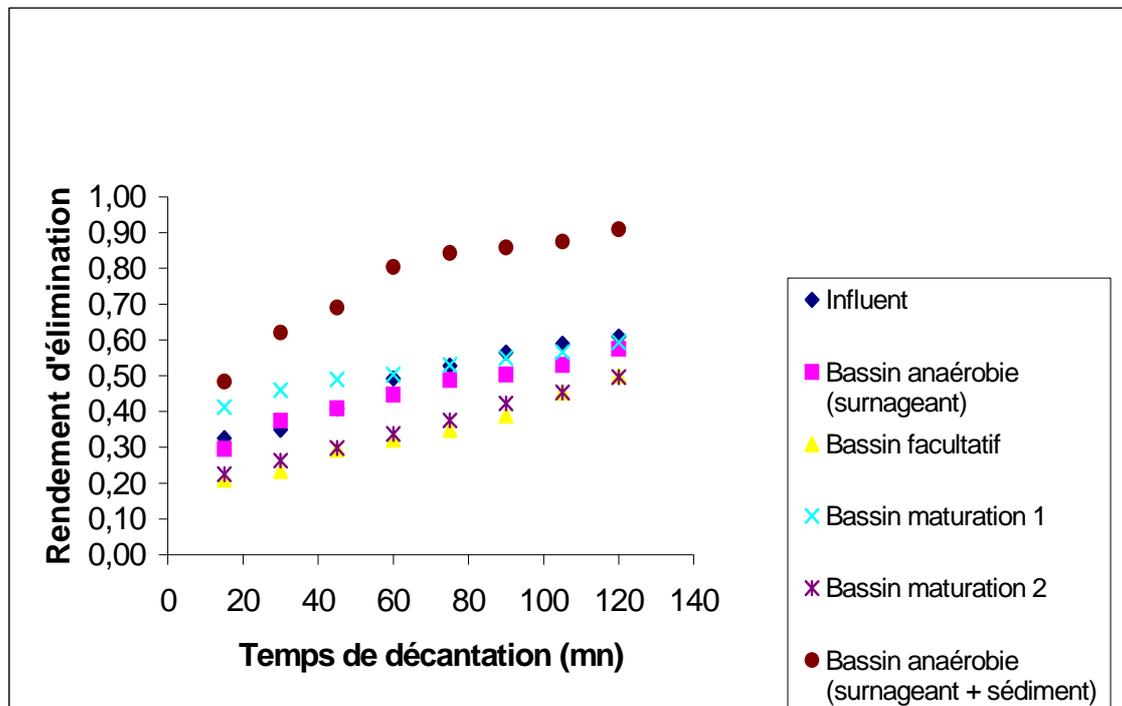
Avec :

$S_{\text{moyen}}$ : moyenne des MES calculées pour les différentes hauteurs d'eau de la colonne pour chaque temps considéré.

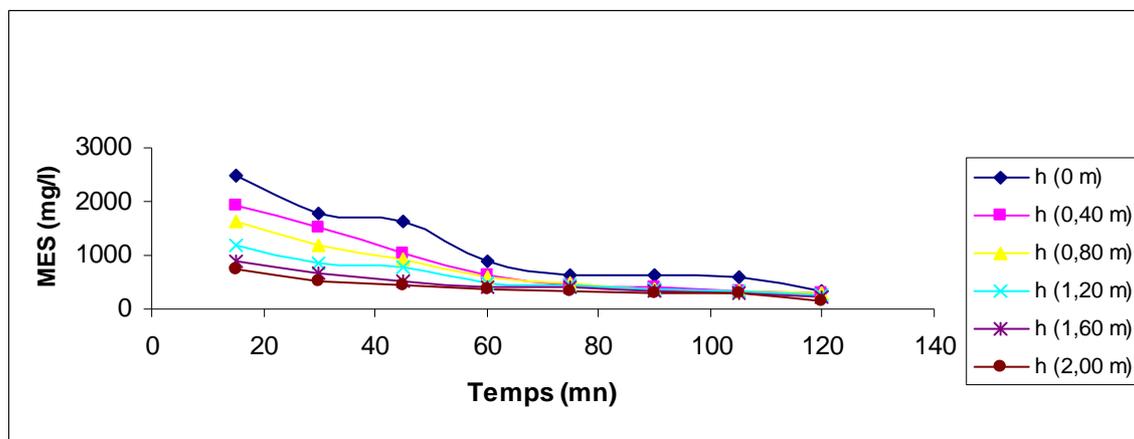
**Tableau V-1 :** Rendement des MES pour chaque temps de décantation dans la colonne (cas de la lagune anaérobie: mélange du surnageant liquide et des sédiments)

Décantation		(Concentration initiale ( $S_0$ ) : 2880 mg/l)						
Temps (mn)	Ch (m/h)	MES (mg/l) en fonction des hauteurs de la colonne (cm)						Rendement MES (%)
		(0 cm)	(40)	(80)	(120)	(160)	(200)	
0-15	8	2500	1940	1640	1200	900	740	48,4
30	4	1770	1520	1200	860	680	520	62,1
45	2,7	1620	1040	920	780	520	460	69,1
60	2	880	620	580	500	420	380	80,4
75	1,6	640	440	480	440	400	320	84,3
90	1,3	620	420	380	380	340	300	85,9
105	1,1	580	340	340	320	300	280	87,5
120	1	320	300	280	266,67	240	160	91

Ch: vitesse ascensionnelle; S: concentration MES à chaque hauteur; MES: matières en suspension.



**Figure V-1 :** Evolution temporelle du rendement de décantation dans les différents bassins

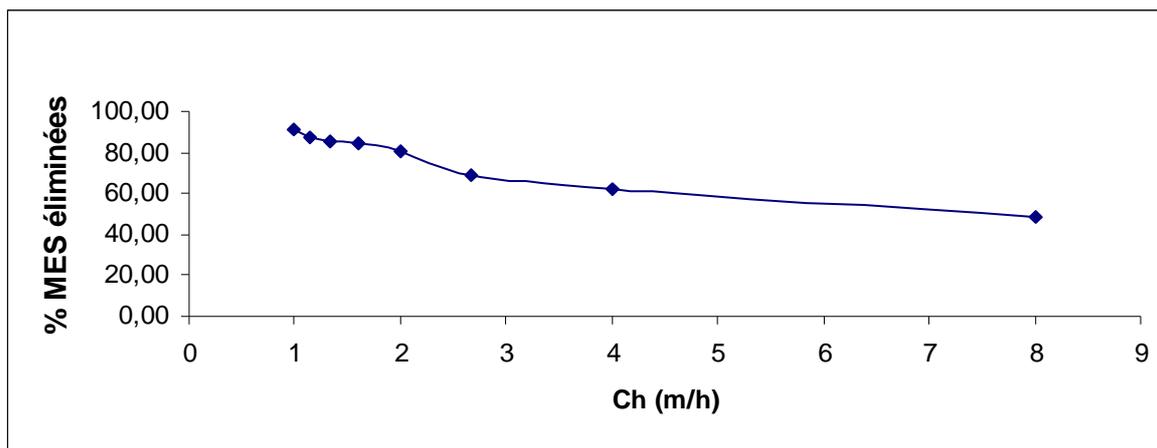


**Figure V-2 :** Evolution temporelle des concentrations de MES lors de la décantation (cas d'étude du bassin anaérobie : mélange surnageant plus sédiment)

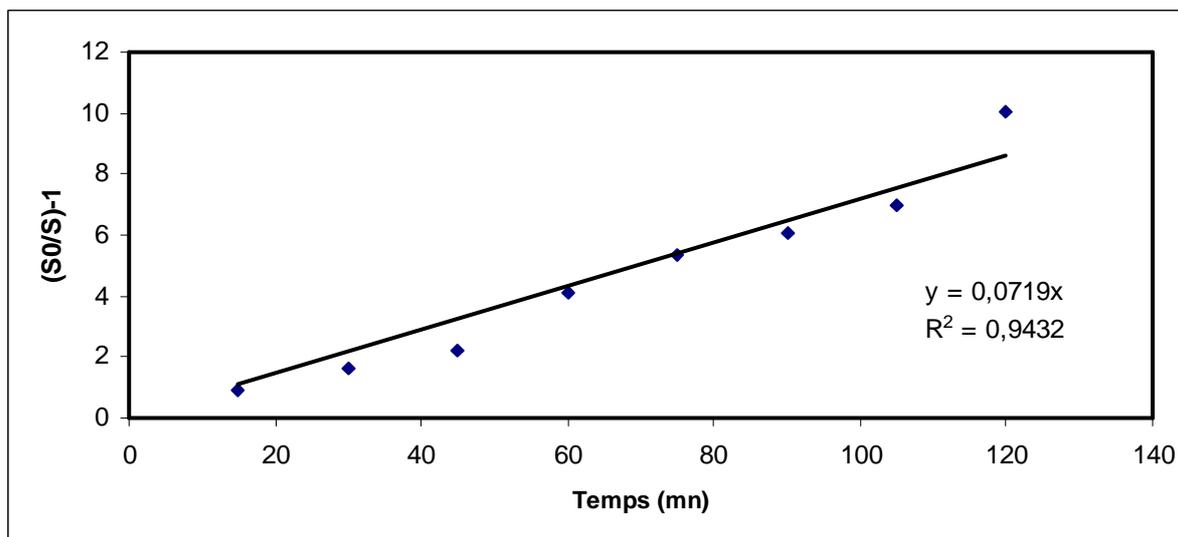
Selon la méthode de Krishnan (1976) et le modèle de Tay (1982) décrits dans le chapitre matériels et méthodes, nous avons déterminé le temps correspondant à 50% d'élimination des MES. Des exemples sont donnés à la figure V-3 et V-4 concernant le cas de la lagune anaérobie (surnageant plus sédiment) et le tableau V-2 donne les valeurs de  $t_{50}$  pour les autres bassins, dans ce tableau le modèle de Tay s'ajuste bien avec des valeurs de coefficient de corrélation ( $R^2$ ) supérieure à 0,51.

**Tableau V-2 :** Comparaison du temps correspondant à 50% d'élimination au niveau des différents bassins.

Bassins	$t_{50}$ selon Krishnan (mn)	$t_{50}$ selon Tay (mn)	$R^2$
Influent brut (liquide)	60	135	0,9
Lagunage anaérobie (liquide)	90	84	0,7
Bassin facultatif (liquide)	120	125	0,9
Bassin de maturation 1 (liquide)	60	71	0,5
Bassin de maturation 2 (liquide)	120	120,5	0,9
Lagunage anaérobie (mélange liquide + sédiment)	15	14	0,9



**Figure V- 3 :** Evolution du rendement des MES en fonction de la vitesse ascensionnelle (cas d'étude de la lagune anaérobie : mélange surnageant plus sédiment)



**Figure V- 4 :** Interprétation des données du tableau V-1 par la méthode de Tay (1982) (cas d'étude de la lagune anaérobie : mélange surnageant plus sédiment,  $t_{50} = 14$  minutes)

Le modèle s'ajuste bien avec  $R^2 > 0,94$  (figure V-4). Ici le  $t_{50}$  selon le modèle de Krishnan correspond au temps nécessaire pour avoir 50% des MES éliminés, cela est obtenu par interpolation des valeurs expérimentales.

Tous les autres temps d'élimination selon Krishnan pour les différents bassins sont proches de ceux déterminés selon Tay. Exception faite pour les essais avec l'eau usée brute qui a une valeur de  $t_{50}$  importante 135 minutes selon la méthode de Tay comparée à 60 minutes obtenues avec la méthode de Krishnan pour la même eau usée.

Comme nous le prévoyons, les valeurs de  $t_{50}$  ne sont pas constantes et varient de 71 à 135 minutes, exception faite pour l'essai avec le mélange surnageant plus sédiment de la lagune anaérobie (14 minutes). Ces essais ont été réalisés pour évaluer les propriétés de décantation

des sédiments accumulés dans les bassins. En effet ces sédiments peuvent se remettre en suspension par le biais de plusieurs processus, à savoir : production de biogaz, mélange, pompage.... A partir de ces essais nous pouvons déduire que les propriétés de décantation de ces sédiments sont bonnes et même si des resuspensions se produisent, cela ne dure pas longtemps.

Tay (1982) a étudié les performances de la décantation et le comportement hydraulique des eaux usées domestiques dans des lagunes en provenance de Sarnia (MES = 124 mg/l), Windsor (MES = 102 mg/l) et Burlington (MES = 220 mg/l) (toutes situées à Ontario) par des tests de décantation en colonne.

Il a trouvé que le temps correspondant à 50% d'élimination était quasiment similaire pour les trois stations avec une valeur de  $t_{50} = 53$  mn. Pour améliorer ce temps de décantation il a pensé à ajouter dans la composition de ces eaux usées des additifs chimiques. C'est ainsi que des essais avec ajout de  $\text{FeCl}_3$  simplement et de  $\text{FeCl}_3$  plus des polymères lui donnent des  $t_{50}$  de 17 et 6 minutes respectivement. Il suggère par conséquent que pour améliorer les caractéristiques de la décantation, l'ajout de produit chimique doit être pris en compte car cela augmente la taille des floes et de ce fait réduit le temps de décantation.

Will et Davis (1962) in Tay (1982) ont aussi étudié le comportement hydraulique et les caractéristiques d'un décanteur primaire à grandeur nature par des essais de traçage et de décantation sur des eaux usées par des tests de colonne. L'eau usée brute était essentiellement composé de MES d'une concentration moyenne de 276 mg/l. Ils ont obtenu un temps correspondant à 50 % d'élimination d'une valeur de 33 minutes.

Comme nous pouvons le constater à travers ces différents exemples, le  $t_{50}$  est différent dans tous ces cas d'études et ce à cause des concentrations (initiales) variables et des caractéristiques des eaux usées.

Binod (2004) a réalisé une étude similaire avec des essais de décantation en colonne. Son étude porte sur des eaux usées d'une industrie de traitement d'amidon en Thaïlande, dont l'influent contient des MES de l'ordre de 500 et 12500 mg/l. Il calcule des temps correspondant à 50% d'élimination  $t_{50}$  de 40 et 9 minutes respectivement. Cela montre que plus l'influent est concentré et plus vite se fait la décantation par conséquent sur un temps faible.

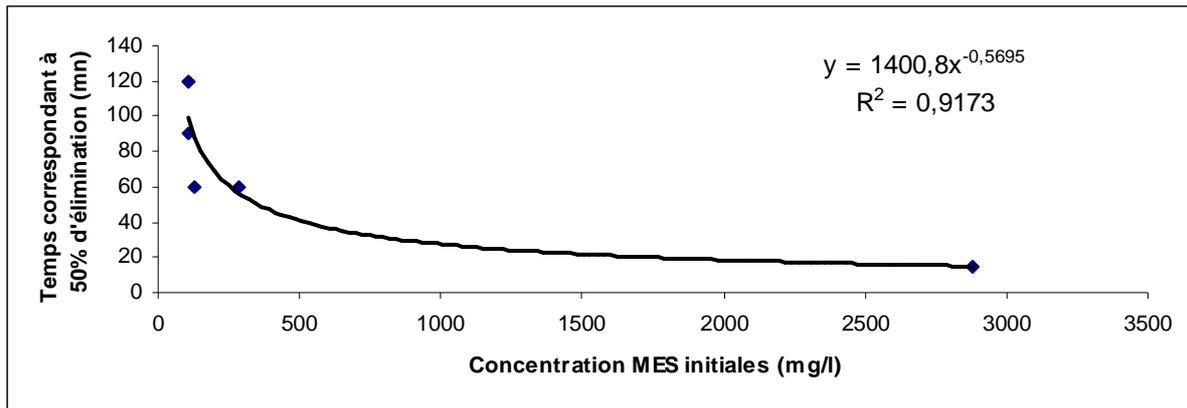
Pour toute valeur à  $t = 0$  pour ( $S_0$ ), la concentration initiale mesurée dans la colonne après le remplissage est obtenue après avoir bien mélangé le liquide afin d'éviter un début du processus de la sédimentation.

La figure V-5 montre la relation entre le temps correspondant à 50% d'élimination et les concentrations initiales des MES dans le cadre de cette étude.

A travers ces illustrations, nous voyons bien que le modèle de Tay (1982) basé sur les caractéristiques de la décantation (temps correspondant à 50% d'élimination) et sur les caractéristiques hydrauliques (temps de rétention hydraulique) des bassins, peut être utilisé pour déterminer les performances des décanteurs.

Par conséquent selon le modèle de Tay (1982), dans le cadre de cette étude nous pouvons construire le graphe des temps correspondant à 50% d'élimination en fonction des concentrations initiales des MES (figure V-5). L'équation de régression après linéarisation de la courbe permet de trouver  $t_{50}$  en connaissant la valeur de  $S_0$  pour un coefficient de corrélation  $R^2 = 0,91$ .

$$t_{50} = 1400,8 (S_0)^{-0,57} ; (S_0 \text{ (mg/l)}) \quad (2)$$



**Figure V-5** : Temps correspondant à 50% d'élimination en fonction des concentrations des MES initiales dans chaque bassin

Nous obtenons des  $t_{50}$  calculés de 120 et 15 minutes respectivement pour des concentrations initiales en MES de 105 (bassin facultatif) et 2880 mg/l (bassin anaérobie mélange surnageant et sédiment).

Cela montre aisément que plus grande sera la concentration de l'influent en MES et la vitesse de décantation, plus petit sera le temps correspondant à 50% d'élimination.

Mais  $t_{50}$  correspond au rendement de 50% d'élimination des MES obtenu par interpolation selon la méthode de Krishnan ou Tay (1982) à partir des valeurs expérimentales. Le temps  $t_{50}$  calculé est celui obtenu à partir de l'équation (2). Nous avons une valeur qui reste fort élevée (mélange liquide et sédiment) par rapport aux autres concentrations initiales et qui s'éloigne de l'ensemble comme le montre le graphique (figure V-5). Cette concentration initiale fort élevée ne correspond pas au cas de suspension flocculantes mais plus à la décantation en masse qui suit la loi de Kynch : les particules ne sont plus isolées et de ce fait elles s'influencent les unes les autres. A partir d'une certaine concentration les particules sédimentent en masse et en ce moment la vitesse de chute d'une couche de particules est uniquement fonction de sa concentration et ne dépend pas des couches amont ou aval, comme c'est le cas avec l'échantillon mélange liquide et sédiment.

Toujours est il que l'allure du graphe reste de type exponentielle décroissante. En ignorant le point, relatif à la concentration élevée, les autres points suivent toujours la même allure. Nous voyons l'effet de la concentration initiale sur la vitesse de décantation. Le tableau V-3 illustre bien le fait que les valeurs de  $t_{50}$  selon Krishnan obtenu expérimentalement durant cette étude sont proches de ceux correspondant au modèle de l'équation (2).

**Tableau V-3 :** Comparaison du modèle de décantation et performance du test de décantation en colonne

	$S_0$ (mg/l)	$t_{50}$ actuel selon Krishnan (mn)	$t_{50}$ selon le modèle $t_{50} = 1400,8 (S_0)^{-0,57}$ (mn)
Bassin Anaérobie (Mélange liquide et sédiment)	2880	15	15
Influent brut (liquide)	285	60	56
Bassin Anaérobie (liquide)	110	90	96,1
Bassin de Maturation 1 (liquide)	125	60	89,3
Bassin de Maturation 2 (liquide)	107,5	120	97,4
Bassin Facultatif (liquide)	105	120	99

**Calcul d'un facteur de correction K permettant de passer de la colonne au bassin**

Après avoir déterminé les différents temps au bout desquels nous avons 50% d'élimination des MES, nous allons essayer de déterminer un facteur de correction K permettant d'établir le lien entre les essais de décantation en colonne et la lagune anaérobie. Ce facteur devrait extrapoler les résultats de  $t_{50}$  que nous avons obtenus sur les différents bassins lors des essais en colonne en vraie grandeur.

**Tableau V-4 :** Recherche du facteur « correctif » K

	<b>Bassin anaérobie</b>	<b>Bassin facultatif</b>	<b>Bassin maturation</b>
$S_0$ (mg/l)	142	96	88
S (mg/l)	96	88	82
t (j)	2,74	5,14	4,69
$t_{50}$ calculé bassin (j)	5,71	56,54	64,09
$t_{50}$ colonne (mn)	90	120	60
<b>Facteur de correction K</b>	<b>91,36</b>	<b>678,48</b>	<b>1538,16</b>

Avec :

$S_0$  : concentration initiale MES (valeurs moyennes) dans le bassin (mg/l)

S : concentration MES (valeurs moyennes) à la sortie du bassin (mg/l)

t : temps de séjour théorique (j)

$t_{50}$  calculé bassin : temps correspondant à 50% de MES décantées dans le bassin (j)

$t_{50}$  colonne : temps correspondant à 50% de décantation dans la colonne (mn)

Selon l'expression  $S/S_0 = 1 / (1 + t / t_{50})$  décrite au chapitre II, nous pouvons en déduire le  $t_{50}$  du bassin, qui correspond à :  $t_{50}(\text{bassin}) = (t * S) / (S_0 - S)$

Le facteur de correction K correspond à :  $t_{50}(\text{bassin}) / t_{50}(\text{colonne})$

Comme on le voit les facteurs « correctifs » calculés sont très grands et ne sont pas constants.

Il serait donc dangereux d'estimer le rendement de décantation d'une lagune naturelle en vraie grandeur à partir des résultats de tests en colonne.

Manifestement les résultats en colonne conduiraient à surévaluer les performances que l'on peut obtenir en vraie grandeur.

On peut imaginer deux explications à ce phénomène :

- D'une part l'hydrodynamique du bassin réel ne correspond pas à l'hydrodynamique d'un décanteur parfait. Ceci est certainement vrai car un décanteur parfait devrait avoir un écoulement de type piston, alors que bien souvent l'hydrodynamique des lagunes se rapproche plus ou moins bien du réacteur parfaitement mélangé (Namèche et Vassel, 1998). On pourrait alors établir un facteur de correction qui dépendrait de l'hydrodynamique des bassins. Il s'agirait par exemple d'une approche similaire à celle menée par Muller-Neuhaus (1952) et décrite par Edeline (1998).
- Une autre cause possible de la disparité serait liée aux phénomènes de remise en suspension des dépôts, pour des raisons de turbulences induites près du fond, mais aussi engendrées par les activités biologiques (fermentation) dans les sédiments.

Nous suggérons que ces deux processus soient étudiés séparément pour pouvoir établir un facteur correctif correct, ou mieux un bilan de matière plus détaillé sur les MES dans le bassin.

### **Conclusion partielle**

Très peu d'études ont été réalisées sur les performances des processus de sédimentation des eaux usées particulièrement en ce qui concerne le lagunage anaérobie. Nous pouvons imaginer que la lagune anaérobie fonctionne de la même manière qu'un décanteur primaire, mais les caractéristiques de sédimentation des eaux peuvent être tout à fait différentes.

Cette étude a été essentiellement focalisée sur la détermination du temps correspondant à 50% d'élimination selon le test de décantation en colonne des eaux usées domestiques de la station pilote du CERTE.-Tunis.

Le système étudié a été réalisé sur la station pilote qui a fonctionné pendant des années et peut être considéré comme 'à l'état stationnaire'. Le choix s'est porté sur cette station à cause de la présence de bassin anaérobie et aussi parce que la température moyenne est considérée adéquate pour les climats chauds.

Nous constatons que dans cette station les concentrations de MES ne changent pas énormément d'un bassin à l'autre et malheureusement ne couvre pas l'ensemble des MES dans les bassins. Ce sont des eaux plutôt riches en matière colloïdale qu'en matière solide probablement parce que le décanteur « primaire » qui est en début de filière, même s'il est de taille limitée réduit cependant la teneur en MES.

Selon Krhisnan, les temps correspondant à 50% d'élimination, sont proches que ceux déterminés selon Tay et cela suppose que 50% d'élimination des MES peuvent être obtenues dans la colonne entre 71 et 135 minutes pour les différents bassins avec à peu près la même composition d'eau usée.

La petite valeur de  $t_{50}$  (14 mn) est obtenue dans le cas du mélange surnageant plus sédiment de la lagune anaérobie avec une concentration élevée en MES.

Ainsi, les résultats expérimentaux obtenus montrent que  $t_{50}$  sera d'autant plus petit que la concentration en matières en suspension dans l'influent est élevée, ce qui induit une meilleure décantation. Aussi, ces résultats illustrent bien le fait que les essais de décantation en colonne peuvent être utilisés pour estimer le  $t_{50}$  en ce qui concerne l'étude des caractéristiques des suspensions solides dans les systèmes d'épuration des eaux usées.

Nous verrons plus loin comment on peut envisager d'appliquer les résultats obtenus à l'ensemble du bassin.

La prochaine étape (voir chapitre VII) sera d'extrapoler les résultats des tests pour quantifier les performances d'installation à grande échelle. Ces étapes sont importantes pour comprendre le taux d'accumulation et la contribution du compartiment des sédiments dans les processus biologiques qui prennent place dans les bassins.

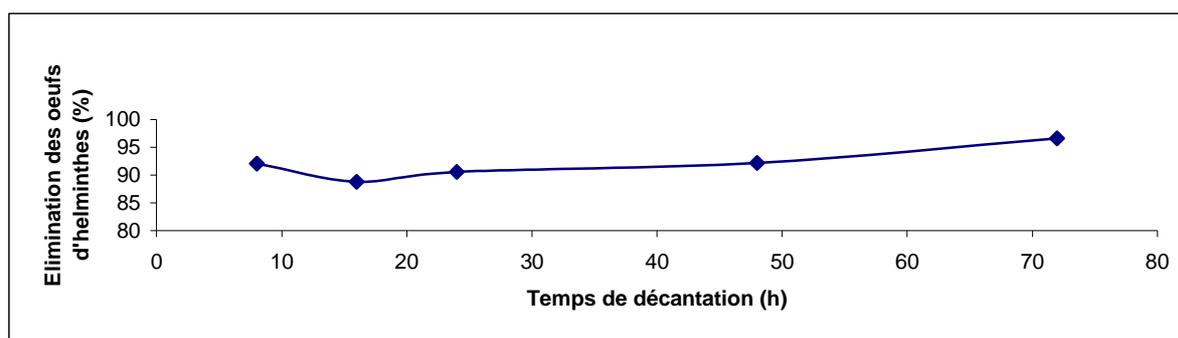
## V-2 Essais de décantation en colonne des œufs d'helminthes

Après avoir appliqué le modèle de décantation (Krhisan et Tay (1982)) aux matières en suspension dans la lagune anaérobie, nous avons testé le modèle de décantation sur les œufs d'helminthes de la lagune anaérobie dans une station de traitement des eaux usées domestiques de la ville de Oujda au Maroc. Tous les essais microbiologiques ont été réalisés par Dssouli *et al.*, (2006).

### a) Observation générale sur les essais de décantation des œufs d'helminthes en colonne

Les teneurs moyennes en œufs d'helminthes des eaux usées brutes ayant servi au remplissage de la colonne sont de 33,9 œufs.l<sup>-1</sup> pour l'essai 8 heures ; 26,88 œufs.l<sup>-1</sup> pour l'essai 16 heures ; 31,15 œufs.l<sup>-1</sup> pour l'essai 24 heures ; 37,78 œufs.l<sup>-1</sup> pour l'essai 48 heures et 31,13 œufs.l<sup>-1</sup> pour l'essai 72 heures.

Les œufs d'helminthes identifiés sont caractérisés par une forte prédominance de la classe des nématodes pour les essais de 8, 16, 24, 48 et 72 heures, avec respectivement 97, 99, 99, 99 et 88% de la teneur totale des œufs d'helminthes contenus dans les eaux usées brutes (figure V-6). Les nématodes isolés sont représentés par les espèces suivantes : *Ascaris sp.*, *Strongles*, *Strongyloides sp.*, *Enterobius sp.*, *Trichuris sp.*, *Ankylostoma sp.* et *Capillaria sp.*, avec prédominance des œufs d'*Ascaris sp.* Les cestodes sont représentés par : *Hymenolepis sp.*, *Taenia sp.* et *Moniezia sp.*



**Figure V-6** : Élimination des œufs d'helminthes totaux en fonction du temps de décantation

Après décantation des eaux usées brutes, les charges parasitaires moyennes des 4 bandes de la colonne chutent de 33,9 œufs.l<sup>-1</sup> à 1,88 œufs.l<sup>-1</sup> après 8 heures de décantation, de 26,88 œufs.l<sup>-1</sup> à 2,66 œufs.l<sup>-1</sup> après 16 heures, de 31,15 œufs.l<sup>-1</sup> à 2,24 œufs.l<sup>-1</sup> après 24 heures, de 37,78 œufs.l<sup>-1</sup> à 1,86 œufs.l<sup>-1</sup> après 48 heures et de 31,13 œufs.l<sup>-1</sup> à 0,8 œufs.l<sup>-1</sup> après 72 heures de décantation.

Sur le plan quantitatif, les œufs d'helminthes restant au niveau de la colonne après 8 heures de décantation, sont concentrés au niveau de la première bande avec 3,4 œufs.l<sup>-1</sup> (0-50 cm) et de

la dernière bande avec 3,2 œufs.l<sup>-1</sup> (150-200 cm). Contrairement à l'essai de 8 heures de décantation, les résultats après 16 heures de décantation des œufs d'helminthes présentent des teneurs décroissantes en allant du haut de la colonne (0-50 cm) avec 1,59 œufs.l<sup>-1</sup>, vers le fond de la colonne. Nous observons une forte concentration au niveau de la dernière bande avec 4,68 œufs.l<sup>-1</sup> (150-200 cm). Par contre, après 24, 48 et 72 heures de décantation, les œufs d'helminthes ont tendance à se concentrer au niveau de la dernière bande, avec respectivement 7,95 œufs.l<sup>-1</sup>, 3,28 œufs.l<sup>-1</sup> et 2,65 œufs.l<sup>-1</sup>. Que ce soit après 24, 48 ou 72 heures de décantation, les teneurs en œufs d'helminthes au niveau des bandes superficielles (0-50 et 50-100 cm) demeurent inférieures à 0,5 œuf.l<sup>-1</sup>.

Sur le plan qualitatif, à l'exception des deux premiers essais de décantation (8 h et 16 h), seuls les œufs du genre Ascaris sp. ont été identifiés au niveau des 3 premières bandes (0-50, 50-100 et 100-150 cm), alors que la 4<sup>ème</sup> bande (150-200 cm) présente la totalité des espèces isolées au niveau de l'eau usée brute.

Le rendement épuratoire de la colonne en fonction des temps de décantation a été déterminé par rapport à la moyenne des teneurs des 2 premières bandes (0-50 et 50-100 cm), du fait que la sortie des eaux usées décantées est généralement installée au niveau de la première moitié du décanteur primaire ou du bassin anaérobie. Ils sont de 95, 94, 99, 99 et 99% respectivement après 8, 16, 24, 48 et 72h de décantation.

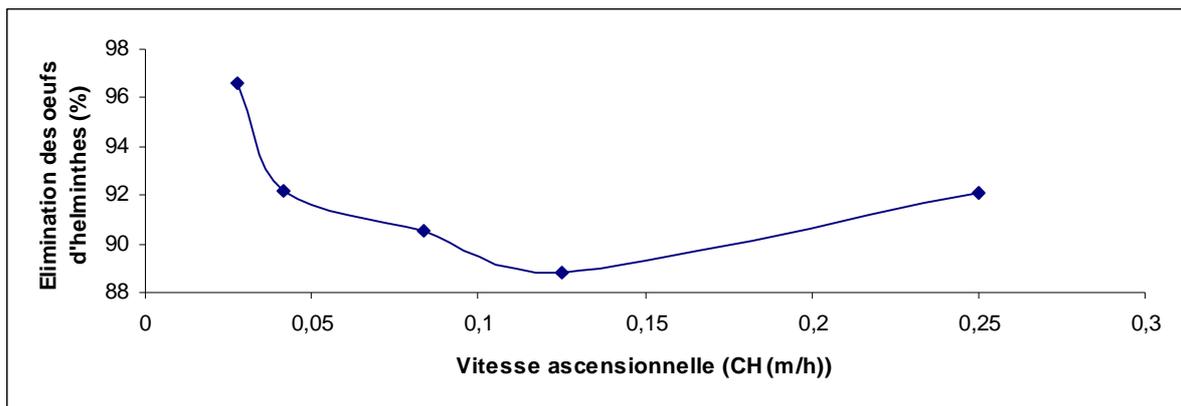
Les résultats de ces essais démontrent clairement que le temps de décantation des eaux usées conditionne à la fois l'abattement global des œufs d'helminthes et leur répartition verticale le long de la colonne. A l'exception des temps de décantation inférieurs à 1 jour (8 heures et 16 heures), le prolongement de la durée de décantation améliore considérablement la qualité parasitologique des eaux décantées au niveau des 3 premières bandes de la colonne (0-50, 50-100 et 100-150 cm) avec des teneurs inférieures à 1 œuf.l<sup>-1</sup>.

Plusieurs auteurs ont rapporté que l'élimination des œufs d'helminthes à partir des eaux usées lors de l'épuration consiste en un transfert des œufs de la fraction liquide à la fraction solide (sédiment), par un processus de sédimentation directe et/ou d'adsorption sur les particules en suspension (Mandi *et al.*, 1993 EL Hamouri *et al.*, 1994, Buitron et Galvan, 1998, Dssouli *et al.*, 2001).

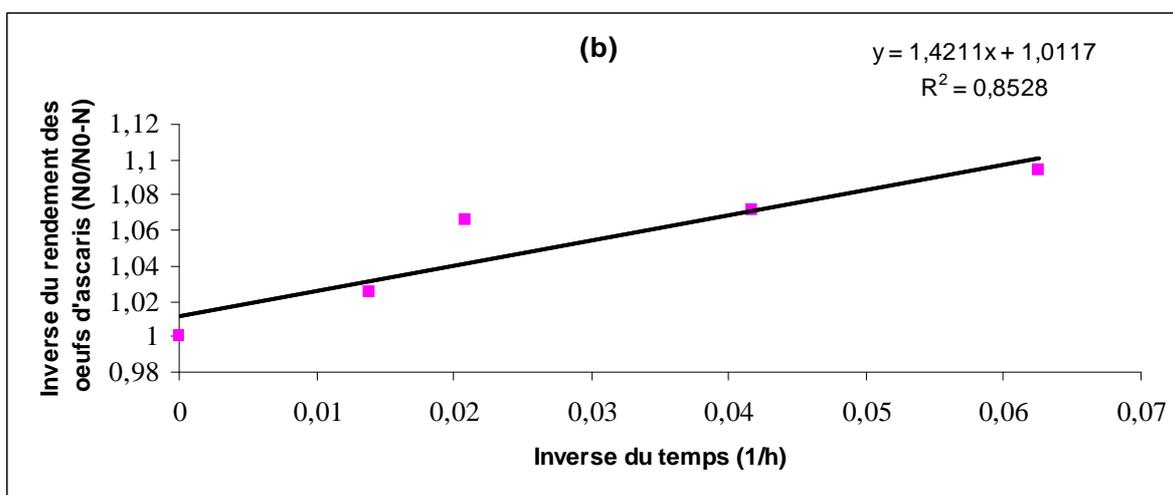
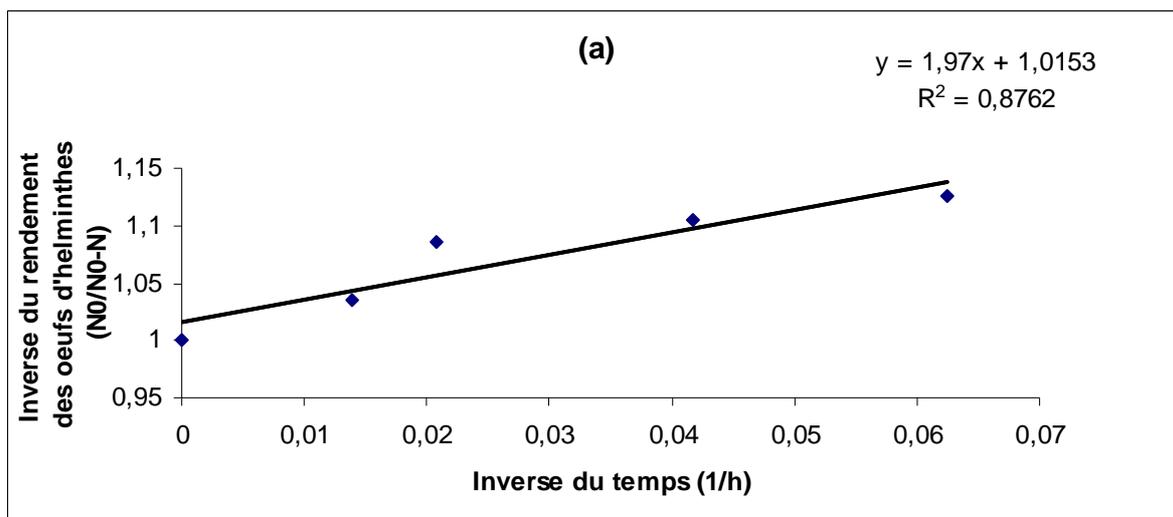
En effet, certains auteurs à travers des expérimentations au laboratoire, ont montré que la sédimentation totale des espèces étudiées est rapide : 30 minutes en bac de décantation de 66 cm de profondeur pour les œufs d'Ascaris (Cram, 1943), 2 heures au niveau d'une colonne de 0,53 mètre de hauteur pour les œufs de Tænia (Newton *et al.*, 1949). De même Shuval *et al.* (1986) et Ayers (1992) ont rapporté que les œufs d'helminthes avec des densités spécifiques supérieures à 1 présentent des vitesses de sédimentation théoriques élevées (0,26 m.h<sup>-1</sup> pour Tænia saginata, 0,65 m.h<sup>-1</sup> pour l'Ascaris sp. et 1,53 m.h<sup>-1</sup> pour Trichuris sp.). L'application de la vitesse de sédimentation théorique pour les œufs d'Ascaris, montre qu'une durée inférieure à 4 heures est largement suffisante pour la sédimentation totale des œufs au niveau d'une colonne de 2 mètres de hauteur. Cependant, les résultats expérimentaux obtenus indiquent que pour des temps de décantation inférieurs à 1 jour (8 heures et 16 heures), les différentes bandes de la colonne 0-50 et 50 -100 cm, malgré des taux d'abattement respectifs de 95 et 94%, présentent des teneurs en œufs d'helminthes supérieures à 1 œuf.l<sup>-1</sup> et dominées principalement par le genre Ascaris sp. A partir d'1 jour de décantation (1, 2 et 3 jours) la teneur moyenne en œufs d'helminthes en général des 3 premières bandes de la colonne diminue considérablement avec des valeurs inférieures à 1 œuf.l<sup>-1</sup>. Par contre, la quatrième bande (150 - 200 cm) présente des teneurs en œufs d'helminthes largement supérieures à 1 œuf.l<sup>-1</sup> pour les différents essais.

**b) Application du modèle de Krhisnan et Tay (1982) aux résultats des essais en colonne des œufs d'helminthes**

Après avoir déterminé le temps global de décantation des œufs d'helminthes, nous nous intéressons au temps correspondant à 50% d'élimination  $t_{50}$ . Selon les modèles de Krhisnan et Tay (1982) appliqué au total des œufs d'helminthes, nous arrivons à déterminer  $t_{50} = 1,97$  h et sur les œufs de l'espèce ascaris (car c'est la seule espèce qui est présente dans toutes les bandes aux différents temps fixés) donne une valeur de  $t_{50} = 1,42$  h. Cela est illustré à travers les figures V-7 et V-8a et b.



**Figure V-7 :** Elimination des œufs d'helminthes totaux en fonction de la vitesse ascensionnelle



**Figures V-8 a et b :** Interprétation des données du tableau V-4 par le modèle de Tay (1982) ((a) : œufs d'helminthes totaux avec  $t_{50} = 1,97$  h et (b) : œufs d'ascaris avec  $t_{50} = 1,42$  h)

**Tableau V-5 :** Valeurs des œufs d'helminthe total et d'ascaris à différents temps de décantation et profondeurs de bande de sédimentation

Temps de décantation (h)	$N_0$ (œufs/l)	N (œufs/l) en fonction des bandes de la colonne (cm)			
		(0-50cm)	(50-100)	(100-150)	(150-200)
		(a) (b)	(a) (b)	(a) (b)	(a) (b)
0-8	33,91-23,53	3,4 - 3	0,31-0,29	0,62-0,6	3,2-2,01
16	26,88-22	1,59-1,56	1,48-1,45	2,9-2,1	4,68-3,03
24	31,15-28,05	0,74-0,15	0,11-0,11	0,19-0,19	7,95-5,86
48	37,78-24,8	0,6-0,58	0,46-0,46	3,12-1,97	3,28-2,89
72	33,77-20,59	0,23-0,16	0,27-0,27	0,05-0,05	2,65-1,85

**Temps de décantation et temps correspondant à 50% d'élimination**

Parasites	tps de décantation (h)	prof. du bassin de décantation (m)	références
Œufs d'ascaris	0,5	0,66	(Cram, 1943)
Œufs de taenia	2	0,53 (colonne)	(Newton <i>et al.</i> , 1949)
Œufs d'helminthes total	1,97 ( $t_{50}$ )	2 (colonne)	cette étude
Œufs d'ascaris	1,42 ( $t_{50}$ )	2 (colonne)	cette étude

$N_0$ : œufs d'helminthe initial; N: œufs d'helminthe à chaque temps et profondeur; a: œufs d'helminthe total; b: valeur des œufs d'ascaris.

Ces résultats confirment le fait que la vitesse de décantation est relativement élevée. Cela signifie que la décantation des œufs d'helminthe peut être considérée dans son entièreté sans distinction des espèces, si certains œufs sont emprisonnés dans le bio floc, la vitesse de décantation se rapproche de la vitesse de Stokes, comme cela est montré au tableau V-5. Nous avons calculé un  $t_{50}$  de moins de deux heures mais cela est probablement inférieur. En effet on arrive graphiquement à déterminer les différents  $t_{50}$  mais de manière théorique car les données expérimentales ne nous permettent pas d'avoir  $t_{50}$  par interpolation. En fait, avec le modèle de Tay (1982) les rendements que nous obtenons sont compris entre 91 et 97 % par conséquent n'ayant pas ici une fourchette de rendement de 50 %, il nous est difficile par interpolation de trouver une valeur de temps théorique (selon Krhisnan) ou expérimentale correspondant à 50% d'élimination. Nous pensons qu'on aurait pu atteindre cela si nous choisissons des temps de décantation inférieurs à 8 heures. Ainsi, nous suggérons que les prochains essais soient effectués dans les premières heures de l'essai de sorte à ce qu'on puisse comparer la valeur de  $t_{50}$  théorique à celle déterminée graphiquement. Par ailleurs, dans cette étude nous nous en tenons au  $t_{50}$  graphique (selon Tay).

Notons toutefois que pour des périodes d'expérimentation longue, certains œufs peuvent se retrouver encore dans les couches supérieures. Cela peut s'expliquer par le fait que les œufs d'helminthe total peuvent être remis à nouveau en suspension, en raison des activités biologiques. A titre d'exemple, cette remise en suspension peut être attribuée à l'effet de la production du biogaz (ou du sulfure d'hydrogène) en provenance des sédiments.

**Tableau V-6 :** Vitesse de Stokes calculée pour la plupart des œufs d'helminthes (parasites de l'homme)

Espèce (Parasites humains)	Dimension ( $\mu\text{m}$ ) (Longueur)*(largeur)	D ( $\mu\text{m}$ )	Forme	Densité	Vitesse de Stokes ( $10^{-4}\text{m/s}$ )	Références
Ascaris	(45-75)*(33-50)	49,90	ellipse	1,11	3,4	(Shuval et al., 1986)
Ankylostoma duodenale	(60)*(40)	48,99	ovoïde	1,05	1,1	(Shuval et al., 1986)
Taenia saginata	(35-40)*(30-35)	34,91	ellipse	1,22	2,33	(David et al., 1982 in Ayers, 1992a)
Trichuris Trichuira	(35-40)*(30-35)	49	ellipse	1,15	2,7	(Shuval et al., 1986)
Ascaris	(45-75)*(33-50)	49,9	ellipse	1,1	1,38	cette étude
Ankylostoma duodenale	(60)*(40)	48,99	ovoïde	1,05	0,68	cette étude
Capillaria hepatica	(51-68)*(29-37)	66	cylindrique	1,13*	3,10	cette étude
Capillaria philippinensis	(36-45)*(21)	29,16	ovoïde	1,13*	0,61	cette étude
Enterobius vermicularis	(50-60)*(20-32)	37,81	ovoïde	1,13*	1,02	cette étude
Hymenolepis dimunata	(72-86)*(60-79)	139	circulaire	1,13*	13,89	cette étude
Hymenolepis nana	(30-44)	60	circulaire	1,13*	2,59	cette étude
Strongyloïdes	(50-58)*(20-35)	38,53	ellipse	1,13*	1,06	cette étude
Taenia saginata	(35-40)*(30-35)	34,91	ellipse	1,22	1,5	cette étude
Trichuris Trichuira	(50-58)*(22-27)	49	cylindrique	1,15	1,96	cette étude

(D : diameter équivalent, \* densité calculée sur base de la moyenne, densité de l'eau (20°C) = 0,998, viscosité dynamique (20°C) = 0,001 Pa.s.)

Ces vitesses ont été calculées à partir de la théorie de Stokes en prenant en compte les densités des solides (œufs) et leur diamètre équivalent. L'expression de la vitesse de Stokes se note comme suit :

$$\text{Vitesse de Stokes} = (\text{densité particule} - \text{densité eau}) \cdot d^2 \cdot 1/18 \cdot g/\mu \quad (3)$$

Avec :  $g = 9,81$

$\mu = 0,0010$  pour l'eau à 20°C

Densité de l'eau = 0,998 à 20°C

$d$  : diamètre est le diamètre équivalent

### Conclusion partielle

Cette étude contribue de manière générale à la compréhension des mécanismes responsables de l'élimination des œufs d'helminthes à partir des eaux usées par décantation, et aussi à l'amélioration des caractéristiques dimensionnelles et fonctionnelles d'un bassin anaérobie à savoir :

- la restitution d'une eau décantée répondant parfaitement aux normes de l'OMS ( $<1$  œuf.l<sup>-1</sup>) pour des temps de décantation compris entre 1 et 3 jours seulement ;
- l'emplacement de la sortie d'évacuation des eaux usées décantées qui ne doit être ni en surface du bassin à cause de la remontée des floes des boues ni au-delà de 150 cm (dernière bande) pour un bassin de 2 mètres de profondeur à cause de la remise en suspension des œufs due à la production des gaz par fermentation ; l'application d'un temps de décantation des eaux usées compris entre 1 et 3 jours, au lieu de 8 jours recommandé pour les bassins anaérobies, présenterait un double intérêt. Premièrement l'économie de surface quand le terrain est limitant pour l'emplacement de la station d'épuration. Le deuxième intérêt est la réduction de la perte d'eau par évaporation pour des temps de séjours courts (1 à 3 jours) quand l'objectif principal de l'épuration des eaux usées est leur réutilisation en agriculture.

En ce qui concerne les essais de décantation en colonne, il ressort de cette étude que :

- Les œufs d'helminthes de petite taille décantent moins vite et constituent un problème si on veut comparer leur vitesse à celle de Stokes. Heureusement lorsque ces œufs décantent, ils forment des floes ou agrégats par association aux autres plus gros et dans ce cas décantent plus vite. Nous pourrions alors comparer cette vitesse à celle de Stokes. Par ailleurs les ascaris étant souvent les plus nombreux et aussi, vu leur taille réduite, parmi ceux qui décantent le plus lentement, ils constituent un bon indicateur de la présence d'helminthes et de l'efficacité de leur élimination par décantation.
- On remarque aussi que  $t_{50}$  mesuré pour le total des helminthes vaut 1,97 h et 1,42 heures pour les ascaris. Nous avons donc une vitesse de sédimentation de 0,69 soit 0,70 m/h pour ascaris. Nous constatons qu'en tenant compte des essais, la vitesse de sédimentation calculée pour ascaris n'est pas fort éloignée de celle donnée par Shuval *et al.* (1986) soit 0,49 m/h. Par conséquent 0,70 m/h est dans un ordre de grandeur raisonnable.
- Nous pouvons aussi déterminer le temps de décantation selon le rendement souhaité. Par exemple, le cas des ascaris  $t_{50}$  vaut 1,42 h soit un rendement de 50% selon l'équation suivante :

$$N_0/N = [1/(1+(t/\theta))] = 1 + (t/\theta) \quad (4)$$

Avec :

$N_0$  : nombre d'helminthe initial

$N$  : nombre d'helminthes à atteindre après traitement (respect norme)

En posant  $N_0 = 30$  œufs/l et  $N = 0,5$  œuf/l on en déduit  $\theta = 83,78$  heures.

Donc pour un rendement de 50% avec  $N_0 = 30$  œufs/l et  $N = 0,5$  œuf/l, il faut espérer un temps de décantation de 83,78 heures environ soit trois jours et demi.

- Il serait possible d'appliquer ce temps de décantation de 83,78 heures dans les conditions réelles à un bassin anaérobie. Cela reviendrait alors à multiplier 83,78 heures par un facteur de sorte à avoir le temps de décantation à mettre en œuvre en vraie grandeur. Ce facteur ne pourra malheureusement pas être calculé car nous ne disposons pas de certains paramètres tels que le temps de séjour réel, les concentrations d'œufs d'helminthes à l'entrée et sortie du bassin. Bien entendu, comme c'est le cas pour la décantation de suspensions floculantes, il faudra ensuite fixer un critère d'extrapolation des résultats obtenus en colonnes, aux bassins en vraie grandeur. En effet les résultats obtenus en colonne sont supposés représenter l'évolution temporelle d'une tranche verticale d'eau qui avance dans le décanteur comme avec un écoulement piston. Pour l'instant le problème n'est pas résolu mais nous pensons que le facteur de correction pourrait être déduit, dans les deux cas, d'essais de traceurs qui permettraient de corriger pour la non idéalité de l'écoulement.
- Etant donné que selon les essais de décantation, le rendement obtenu sur les œufs d'helminthe est élevé alors il n'est pas nécessaire d'aligner plusieurs bassins en série afin d'optimiser le rendement. Cela n'a pas un grand effet (compte tenu du coût d'investissement de ces bassins) car le premier bassin joue pleinement sa fonction de décantation du point de vue des matières en suspension et aussi bien au niveau des œufs d'helminthes.
- Nous suggérons enfin de faire des essais avec des temps plus rapproché (première heure de l'expérience) et ce dès la mise en route de l'essai afin d'avoir des  $t_{50}$  théoriques comparables à ceux déterminés graphiquement. Quoiqu'il en soit on comprend que l'élimination des œufs d'helminthes se fait principalement par décantation, et que la loi de Stokes leur est globalement applicable, ce qui permet de calculer le décanteur idéal qui permet de les éliminer. Nous n'aborderons pas ici les études qui sont nécessaires ensuite pour quantifier avec précision quelle est la durée de survie des œufs dans les sédiments et quel est l'effet du traitement de ces derniers.

Le prochain chapitre présente les résultats des tests de mesure d'activité cinétique de l'acidogenèse et de la méthanogenèse.

## Chapitre VI

---

# Résultats des tests de mesure d'activité cinétique de l'acidogénèse et de la méthanogénèse

---

Des extraits de ce chapitre ont fait l'objet d'une communication par poster lors du 7ème colloque du groupe IWA « 7th IWA Specialist Group Conference on Waste Stabilization Ponds, Advances in Pond Technology and Management, 25 - 27 September 2006 (Bangkok)».

**Effebi K.R., Jupsin H., Vasel J.-L.**

Acidogenic and methanogenic activities in anaerobic ponds.

La digestion anaérobie est un processus complexe dans lequel la matière organique est convertie en méthane et dioxyde de carbone in fine. Toutes les conversions étant réalisées par un ensemble de micro-organismes à travers une série de réactions biochimiques.

Les réactions anaérobies se déroulent dans les sédiments, incluant la solubilisation de la matière particulaire biodégradable, suivi de l'acidogénèse, l'acétogénèse et la méthanogénèse. De manière générale, les réactions qui se déroulent dans la phase liquide sont souvent négligées et sont attribuées aux mouvements de convection et de production de gaz (méthane) dans les couches profondes constituées de sédiments.

La digestion anaérobie de la matière organique conduit à la formation de produits intermédiaires regroupés sous le nom d'acides gras volatils qui se composent généralement de : butyrate, propionate, et acétate. Plus tard dans le processus de dégradation, le butyrate et le propionate seront convertis en acétate. Celui-ci sera à son tour dégradé par le biais des bactéries acétogènes et méthanogènes en  $\text{CO}_2$  et  $\text{CH}_4$ . L'activité de l'acidogénèse est généralement plus élevée que celle de la méthanogénèse parce qu'elle se met en place la première et ses produits (acétate) sont utilisés au cours de la méthanogénèse. Le substrat utilisé pour la détermination de l'activité de l'acidogénèse est très souvent le glucose parce qu'il est considéré comme le principal intermédiaire au cours de la digestion anaérobie du complexe organique des carbohydrates ou hydrate de carbone. En ce qui concerne l'activité de la méthanogénèse nous avons utilisé l'acide acétique comme substrat.

Cependant, nous constatons que peu d'études se sont intéressées aux paramètres cinétiques de l'activité de l'acidogénèse et de la méthanogénèse dans les lagunes anaérobies.

En accord avec ce qui a été dit, cette partie du travail présente l'activité biologique à la fois dans la phase liquide et dans les sédiments accumulés au fond de la lagune anaérobie. Nous avons décrit (dans le chapitre matériel et méthode expérimentale), une méthodologie pour la mesure des cinétiques de l'acidogénèse et la méthanogénèse. Ici nous présenterons nos résultats et ceux de la littérature sur les cinétiques d'acidogénèse et de méthanogénèse caractérisée respectivement par une augmentation (production HAc) ou une diminution (consommation HAc) de l'acide acétique. Ces analyses ont été réalisées sur des échantillons de biomasse prélevée dans l'installation de lagunage anaérobie à grandeur nature localisée au CERTE.-Tunis décrite au chapitre matériel et méthodes.

### **VI-1 Mesures in situ et ponctuelles réalisées sur la lagune anaérobie**

Les tableaux VI-1, 2 et 3 fournissent les mesures de pH, d'oxygène dissous et de température réalisées in situ, d'autres mesures ont été réalisées de manière ponctuelle concernant les matières en suspension (MES), les matières volatiles en suspension (MVS), les matières sèches (MS) et la concentration d'acide acétique à la fois dans le surnageant et dans les sédiments de la lagune anaérobie. Les mesures in situ ont été réalisées sur des échantillons prélevés dont les paramètres ont été mesurés sur place et non directement dans la lagune anaérobie, ce qui pourrait expliquer le fait que nous n'ayons pas zéro oxygène dissous, bien qu'étant en condition anaérobie. Le pH acide de 6,63 dans les sédiments est normal et témoigne des activités d'acidogénèse qui s'y déroulent. Les matières en suspension sont faibles et montre que la lagune est plus riche en matière colloïdale que particulaire. Aussi le rapport MVS/MES de 75% dans le surnageant montre qu'on a une forte teneur en matière organique, contrairement à 40 % obtenus dans le cas des sédiments qui témoigne d'une faible teneur en matière organique et d'une teneur moyenne en matière minérale.

Les mesures ponctuelles d'acide acétique dans la lagune anaérobie montrent que la concentration d'acide acétique dans les sédiments (93,66 mg/l) vaut 3 fois celle du surnageant (32,86 mg/l). Ce qui est tout à fait normal car l'acidogénèse dans les sédiments est plus importante au fond de la lagune, due à l'absence totale d'oxygène, à l'abondance de la biomasse et à la matière organique présentes qui favorisent beaucoup plus la dégradation de la matière organique et sa conversion en acide acétique, contrairement au surnageant dont la teneur en biomasse est faible. Aussi la présence d'acide acétique dans le surnageant pourrait entre autre s'expliquer par une remise en suspension de la biomasse du fond de la lagune voire par un relargage d'une partie de l'acide acétique des sédiments vers le surnageant de la lagune.

Une augmentation des AGV témoigne des réactions d'acidogénèse qui se produisent dans les bassins ; en revanche une baisse de la concentration des AGV peut s'expliquer par la consommation des AGV par les bactéries méthanogènes, dont l'activité augmente avec les fortes températures. Bien que paramètre essentiel de la digestion anaérobie, la concentration des AGV a rarement été mesurée dans les lagunes anaérobies. Dans les digesteurs, une concentration en AGV de 100-120 mg/l est la valeur idéale témoignant de la stabilité du système et de l'équilibre entre l'acidogénèse et la méthanogénèse (Brockett, 1976 in Paing 2001). Mais dans les lagunes anaérobies, le substrat est dilué et il est impossible de trouver des concentrations de plusieurs milliers de mg/l couramment mesurées en digesteurs. Paing, 2001 a mesuré une valeur de 41 mg ac.ac./l dans l'influent et 75 mg ac.ac./l dans la lagune anaérobie.

**Tableau VI-1** : Mesure in situ dans la lagune anaérobie

	<b>pH</b>	<b>Oxygène dissous (mg/l)</b>	<b>Température (°c)</b>
<b>Surnageant</b>	7,23	1,4	22
<b>Sédiment</b>	6,63	0,8	25

**Tableau VI-2** : Mesures des MES, MS et MVS dans la lagune anaérobie

	<b>MES (mg/l)</b>	<b>MVS (mg/l)</b>	<b>MVS/MES</b>
<b>Surnageant</b>	133,33	100	75%
	<b>MS (g/l)</b>	<b>MVS (g/l)</b>	<b>MVS/MS</b>
<b>Sédiment</b>	61,25	24,75	40%

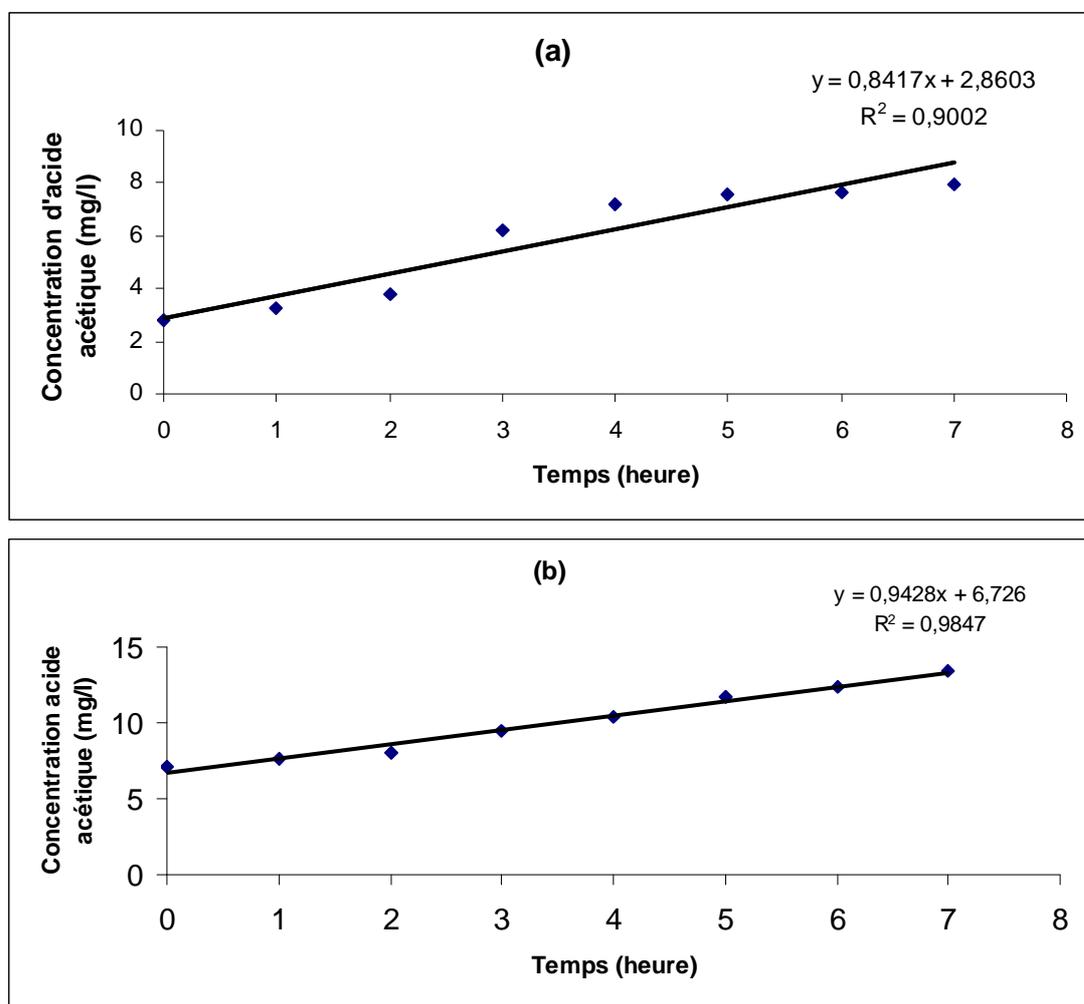
**Tableau VI-3** : Mesure ponctuelle d'acide acétique dans la lagune anaérobie

	<b>Concentration d'acide acétique (mg/l)</b>	
	<b>Mesurée</b>	<b>observée par WEST</b>
<b>Surnageant</b>	32,86	78
<b>Sédiment</b>	93,66	78

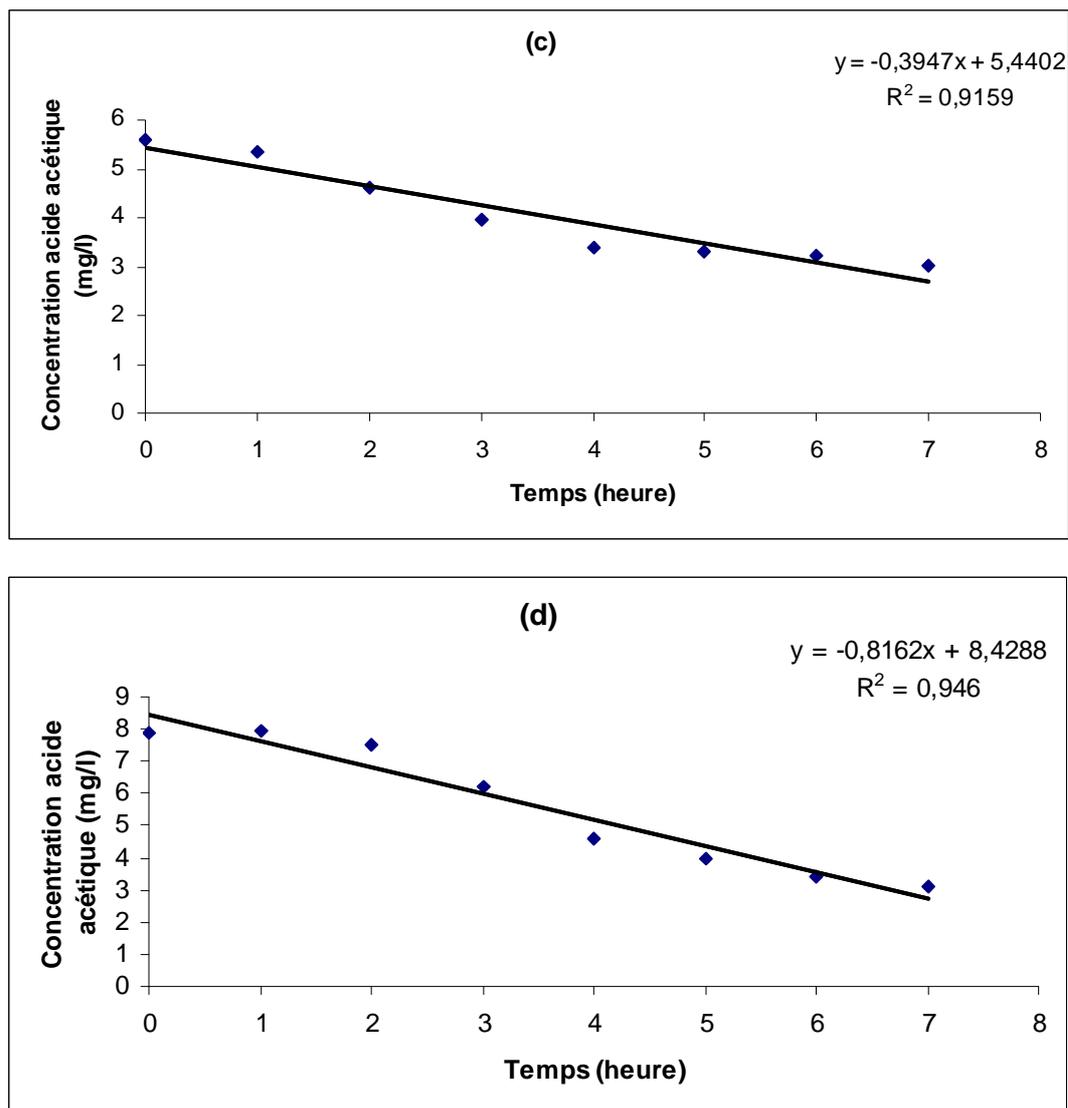
## VI-2 Présentation des résultats sur les activités d'acidogénèse et de méthanogénèse

La méthodologie et les procédures décrites dans le chapitre matériel et méthodes, ont permis de déterminer les paramètres cinétiques. Lors des mesures des cinétiques, le pH de départ dans la bouteille était compris entre 7 et 8 lors de l'acidogénèse, contrairement à la méthanogénèse où le pH de départ est compris entre 4 et 5 parce que le substrat est l'acide acétique.

Les résultats des activités cinétiques d'acidogénèse et de méthanogénèse aussi bien dans la phase liquide que dans la phase des sédiments sont présentés aux figures VI-1 (a et b) et VI-2(c et d) et au tableau VI-4.



**Figure VI-1 (a) et (b):** Activité de l'acidogénèse/ substrat : glucose (1,5 g/l), Production d'acide acétique par la biomasse de la phase liquide (a) et des sédiments (b)



**Figure VI-2 (c) et (d):** Activité de la méthanogénèse/ substrat : acide acétique (0,1g/l), Consommation de l'acide acétique par la biomasse en phase liquide (c) et les sédiments (d)

**Tableau VI-4:** Activités mesurées dans la phase liquide et les sédiments de la lagune anaérobie

Processus	substrats	concentration		Activités	
		(g/l)	(mgHAc./l.h <sup>-1</sup> )	(gDCO/gMES/j)	(gDCO/gDCO/j)
Acidogénèse (biomasse liquide)	glucose	1,5	0,84	0,09	0,09
Acidogénèse (biomasse sédiment)	glucose	1,5	0,94	0,05	0,06
Méthanogénèse (biomasse liquide)	acide acétique	0,1	0,39	0,04	0,04
Méthanogénèse(biomasse sédiment)	acide acétique	0,1	0,81	0,04	0,05

(Biomasse liquide: MES = 0.232g/l et MVS = 0.156 g/l; biomasse sédiment : MES = 0.504g/l et MVS = 0.280g/l) dans le flacon 500ml pour les mesures.

Les activités exprimées en mgHAc/l/h dans les sédiments sont légèrement plus élevées comparées à celles en phase liquide. En revanche lorsque ces activités sont exprimées par rapport à la biomasse (MES) en présence, on constate que les activités spécifiques dans le surnageant restent élevées, alors qu'on s'attend à avoir une activité de la biomasse des sédiments supérieure à celle de la biomasse en phase liquide.

### VI-3 Comparaison de nos résultats à ceux de la littérature

Le tableau VI-5 montre la comparaison de nos données cinétiques avec celles de la littérature.

**Tableau VI-5:** Comparaison des activités des paramètres cinétiques d'acidogénèse et de méthanogénèse (cette étude et données de la littérature)

Processus	substrats	concentration	Activité	références
		(g/l)	(gDCO/gMVS/j)	
Acidogénèse (boue)	glucose	1,5	0,17	(Soto <i>et al.</i> 1993)
Méthanogénèse (boue)	acide acétique	0,12	0,19	(Soto <i>et al.</i> 1993)
Méthanogénèse (boue)	acide acétique	0,25	0,39	(Soto <i>et al.</i> 1993)
Acidogénèse (boue)	matières solubles	---	0,42-1	(Henze <i>et al.</i> 1995)
Méthanogénèse (boue)	acide acétique	---	1-2,13	(Henze <i>et al.</i> 1995)
Acidogénèse(pure culture)	glucose	---	13 (max.)	(Henze et Harremoës, 1983)
Acidogénèse (phase liquide)	glucose	1,5	0,14	(cette étude)
Méthanogénèse (phase liquide)	acide acétique	0,1	0,06	(cette étude)
Acidogénèse (biomasse sédiment)	glucose	1,5	0,08	(cette étude)
Méthanogénèse (biomasse sédiment)	acide acétique	0,1	0,07	(cette étude)

De manière générale, l'activité de la méthanogénèse est plus faible que celle de l'acidogénèse, essentiellement quand des substrats solubles sont considérés, nos données de cinétique vont dans le même sens.

Nous constatons que nos valeurs cinétiques sont faibles comparés à celles mentionnées par Henze *et al.* (1995), qui obtiennent des activités spécifiques de l'ordre de 0,42 – 1 gDCO/gMVS/j pour l'acidogénèse et 1 – 2,13 gDCO/gMVS/j pour la méthanogénèse lorsque la matière organique des eaux usées est dominée par les matières dissoutes facilement dégradables ou par l'acide acétique respectivement. Soto *et al.* (1993) obtiennent des valeurs cinétiques plus élevées que les nôtres et cela pourrait s'expliquer entre autre par la méthode de mesure utilisée. Signalons que leurs essais ont été réalisés dans des digesteurs anaérobies et parfois sur des cultures pures c'est-à-dire des biomasses spécifiques à chaque étape (acidogène et méthanogène). Cette différence observée entre nos valeurs et celles de la littérature peut être due au type d'eaux usées, au statut physiologique, à la qualité et quantité de la biomasse (MVS) vivante dans l'échantillon. Cela pourrait aussi s'expliquer par les conditions d'expérimentation qui ne seraient pas optimales pour les activités anaérobies. Dans notre cas les mesures étaient effectuées le lendemain de l'échantillonnage. Enfin il est évident que dans les sédiments les réactions et notamment les transferts de matière sont moins aisés que dans un fermenteur industriel où le brassage permet un meilleur contact entre la biomasse et la matière organique.

#### Conclusion partielle

La méthodologie mise en place dans le chapitre matériel et méthode expérimentale nous a permis de mesurer les activités d'acidogénèse et de méthanogénèse dans les biomasses liquide et sédiment de la lagune anaérobie. Ces valeurs de cinétiques obtenues confirment,

contrairement à ce que nous imaginions au début de notre étude, qu'une part de l'activité se déroule dans la phase liquide.

Ces cinétiques seront utilisées pour modéliser et quantifier la dégradation anaérobie combinée à la décantation des matières en suspension dans la lagune anaérobie au cours des simulations qui seront réalisées dans le logiciel WEST.

Ainsi le prochain chapitre fera l'objet d'une proposition de modèle de lagunage anaérobie.

## **Chapitre VII**

---

# **Proposition du modèle de lagunage anaérobie**

---

## INTRODUCTION

Généralement, les lagunes anaérobies sont analysées en terme de rendement en DBO<sub>5</sub> (Demande Biochimique en Oxygène), DCO (Demande Chimique en Oxygène) et MES (Matières en Suspension). Peu de modèles ont été développés, et si nous considérons l'approche du « Génie des procédés » qui ne se contente pas de définir les entrées et les sorties en terme de rendement dans une lagune, mais prend en compte les phénomènes qui se déroulent au sein même de cette lagune, alors il est intéressant de voir ce qui se passe dans cette « boîte noire » qu'est la lagune anaérobie. C'est dans cette optique que nous nous sommes attardés à étudier un des aspects qui se déroulent au sein de la lagune anaérobie et qui du reste est habituellement peu pris en compte. Il s'agit de la décantation. Celle-ci permet de mieux cerner le fonctionnement de la lagune anaérobie dans son rôle de prétraitement. C'est dans ce cadre que s'insère notre objectif principal qui est la modélisation de la contribution de la décantation primaire liée à la dégradation anaérobie.

Les objectifs spécifiques sont les suivants :

- Quantifier puis modéliser le simple effet de la décantation à travers la sédimentation des particules organiques dans une colonne de décantation, cela révèle l'aspect physico-chimique à savoir la décantation primaire d'une suspension floculante.
- Montrer la quote-part qui est liée à la dégradation bactérienne anaérobie, aussi bien dans la partie liquide que dans les sédiments de la lagune anaérobie, en sus de la décantation. Cela permet de suivre et de chiffrer la production d'acides gras volatils (AGV) formés lors des phases d'hydrolyse et d'acidogénèse, dans la partie liquide, dans les sédiments et permettre de tenir compte d'un éventuel relargage des AGV par les sédiments dans la phase liquide. Cela révèle l'aspect biologique et biochimique.
- Pouvoir quantifier les acides gras volatils dans les sédiments et dans l'eau et suivre leur cinétique,
- Etablir les équations stœchiométriques et cinétiques obtenues lors de la dégradation théorique des différents constituants (lipides, glucoses, protéines) qui permettront de calibrer le modèle. En effet la combinaison de la stœchiométrie et la cinétique permettra d'obtenir un modèle mathématique décrivant le fonctionnement des bassins anaérobies.
- La stœchiométrie et les cinétiques établies devront permettre d'établir ensuite une matrice de Petersen applicable à chaque compartiment du modèle,
- Faire des simulations et si possible des comparaisons avec des données expérimentales par le biais du logiciel WEST.

En effet notre modèle que nous avons nommée « Modélisation Combinant la Décantation primaire et la Dégradation Anaérobie » sous l'initial « MCDDA », s'inspire du modèle ADM1 « Anaerobic Digestion Model N°1 », mis en place par les chercheurs du groupe IWA (International Water Association) anciennement dénommé IAWQ (International Association of Water Quality). Le modèle ADM1 met l'accent sur les différentes étapes de la digestion anaérobie. Mais après analyse détaillée de celui-ci, nous remarquons qu'il prend en compte trop de paramètres et trop de variables. Or nous savons que si un tel modèle devait être utilisé dans les pays en voie de développement, cela poserait problème pour l'analyse de tous ces paramètres (moyens, technicité et coût) et rendrait l'utilisation peu compatible avec des objectifs de traitement extensif et simple que l'on rencontre habituellement dans ces pays.

Aussi pour mener à bien notre modélisation d'une manière simple et robuste et qui permettra cependant de se rebrancher sur la suite du modèle ADM1, nous allons nous limiter à quelques composés principaux bien identifiés (les lipides, les protéines et les carbohydrates). Notre modèle met l'accent sur l'aspect biologique et biochimique qui comprend deux volets : la stœchiométrie et la cinétique.

La stœchiométrie, que nous allons traiter ici, consistera à décrire les différentes équations de ce modèle mathématique. Nous ferons ensuite une combinaison de ces équations pour décrire un influent classique quelconque. Les substrats considérés à cet effet sont les lipides, les protéines et les carbohydrates.

En effet cette distinction est classique et a déjà été utilisée par divers auteurs : Mara, (1976), Metcalf *et al.*, (1979), Kamma *et al.*, (1994) et Morgenroth *et al.*, (2002), elle reprend les catégories usuelles, même si celles-ci ne sont pas utilisées dans le modèle ADM1. Notre point de vue est que l'on peut se baser dans un premier temps sur une proportion réaliste, issue de la littérature, de ces constituants principaux. Par la suite des analyses relativement peu nombreuses pourraient établir la proportion à utiliser pour un effluent donné.

Ce modèle nous permettra de faire une simulation des phénomènes de la décantation dans une colonne, combinée à une digestion anaérobie.

## VII-1 Description du modèle « ADM1 » (Batstone *et al.*, 2002)

### VII-1-1 Objectifs

L'idée principale de l'étude de ces chercheurs était de produire un modèle générique et une plate-forme commune pour les simulations dynamiques des différents processus anaérobies comme cela a été fait auparavant pour les processus aérobies comme ASM1, 2, 3.

Le but de cette approche est de mettre en place une base uniforme pour la modélisation de la digestion anaérobie.

L'objectif est de promouvoir de plus en plus l'application de la modélisation et la simulation comme outil pour la recherche, l'étude et l'optimisation des processus anaérobies dans le monde entier.

Les retombées escomptées lors de la mise en place de ce modèle sont nombreuses, à savoir :

- ✓ Pouvoir améliorer l'application du modèle à grande échelle selon le matériel d'étude et d'opération,
- ✓ Développer ultérieurement une approche sur les procédés d'optimisation et de contrôle, pouvant directement être mis en œuvre à grande échelle,
- ✓ Mettre en place une base commune pour le développement de futurs modèles et des études de validation, pour permettre que les résultats soient plus comparables et compatibles. C'est grâce à une approche similaire que les modèles IWA pour les boues activées (ASM) ont connu un succès international rapide,
- ✓ Assister le transfert de technologie de la recherche à l'industrie.

En développant « ADM1 », le groupe de chercheurs a essayé d'établir une nomenclature commune cohérente avec les modèles anaérobies existants dans la littérature et les modèles développés avec succès pour les boues activées.

## VII-1-2 Les bases de la formulation du modèle : les processus de conversion de la digestion anaérobie selon le modèle « ADM1 »

Le processus de la digestion anaérobie est essentiellement basé sur les réactions biochimiques dont la mise en œuvre est irréversible et les réactions physico-chimiques qui sont quant à elles réversibles (décantation / remise en solution).

Nous devons faire la distinction entre le substrat disponible qui est dégradable et la DCO totale à l'entrée, cela est très important, surtout qu'une fraction considérable de la DCO est non biodégradable en condition anaérobie (Gossett et Belser, 1982). Il est intéressant de signaler que dans l'ensemble du modèle ADM1, la DCO est représentée de manière implicite dans les différentes équations de celui-ci. On fait très souvent des conversions d'acides gras volatils, par exemple, ou d'autres composés en équivalent DCO de ce fait c'est l'équivalent DCO des AGV qui va représenter la variable d'état.

Les équations biochimiques représentent le noyau de tous les modèles et il est possible de représenter un système anaérobie en utilisant uniquement ces équations. Cependant, les taux des réactions biochimiques vont beaucoup dépendre de certains processus physico-chimiques relativement rapides, comme les réactions chimiques d'équilibre et de transfert de masse des processus gaz /liquide.

### a) Processus biochimiques

Le complexe particulaire des eaux usées se désintègre premièrement en carbohydrates, protéines et lipides sous forme de substrats particuliers, solubles et aussi sous forme inerte. Cette étape est prise en compte pour faciliter la modélisation de la digestion des boues activées, cette étape de désintégration précède beaucoup d'étapes hydrolytiques complexes (Pavlostathis et Gossett, 1986).

Toutes ces étapes biochimiques extra cellulaires sont censées être du premier ordre, uniquement l'acide gras volatil et l'hydrogène sont censés être les produits de ces premières étapes pour ces premiers substrats solubles. Il est connu que l'éthanol et le lactate sont des produits intermédiaires importants pour le glucose (Ren *et al.*, 1996). Ces intermédiaires sont omis pour des raisons de facilité, en considérant pour l'essentiel une rapide conversion de ces intermédiaires en AGV.

Selon la thermodynamique ces réactions sont influencées ou contrôlées par la pression en hydrogène et une simple expression non compétitive est utilisée. L'hydrogène est censé représenté les deux ( $H_2$  et formate), car ils sont presque équivalent thermodynamiquement et stœchiométriquement (ie  $H_2 + CO_2 \sim HCOOH$ ).

Les micro-organismes (pas les substrats) médiateurs de l'oxydation (le carbone organique est oxydé en  $CO_2$ ) du valérate et du butyrate sont réunis sous une seule variable d'état, avec la prise en compte de la compétitivité. En d'autres thèmes les électrons ne sont pas cédés à un accepteur d'électron extérieur, on les retrouve dans l'hydrogène.

Les formes inhibitrices comme l'ammoniac pour la méthanogenèse acétoclastique, l'inhibition du pH de tous les organismes et l'inhibition par l'hydrogène des organismes acétogéniques sont inclus dans le modèle ADM1.

Les rapports des équations biologiques sont donnés dans les tableaux VII-1 et VII-2 sous la forme de matrice. Les balances en DCO sont implicitement dans ces équations.

De manière à obtenir une balance implicite du carbone pour l'anabolisme et le catabolisme incluant la production ou la consommation du carbone inorganique (ie famille de  $\text{CO}_2$ ), la production du carbone inorganique est également exprimée sous forme de balance.

**Tableau VII-1 :** Coefficients biochimiques et équations des cinétiques pour les constituants solubles, modèle ADM1, (Batstone *et al.*,2002)

Component →	i	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	Rate (ρ <sub>j</sub> , kg COD.m <sup>-3</sup> .d <sup>-1</sup> )
j	Process ↓	S <sub>su</sub>	S <sub>aa</sub>	S <sub>fa</sub>	S <sub>va</sub>	S <sub>bu</sub>	S <sub>pro</sub>	S <sub>ac</sub>	S <sub>h2</sub>	S <sub>ch4</sub>	S <sub>C</sub>	S <sub>IN</sub>	S <sub>I</sub>	
1	Disintegration												f <sub>st,sc</sub>	$k_{dis} X_c$
2	Hydrolysis Carbohydrates	1												$k_{hyd,ch} X_{ch}$
3	Hydrolysis of Proteins		1											$k_{hyd,pc} X_{pr}$
4	Hydrolysis of Lipids	1-f <sub>fa,li</sub>		f <sub>fa,li</sub>										$k_{hyd,li} X_{li}$
5	Uptake of Sugars	-1				(1-Y <sub>su</sub> ) f <sub>bu,su</sub>	(1-Y <sub>su</sub> ) f <sub>pro,su</sub>	(1-Y <sub>su</sub> ) f <sub>ac,su</sub>	(1-Y <sub>su</sub> ) f <sub>h2,su</sub>		$-\sum_{i=1-9,11-24} C_i V_{i,5}$	(-Y <sub>su</sub> ) N <sub>bac</sub>		$k_{m,su} \frac{S_{su}}{K_S + S} X_{su} I_1$
6	Uptake of Amino Acids		-1		(1-Y <sub>aa</sub> ) f <sub>va,aa</sub>	(1-Y <sub>aa</sub> ) f <sub>bu,aa</sub>	(1-Y <sub>aa</sub> ) f <sub>pro,aa</sub>	(1-Y <sub>aa</sub> ) f <sub>ac,aa</sub>	(1-Y <sub>aa</sub> ) f <sub>h2,aa</sub>		$-\sum_{i=1-9,11-24} C_i V_{i,6}$	N <sub>aa</sub> - (Y <sub>aa</sub> ) N <sub>bac</sub>		$k_{m,aa} \frac{S_{aa}}{K_S + S_{aa}} X_{aa} I_1$
7	Uptake of LCFA			-1				(1-Y <sub>fa</sub> ) 0.7	(1-Y <sub>fa</sub> ) 0.3					$k_{m,fa} \frac{S_{fa}}{K_S + S_{fa}} X_{fa} I_2$
8	Uptake of Valerate				-1		(1-Y <sub>c4</sub> ) 0.54	(1-Y <sub>c4</sub> ) 0.31	(1-Y <sub>c4</sub> ) 0.15					$k_{m,c4} \frac{S_{va}}{K_S + S_{va}} X_{c4} \frac{1}{1 + S_{bu}/S_{va}} I_2$
9	Uptake of Butyrate					-1		(1-Y <sub>c4</sub> ) 0.8	(1-Y <sub>c4</sub> ) 0.2					$k_{m,c4} \frac{S_{bu}}{K_S + S_{bu}} X_{c4} \frac{1}{1 + S_{va}/S_{bu}} I_2$
10	Uptake of Propionate						-1	(1-Y <sub>pro</sub> ) 0.57	(1-Y <sub>pro</sub> ) 0.43		$-\sum_{i=1-9,11-24} C_i V_{i,10}$	(-Y <sub>pro</sub> ) N <sub>bac</sub>		$k_{m,pr} \frac{S_{pro}}{K_S + S_{pro}} X_{pro} I_2$
11	Uptake of Acetate							-1		(1-Y <sub>ac</sub> )	$-\sum_{i=1-9,11-24} C_i V_{i,11}$	(-Y <sub>ac</sub> ) N <sub>bac</sub>		$k_{m,ac} \frac{S_{ac}}{K_S + S_{ac}} X_{ac} I_3$
12	Uptake of Hydrogen								-1	(1-Y <sub>h2</sub> )	$-\sum_{i=1-9,11-24} C_i V_{i,12}$	(-Y <sub>h2</sub> ) N <sub>bac</sub>		$k_{m,h2} \frac{S_{h2}}{K_S + S_{h2}} X_{h2} I_1$
13	Decay of X <sub>su</sub>													$k_{dec,Xsu} X_{su}$
14	Decay of X <sub>aa</sub>													$k_{dec,Xaa} X_{aa}$
15	Decay of X <sub>fa</sub>													$k_{dec,Xfa} X_{fa}$
16	Decay of X <sub>C4</sub>													$k_{dec,Xc4} X_{c4}$
17	Decay of X <sub>pro</sub>													$k_{dec,Xpro} X_{pro}$
18	Decay of X <sub>ac</sub>													$k_{dec,Xac} X_{ac}$
19	Decay of X <sub>h2</sub>													$k_{dec,Xh2} X_{h2}$
		Monosaccharides (kgCOD m <sup>-3</sup> )	Amino Acids (kgCOD m <sup>-3</sup> )	Long chain fatty acids (kgCOD m <sup>-3</sup> )	Total valerate (kgCOD m <sup>-3</sup> )	Total butyrate (kgCOD m <sup>-3</sup> )	Total propionate (kgCOD m <sup>-3</sup> )	Total acetate (kgCOD m <sup>-3</sup> )	Hydrogen gas (kgCOD m <sup>-3</sup> )	Methane gas (kgCOD m <sup>-3</sup> )	Inorganic Carbon (kmoleC m <sup>-3</sup> )	Inorganic nitrogen (kmoleN m <sup>-3</sup> )	Soluble inerts (kgCOD m <sup>-3</sup> )	Inhibition factors (3.7): I <sub>1</sub> = I <sub>pH</sub> I <sub>IN,lim</sub> I <sub>2</sub> = I <sub>pH</sub> I <sub>IN,lim</sub> I <sub>h2</sub> I <sub>3</sub> = I <sub>pH</sub> I <sub>IN,lim</sub> I <sub>NH3,Xac</sub>

**Tableau VII-2 :** Coefficients biochimiques et équations des cinétiques pour les constituants particuliers, modèle ADM1, (Batstone *et al.*, 2002)

Component →	i	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	Rate ( $\rho_j$ , kg COD.m <sup>-3</sup> .d <sup>-1</sup> )
j	Process ↓	$X_c$	$X_{ch}$	$X_{pr}$	$X_{li}$	$X_{su}$	$X_{aa}$	$X_{fa}$	$X_{c4}$	$X_{pro}$	$X_{ac}$	$X_{h2}$	$X_i$	
1	Disintegration	-1	$f_{ch,xc}$	$f_{pr,xc}$	$f_{li,xc}$								$f_{xl,xc}$	$k_{dis}X_c$
2	Hydrolysis Carbohydrates		-1											$k_{hyd,ch}X_{ch}$
3	Hydrolysis of Proteins			-1										$k_{hyd,pr}X_{pr}$
4	Hydrolysis of Lipids				-1									$k_{hyd,li}X_{li}$
5	Uptake of Sugars					$Y_{su}$								$k_{m,su} \frac{S_{su}}{K_S + S} X_{su} I_1$
6	Uptake of Amino Acids						$Y_{aa}$							$k_{m,aa} \frac{S_{aa}}{K_S + S_{aa}} X_{aa} I_1$
7	Uptake of LCFA							$Y_{fa}$						$k_{m,fa} \frac{S_{fa}}{K_S + S_{fa}} X_{fa} I_2$
8	Uptake of Valerate								$Y_{c4}$					$k_{m,c4} \frac{S_{va}}{K_S + S_{va}} X_{c4} \frac{1}{1 + S_{bu}/S_{va}} I_2$
9	Uptake of Butyrate								$Y_{c4}$					$k_{m,c4} \frac{S_{bu}}{K_S + S_{bu}} X_{c4} \frac{1}{1 + S_{va}/S_{bu}} I_2$
10	Uptake of Propionate									$Y_{pro}$				$k_{m,pr} \frac{S_{pro}}{K_S + S_{pro}} X_{pro} I_2$
11	Uptake of Acetate										$Y_{ac}$			$k_{m,ac} \frac{S_{ac}}{K_S + S_{ac}} X_{ac} I_3$
12	Uptake of Hydrogen											$Y_{h2}$		$k_{m,h2} \frac{S_{h2}}{K_S + S_{h2}} X_{h2} I_1$
13	Decay of $X_{su}$	1				-1								$k_{dec,Xsu} X_{su}$
14	Decay of $X_{aa}$	1					-1							$k_{dec,Xaa} X_{aa}$
15	Decay of $X_{fa}$	1						-1						$k_{dec,Xfa} X_{fa}$
16	Decay of $X_{c4}$	1							-1					$k_{dec,Xc4} X_{c4}$
17	Decay of $X_{pro}$	1								-1				$k_{dec,Xpro} X_{pro}$
18	Decay of $X_{ac}$	1									-1			$k_{dec,Xac} X_{ac}$
19	Decay of $X_{h2}$	1										-1		$k_{dec,Xh2} X_{h2}$
		Composites (kgCOD m <sup>-3</sup> )	Carbohydrates (kgCOD m <sup>-3</sup> )	Proteins (kgCOD m <sup>-3</sup> )	Lipids (kgCOD m <sup>-3</sup> )	Sugar degraders (kgCOD m <sup>-3</sup> )	Amino acid degraders (kgCOD m <sup>-3</sup> )	LCFA degraders (kgCOD m <sup>-3</sup> )	Valerate and butyrate degraders (kgCOD m <sup>-3</sup> )	Propionate degraders (kgCOD m <sup>-3</sup> )	Acetate degraders (kgCOD m <sup>-3</sup> )	Hydrogen degraders (kgCOD m <sup>-3</sup> )	Particulate inerts (kgCOD m <sup>-3</sup> )	Inhibition factors (3.7): $I_1 = I_{pH} I_{N,lim}$ $I_2 = I_{pH} I_{N,lim} I_{h_2}$ $I_3 = I_{pH} I_{N,lim} I_{NH_3,Xac}$

Voici résumées dans le tableau VII-3 les réactions biochimiques prises en compte par le modèle ADM1 (Annachhatre, 2002).

**Tableau VII-3** : Réactions biochimiques du modèle ADM1 (Annachhatre, 2002).

<b>• HYDROLYSE</b>		
Hydrate de carbone en glucose	$C_6H_{10}O_5$	$\rightarrow C_6H_{12}O_6$
Protéines en acides aminés	$C_5H_7O_2N$	$\rightarrow C_5H_9O_3N$
Lipides en acides gras	$C_{51}H_{98}O_6$	$\rightarrow CH_2OHCHOHCH_2OH + 3CH_3(CH_2)_{14}COOH$
<b>• FERMENTATION DU GLUCOSE</b>		
Glucose en acide acétique	$C_6H_{12}O_6$	$\rightarrow 2CH_3COOH + 2CO_2 + 4H_2$
Glucose en acide butyrique	$C_6H_{12}O_6$	$\rightarrow CH_3CH_2CH_2COOH + 2CO_2 + 2H_2$
Glucose en acide lactique	$C_6H_{12}O_6$	$\rightarrow 2CH_3CHOHCOOH$
<b>• FERMENTATION DES ACIDES AMINES</b>		
Acides aminés en acide acétique	$C_5H_9O_3N$	$\rightarrow 2CH_3COOH + 2CO_2 + 2H_2 + NH_3$
Acides aminés en acide propionique	$C_5H_9O_3N$	$\rightarrow CH_3CH_2COOH + 2CO_2 + 3H_2 + NH_3$
<b>• <math>\beta</math>-OXIDATION</b>		
Acides gras en acide acétique	$CH_3(CH_2)_{14}COOH$	$\rightarrow 8CH_3COOH + 14H_2$
Acides gras en acide propionique	$C_5H_9O_3N$	$\rightarrow CH_3CH_2COOH + 2CO_2 + 3H_2 + NH_3$
<b>• ACETOGENESE</b>		
Acide propionique en acide acétique	$CH_3CH_2COOH$	$\rightarrow CH_3COOH + CO_2 + H_2$
Acide butyrique en acide acétique	$CH_3CH_2CH_2COOH$	$\rightarrow 2CH_3COOH + 2H_2$
<b>• METHANOGENESE</b>		
Acide acétique en méthane	$CH_3COOH$	$\rightarrow CH_4 + CO_2$
$H_2$ et $CO_2$ en méthane	$4H_2 + CO_2$	$\rightarrow CH_4$

### **b) Processus physico-chimiques**

Le système physico-chimique peut être défini indirectement comme un processus non biologique qui se déroule dans les réacteurs anaérobies. En fonction de la vitesse relative il y a trois types de processus, à savoir :

**Les processus liquide – liquide**, c'est à dire l'association et la dissociation des ions qui est une réaction rapide,

**Les processus liquide – gaz**, c'est à dire le transfert liquide gaz, qui, au départ est une réaction rapide et par la suite se déroule à une vitesse moyenne,

**Les processus liquide – solide**, c'est à dire les réactions de précipitation / solubilisation. Où la vitesse de réaction est moyenne au début et devient lente par la suite.

Seulement les deux premiers processus sont couramment inclus dans les modèles anaérobies, à cause des difficultés de mise en œuvre des processus liquide – solide; raison pour laquelle les réactions de précipitation n'ont pas été incluses dans la première version de « ADM1 ». Cependant, les réactions liquide - solide sont très importantes dans les systèmes qui ont un niveau élevé de cations ; particulièrement celles qui forment facilement des précipités de carbonate comme  $Mg^{++}$  et  $Ca^{++}$ .

### **c) Inhibition et toxicité**

Dans le modèle « ADM1 », les effets de l'inhibition des acides organiques libres sont en fait inclus de manière implicite dans la fonction empirique relative au pH, pareillement pour l'inhibition de l'ammoniaque libre. L'inhibition dépend de la concentration d'acide par rapport au pH, par conséquent il a été jugé raisonnable d'inclure l'inhibition des acides organiques libres quand la concentration de ceux-ci et du pH fluctuent. L'inhibition du pH est prise en compte pour tous les processus intracellulaires par « ADM1 ». Enfin l'inhibition de l'hydrogène par les bactéries acétogènes a également été considérée par le modèle. En revanche, l'inhibition par le sulfure d'hydrogène n'a pas été prise en compte car la réduction du sulfate n'est pas incluse dans celui-ci ; il en est de même pour les acides gras à cause de la complexité du potentiel d'inhibition et sa faible fréquence. Signalons toutefois que s'il apparaît que ce processus d'inhibition par le sulfure d'hydrogène joue un rôle important dans les lagunes anaérobies, il devra être incorporé ultérieurement dans le modèle. Le cycle du soufre pourrait être pris en compte dans le modèle.

Les expressions d'inhibition sont données dans le tableau VII-4.

**Tableau VII-4** : les formes inhibitrices du modèle ADM1, (Batstone *et al.*, 2002)

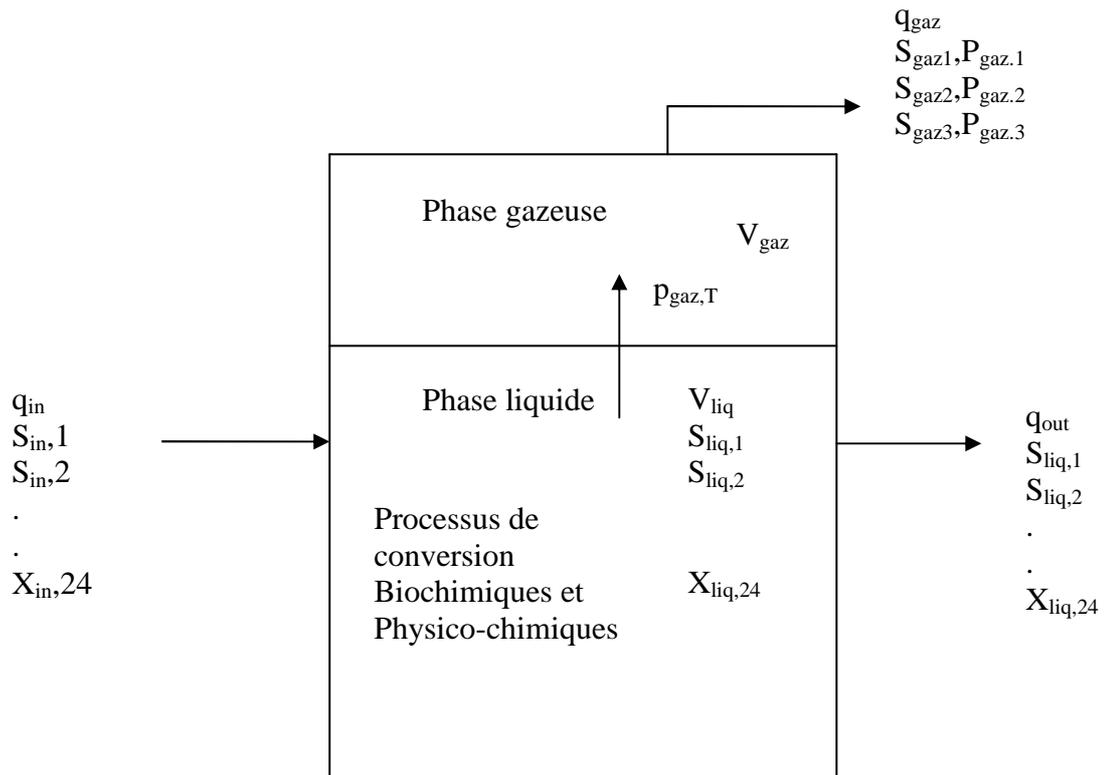
Description	Equation	Used for	$j^1$
(a) Non-competitive inhibition	$I = \frac{1}{1 + S_I / K_I}$	Free ammonia and hydrogen inhibition	7-12
Uncompetitive	$\rho_j = \frac{k_m \times S}{K_S + S \left(1 + \frac{K_I}{S_I}\right)}$	Not used	
Competitive	$\rho_j = \frac{k_m \times S}{K_S \left(1 + \frac{S_I}{K_I}\right) + S}$	Not used	
(b) Reduction in yield	$Y = f(S_I)$	Not used	
Increased biological decay rate	$k_{dec} = f(S_I)$	Not used	
(c) Empirical upper and lower inhibition	$I = \frac{1 + 2 \times 10^{0.5(pH_{LL} - pH_{UL})}}{1 + 10^{(pH - pH_{UL})} + 10^{(pH_{LL} - pH)}}$	pH inhibition when both high and low pH inhibition occur	5-12 <sup>2</sup>
Empirical lower inhibition only	$I = \exp\left(-3 \left(\frac{pH - pH_{UL}}{pH_{UL} - pH_{LL}}\right)^2\right) \Big _{pH < pH_{UL}}$ $I = 1 \Big _{pH > pH_{UL}}$	pH inhibition when only low pH inhibition occurs	5-12 <sup>2</sup>
(d) Competitive uptake	$I = \frac{1}{1 + S_I / S}$	Butyrate and valerate competition for C <sub>4</sub>	8-9
(e) Secondary substrate	$I = \frac{1}{1 + K_I / S_I}$	All uptake, to inhibit uptake when $S_{IN} \sim 0$	5-12

En indice : UL : upper limit (limite supérieure), LL : lower limit (limite inférieure), K<sub>I</sub> : paramètre d'inhibition, S<sub>I</sub> : concentration d'inhibition, X : biomasse appartenant au processus j

### VII-1-3 Méthodologie de la mise en équation du modèle ADM1 (Batstone *et al.*, 2002)

Ce paragraphe décrit la mise en équation dans un réacteur à écoulement continu parfaitement agité (CSTR), bien que les équations décriront aussi les réacteurs mélangés en batch ou semi batch. La formulation dépend du fait que les réactions acide base sont implémentées ou mis en œuvre comme une série d'équations algébriques implicites ou comme un nombre d'équations différentielles supplémentaires. Dans le premier cas, la solution requiert un solveur d'équation différentielle et algébrique (DAE). Dans le second cas, seulement un solveur d'équation différentielle (DE) est requis, mais l'ensemble des équations différentielles est plus complexe, et un nombre supplémentaire d'erreurs est introduit.

Cette section montre la mise en équation d'un système DAE, avec des notes relatant la mise en équation du système DE. Le système présenté ici est un système à volume constant complètement mélangé (voir figure VII-1).



**Figure VII-1:** schéma typique d'un digesteur à réservoir unique ( $q$  = débit  $\text{m}^3/\text{j}$ ,  $V$ = volume  $\text{m}^3$ ,  $S_i$  = concentration des constituants solubles,  $X_i$  = concentration des constituants particuliers (tous en  $\text{kgDCO}/\text{m}^3$ ),  $i$  est l'indice des constituants (voir tableaux VII-1 et 2))

La nomenclature et les unités utilisées dans le modèle ADM1 sont données dans le tableau VII-5.

**Tableau VII-5:** Nomenclature et unités du modèle ADM1

Symbole	Description	Unités
pH	$-\log_{10}[S_{H^+}]$	
C <sub>i</sub>	Constituant carbone d'indice i	kg-mole C.kgDCO <sup>-1</sup>
i	indice du constituant	
I	fonction d'inhibition	
j	indice du processus	
K <sub>A/B,i</sub>	taux constant d'acide-base pour le constituant i	M <sup>-1</sup> .j <sup>-1</sup>
k <sub>dec</sub>	taux de décomposition 1er ordre pour la mort de la biomasse	j <sup>-1</sup>
k <sub>La</sub>	coefficient de transfert gaz-liquide	j <sup>-1</sup>
k <sub>m</sub>	taux maximum spécifique de monod pris en compte	kgDCO.m <sup>-3</sup> -S.kgDCO.m <sup>-3</sup> -X j <sup>-1</sup>
k <sub>a</sub>	constante d'équilibre acide-base	M (kg mole m <sup>-3</sup> )
k <sub>H</sub>	coefficient de la loi d'Henry	M.bar <sup>-1</sup>
k <sub>i</sub>	constante d'inhibition	kg DCO.m <sup>-3</sup> nominale
k <sub>s</sub>	constante de saturation ½ de Monod	kg DCO.m <sup>-3</sup>
N <sub>i</sub>	constituant en azote d'indice i	kg-mole N kg DCO <sup>-1</sup>
p <sub>gaz</sub>	pression du gaz	Bars
pK <sub>a</sub>	$-\log_{10}[K_a]$	
q	débit	m <sup>3</sup> /j
ρ <sub>j</sub>	taux pour le processus j	kgDCO.m <sup>-3</sup>
S <sub>i</sub>	constituant soluble d'indice i (variable dynamique ou algébrique)	kg DCO.m <sup>-3</sup> nominale
S <sub>I</sub>	constituant inhibiteur	kg DCO.m <sup>-3</sup> nominale
t	temps	j
T	température	°K
V	volume	m <sup>3</sup>
X <sub>i</sub>	constituant particulaire d'indice i	kgDCO.m <sup>-3</sup>
Y <sub>substrat</sub>	taux de conversion de la biomasse en substrat	kg DCO-X. kg DCO-S
V <sub>i,j</sub>	taux de coefficient du constituant i du processus j	kg DCO.m <sup>-3</sup> nominale
v <sub>produit, substrat</sub>	taux de conversion (uniquement catabolisme) du produit en substrat	kgDCO kgDCO <sup>-1</sup>

**a) Equations de la phase liquide**

Pour chaque étape des constituants, la balance de masse dans la phase liquide peut s'écrire comme suit :

$$dVS_{liq,i}/dt = q_{in}S_{in,i} - q_{out}S_{liq,i} + V \sum_{j=1-19} \rho_j V_{i,j} \quad (1)$$

q : débit m<sup>3</sup>/j

V : volume m<sup>3</sup>

S<sub>i</sub> = constituants liquides KgDCO/m<sup>3</sup>

X<sub>i</sub> = constituants particuliers Kg DCO/m<sup>3</sup>

i = indice des constituants

Σρ<sub>j</sub>V<sub>i,j</sub> = somme des équations spécifiques pour les processus j multiplié par le coefficient stoechiométrie V<sub>ij</sub>

j = 1-19 (le nombre total de processus)

Si le volume est constant alors q = q<sub>out</sub> = q<sub>in</sub>, l'expression peut être en S<sub>liq,i</sub> comme mentionné dans l'équation (2) qui suit. En revanche si le volume n'est pas constant au cours du temps,

c'est aussi une variable d'état dynamique, et il faut se référer à l'équation (1) avec le volume variable pour exprimer la concentration des équations d'état dynamique dans  $dS_{liq,i}/dt$ .

$$dS_{liq,i}/dt = qS_{in,i}/V_{liq} - qS_{liq,I}/V_{liq} + \sum_{j=1-19} \rho_j V_{i,j} \quad (2)$$

### b) Equations de la phase gazeuse

Le cas décrit ici concerne un réacteur (CSTR), qui n'est pas le même que notre cas, nous le présentons à titre d'exemple.

Les équations de la phase gazeuse sont très similaires à celles de la phase liquide, excepté le fait qu'il n'y a pas d'écoulement (advection), et uniquement les constituants de l'état dynamique. Les états dynamiques peuvent être décrits aussi bien en pression (bars), ou en concentration (M ou kgDCO/m<sup>3</sup>). Durant les essais, les concentrations en gaz ont été utilisées, avec les pressions calculées à partir des concentrations basées sur la loi des gaz parfaits  $P = RST$ , où  $S$  est la concentration en M. Les équations différentielles pour la phase gazeuse avec un volume de gaz constant (à partir de l'équation 2) sont les suivantes :

$$dS_{gaz,i}/dt = - S_{gaz,i} q_{gaz}/V_{gaz} + \rho_{T,i} V_{liq}/V_{gaz} \quad (3)$$

Le terme  $V_{liq}/V_{gaz}$  est requis lorsque le taux de cinétique de transfert gazeux est un volume spécifique liquide. La pression de chaque constituant gazeux peut être calculée en utilisant la loi des gaz parfaits pour les trois gaz (en bars, les facteurs au dénominateur sont les équivalents DCO de ces gaz) :

$$P_{gaz,H2} = S_{gaz,H2} RT/16 \quad (4a)$$

$$P_{gaz,CH4} = S_{gaz,CH4} RT/64 \quad (4b)$$

$$P_{gaz,CO2} = S_{gaz,CO2} RT \quad (4c)$$

### c) Un exemple spécifique: le carbone inorganique

Ceci est l'exemple de la mise en équation des états du carbone inorganique dans les phases liquide et gazeuse selon les deux systèmes de formulation (DAE et DE).

- **Le système DAE**

En substituant le carbone inorganique ( $S_{IC}$ ) dans l'équation (1) donnée pour la balance de masse de la phase liquide, on obtient:

$$dS_{liq,IC}/dt = q_{in}S_{in,IC}/V_{liq} - q_{out}S_{liq,IC}/V_{liq} + \sum_{j=1-19} \rho_j V_{10,j} - \rho_{T,CO2} \quad (5)$$

où  $S_{liq,10} = S_{liq,IC}$

En sus, les fractions libres et ioniques de  $S_{IC}$  ( $S_{CO2}$  et  $S_{HCO3}$  respectivement) sont calculées comme une partie de l'ensemble des équations algébriques (6).

Si les équations acide base sont formulées comme une série algébrique, la concentration combinée de la paire acide base doit être exprimée comme une variable d'état dynamique. Pour le carbone inorganique (la paire  $CO_{2,aq}/HCO_{3-}$ ), cet état s'écrit comme suit :

$$S_{IC} - S_{CO2} - S_{HCO3} = 0 \quad (6)$$

$$S_{HCO3-} - (K_{a,CO2}S_{IC}) / (K_{a,CO2} + S_{H+}) = 0 \quad (7)$$

Où  $K_{a,CO_2}$  est la constante d'équilibre acide base. Les équations de la phase gazeuse sont identiques à celles montrées dans la section ((1-3) b). Toutes les variables  $S_i$ , excepté  $S_{IC}$ , sont algébriques.

• **Le système DE**

Quand le système du carbone inorganique est implémenté comme un système DE, les variables  $S_{CO_2}$  et  $S_{HCO_3}$  sont dynamiques et  $S_{IC}$  n'est pas utilisé. Les deux équations dynamiques pour  $S_{CO_2}$  et  $S_{HCO_3}$  sont respectivement :

$$dS_{liq,CO_2}/dt = (q_{in}S_{in,CO_2})/V_{liq} - (q_{out}S_{liq,CO_2})/V_{liq} + \text{somme } \rho_j V_{10,j} - \rho_{T,CO_2} + \rho_{A/BCO_2} \quad (8)$$

$j=1-19$

Et

$$dS_{liq,HCO_3-}/dt = (-q_{out}S_{liq,HCO_3-}/V_{liq}) - \rho_{A/BCO_2} \quad (9)$$

Où  $S_{liq,10} = S_{liq,CO_2}$ . Il y a aussi une cinétique additionnelle pour les réactions acide base :

$$\rho_{A/BCO_2} = K_{A/BCO_2} (S_{liq,HCO_3} S_{liq,H^+} - K_{a,CO_2} S_{liq,CO_2}) \quad (10)$$

Où  $\rho_{A/BCO_2}$  ( $M j^{-1}$ ) est le taux de production de  $CO_2$  à partir de  $HCO_3$  (c'est-à-dire base à acide,  $M j^{-1}$ ).  $K_{A/BCO_2}$  ( $M^{-1} j^{-1}$ ) est le paramètre dynamique qui devrait être fixé à seulement un ordre de grandeur plus grand que la vitesse biochimique (après ajustement des unités pour réduire la raideur du modèle) et  $K_{a,CO_2}$  est la constante d'équilibre ( $M$ ) de  $CO_2 / HCO_3$ . Si tous les acides et bases sont implantés de cette manière, et que l'équation d'équilibre de l'ion hydroxyde est substitué dans la balance de charge, la seule équation algébrique restante est la balance des charges et il y a une solution explicite pour  $S_{H^+}$ .

**Conclusion partielle**

La cinétique utilisée dans ce modèle (pour tous les processus de désintégration et d'hydrolyse) est une cinétique de premier ordre ( $\mu$ ), qui est fonction de la nature du substrat initial ( $S_0$ ), du substrat final ( $S$ ), de la respiration bactérienne ( $b$ ) et du taux maximum de substrat ( $K$ ) utilisé par unité de poids de micro-organisme (Joseph *et al.*, 1992).

L'expression de la cinétique est :

$$\mu = [(K*S) / (S_0 - S)] - b$$

et  $-dS/dt = KS$

La nomenclature, les variables et les expressions mises en place par le modèle ADM1 sont donnés dans le tableau VII-5.

Tous les processus anaérobies simulés par « ADM1 », à la fois biologiques et physico-chimiques, excepté peut être la désintégration et l'hydrolyse, sont affectés aussi bien par la compétition des substrats, l'inhibition par le sulfure d'hydrogène que par les réactions acide - base et les transferts liquide - gaz de  $H_2S$ .

Ce modèle « ADM1 » représente une base pour les chercheurs dans le domaine de la digestion anaérobie. Cependant, des études futures devraient inclure la sulfato-réduction dans le modèle et le rendre encore plus performant.

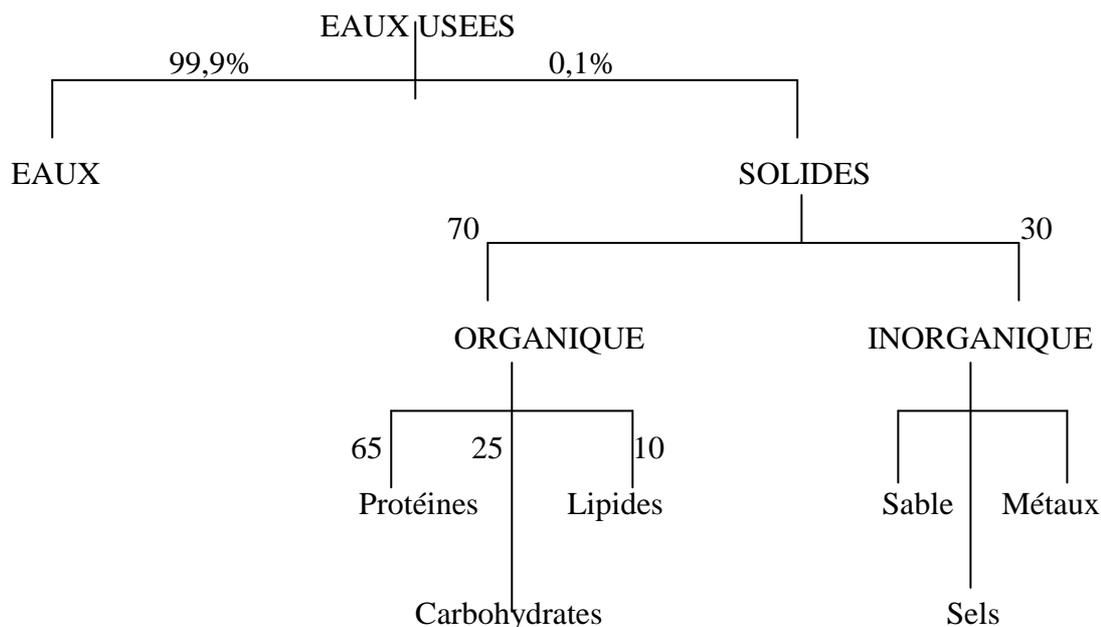
## VII-2 Description du Modèle Combinant la Décantation Primaire et la Dégradation Anaérobie (MCDDA)

Dans le modèle combinant la décantation primaire et la dégradation anaérobie le substrat utilisé est défini globalement par :  $C_{18}H_{19}NO_9$ . Ce substrat est composé de lipides, protéines et de carbohydrates à différents pourcentages. De manière générale les eaux usées domestiques sont constituées de 10 % de lipides, 25% de carbohydrates (sucres) et 65 % de protéines (Mara, 1976), tel que représenté à la figure VII-2. Metcalf *et al.*, (1979), indiquent que les protéines constituent le groupe principal des substances organiques dans les eaux usées domestiques (40 à 60%), ensuite les carbohydrates (25 à 50%) et les lipides (10%) ces pourcentages étant exprimés en DCO. D'autres valeurs de pourcentage sont fournies dans les tableaux VII-6 (Kamma *et al.*, 1994) et VII-7 (Morgenroth *et al.*, 2002).

Les protéines sont les principaux constituants des organismes animaux. Elles sont complexes, avec une structure chimique instable, sujettes à de nombreuses formes de décomposition. Certaines sont solubles dans l'eau et d'autres pas, toutes les protéines contiennent du carbone, ce qui est commun pour toutes les substances organiques, tout comme l'oxygène et l'hydrogène, avec une proportion constante d'azote, de sulfure, de phosphore et de fer. Elles se caractérisent surtout par la présence obligatoire d'azote, qui se retrouvera ensuite dans les produits du métabolisme.

Les carbohydrates ou hydrates de carbone sont largement distribués dans la nature et comprennent : le sucre, l'amidon, la cellulose et les fibres en bois qui sont tous présents dans les eaux usées. Les carbohydrates sont composés de carbone, d'hydrogène et d'oxygène. Certains carbohydrates, notamment le sucre, sont solubles dans l'eau ; d'autres tels que l'amidon sont insolubles.

Les lipides sont constitués de graisse, d'huile et de cire. Ils comprennent les alcools et les glycérols avec les acides gras. Ils sont tous similaires chimiquement, composés de carbone, d'hydrogène et d'oxygène en proportion variable. La décantation qui est l'un des aspects du modèle sera mise en exergue par la mesure des matières en suspension.



**Figure VII-2:** Composition des eaux usées, en pourcentage de poids (Mara, 1976)

**Tableau VII-6:** Protéines totales et dissoutes, carbohydrates et lipides exprimés en pourcentage de DCO totale et dissoute respectivement. Les valeurs sont les moyennes des mesures à l'entrée des eaux usées de 4 stations quatre fois durant un jour et une nuit. (Kamma *et al.*, 1994)

	Protéines (%)		Carbohydrates (%)		Lipides (%)	Prot. + carb. + lip (%)
	total	dissous	total	dissous	total	total
Moyenne (n=13-16)	28	28	18	10	31	78
Ecart-type	4	6	6	7	10	11

**Tableau VII-7:** Distribution de la taille et composition chimique des matières organiques dans les eaux usées municipales (Morgenroth *et al.*, 2002).

Pourcentage DCO			
Reference	Raunkjaer <i>et al.</i> , 1994	Henze, 1982	Tanaka <i>et al.</i> , 1991
Protéines (%)	28	8	12
Carbohydrates (%)	18	12	6
Lipides (%)	31	10	19
Autres (%)	22	70	63

Nous voyons que pour l'instant il y a encore de forts écarts dans les compositions données par les auteurs cités. C'est un domaine où il faudra faire des progrès, mais il ne fait pas de doute que les développements récents sur le fractionnement des effluents devraient apporter des précisions assez rapidement sur ce point.

## VII-2-1 Hypothèse et schéma général du modèle

### a) Hypothèse

Les essais de décantation dans la lagune anaérobie permettent de mettre en évidence les effets d'une simple sédimentation. Cependant nous avons vu qu'il serait possible que d'autres phénomènes autres que la sédimentation interviennent dans la lagune anaérobie, il faut donc tenir compte de cette dégradation anaérobie au moins partielle.

### b) Justification de l'hypothèse (figure VII-3)

Pour pouvoir justifier notre hypothèse, nous devons voir si la lagune anaérobie peut être assimilée à un décanteur. C'est-à-dire si l'activité biologique est intense (production d'acide acétique) dans la lagune incluant les différentes parties à savoir liquide, interface et sédiment.

- S'il s'avère que l'activité biologique et biochimique dans la phase liquide de la lagune anaérobie est négligeable lors de la décantation alors :  
La lagune anaérobie peut être comparée à un décanteur (c'est à dire pas d'échange entre la phase liquide et les sédiments).
- Dans le cas contraire c'est à dire que l'activité biologique est intense par le biais de la production d'acide acétique aussi bien dans la phase liquide que dans les sédiments, avec en sus un éventuel relargage. Dans ce cas la lagune anaérobie serait différente d'un décanteur.

Il y a lieu de faire **un modèle** pour le prouver et montrer la quote part de l'activité biologique en sus la décantation dans la lagune anaérobie surtout au niveau de la phase liquide.

**Remarque :** Ici AGV peut se réduire aux acides acétiques car à l'équilibre tous les acides sont convertis en acide acétique.

AGV = somme des acides acétiques mesurés dans la lagune anaérobie.

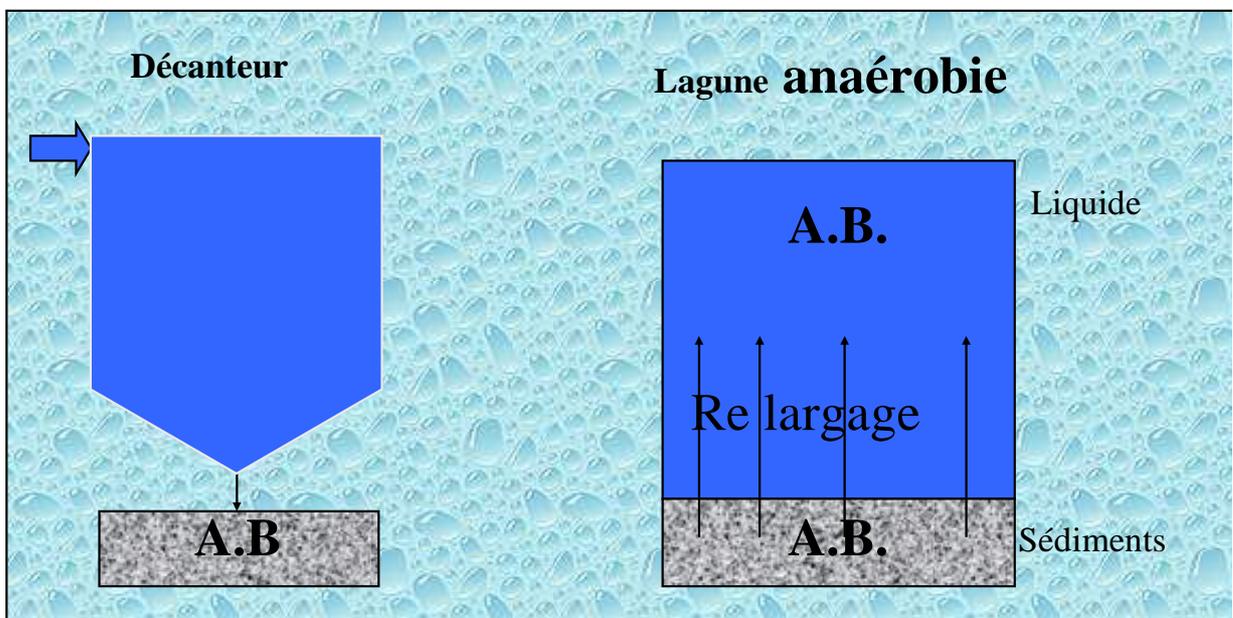


Figure VII-3: Schéma général du modèle (les deux possibilités envisagées)

**c) La théorie du décanteur idéal (Hazen), Edeline, (1998)**

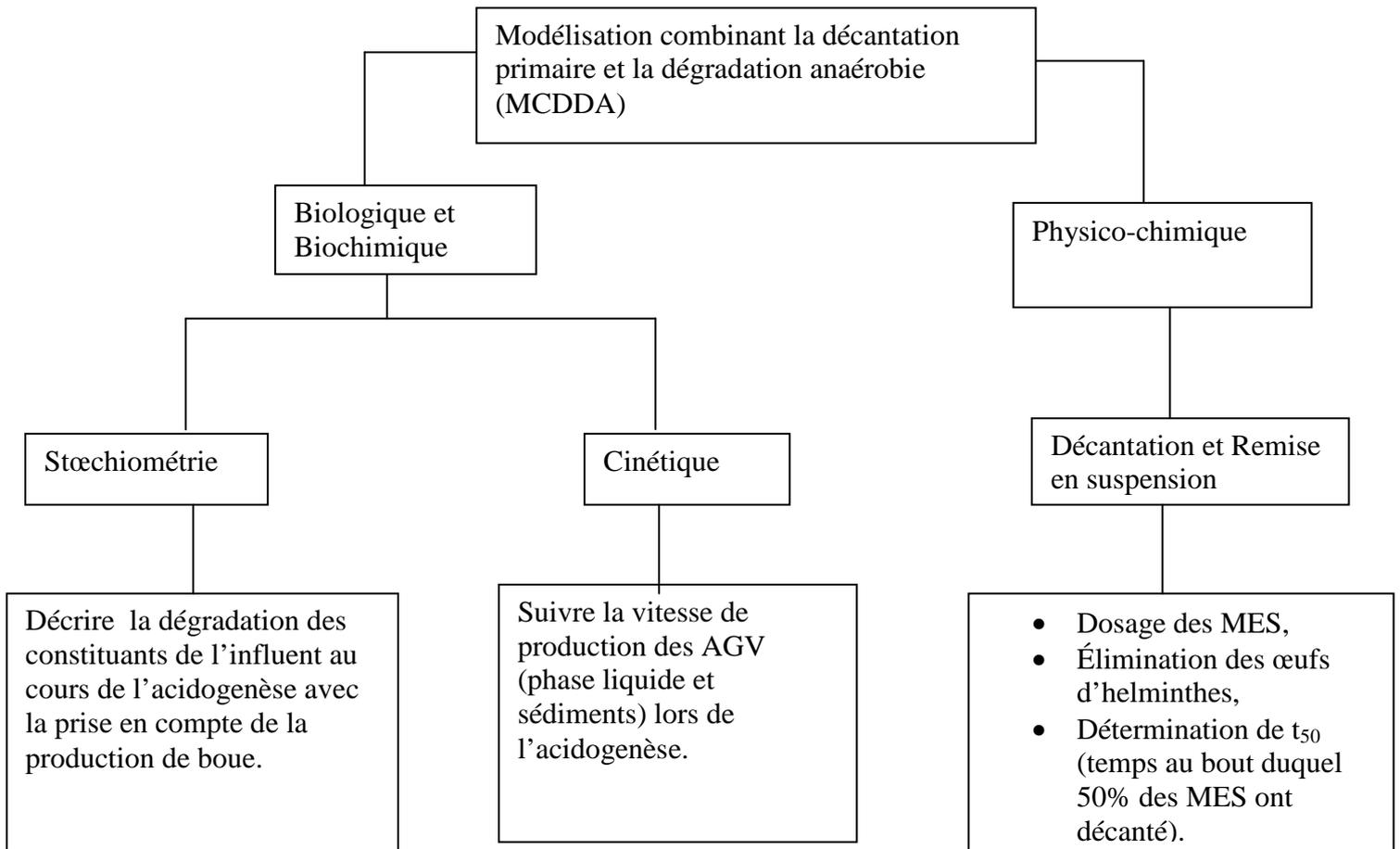
Hazen appelle ‘décanteur idéal’ un appareil où sont respectées les hypothèses suivantes :

- Toutes les particules sont indépendantes et tombent à leur vitesse limite  $V_0$  ;
- Il n’y a ni floculation, ni turbulence, ni courant ;
- Il n’y a pas de perturbations thermiques ;
- L’écoulement est laminaire partout (en particulier l’entrée est horizontale et uniformément répartie) ;
- Il n’y a pas de remise en suspension ;
- La loi de Stokes reste valable si on passe d’une sédimentation statique à une sédimentation dynamique.

Dans un tel bassin rectangulaire idéalisé, toute particule entrante suit une trajectoire rectiligne. Dans un tel décanteur le temps de séjour usuel est cependant plus court que dans une lagune. Nous pouvons constater déjà la différence importante entre un décanteur et une lagune anaérobie. Dans une lagune anaérobie, les trajectoires peuvent être quelconques. Par ailleurs toutes les particules ne sont pas indépendantes, elles peuvent former des floccs et décanter plus vite ; on peut également assister à une remise en suspension des particules due aux mouvements de convection engendrés par le mouvement de l’eau, par le vent, ou plus probablement par les bulles formées lors de la production de biogaz ( $\text{CH}_4 + \text{CO}_2$ ) dans les sédiments. Même du point de vue de la simple décantation, la lagune anaérobie devrait être plus proche d’un décanteur primaire où se produit une décantation floculante, que d’un décanteur pour particules discrètes.

**VII-2-2 Présentation du modèle (MCDDA)**

Nous avons repris sous forme d’un organigramme la synthèse des grandes étapes de notre modèle (MCDDA) à la figure VII-4.



**Figure VII-4:** Présentation du modèle Combinant la Décantation primaire et la Dégradation Anaérobie (MCDDA)

### VII-2-3 Les conditions du modèle

- Le bassin ou la lagune anaérobie est considéré comme une colonne,
- La colonne peut être divisée en trois parties à savoir :
  - ❖ Une phase liquide dans laquelle il y a la décantation des MES,
  - ❖ Une zone de transition qui permet le transfert des matières solubles,
  - ❖ Une phase de sédiment dans laquelle il y a dégradation anaérobie des matières décantées (y compris les bactéries) lors de l'hydrolyse et l'acidogénèse qui entraînent la conversion de la DCO particulaire en DCO soluble.
- Chaque couche est supposée bien mélangée, sauf la couche liquide où la décantation se fait,
- Il n'y a pas d'oxygène dissous dans la colonne.

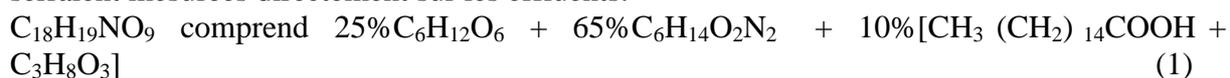
Nous aurons une partie théorique du travail qui va décrire la stœchiométrie du modèle et une autre pratique (déjà décrite dans les chapitres 5 et 6) qui a consisté à des essais de décantation en colonne et le suivi de la cinétique (vitesse de production des acides gras volatils) dans la lagune anaérobie. Enfin nous aurons à faire des simulations avec le logiciel WEST pour mieux apprécier tous ces phénomènes globalement.

### VII-3 STÉCHIOMÉTRIE DES REACTIONS ANAÉROBES PRISES EN COMPTE DANS LE MODÈLE COMBINANT LA DECANTATION PRIMAIRE ET LA DÉGRADATION ANAÉROBIE (MCDDA)

La stœchiométrie va consister à la mise en place des équations chimiques afin de mieux décrire les différents réactifs et la biomasse en présence. Cette stœchiométrie va permettre de quantifier la dégradation théorique en condition anaérobie des principaux constituants des eaux usées domestiques, de l'hydrolyse à l'acidogénèse. Dans notre cheminement nous avons supposé que tous les substrats sont solubles, étant entendu que dans une étape ultérieure on pourra faire la distinction entre les fractions particulaires et dissoutes pour chacun des substrats.

Nous avons considéré pour le substrat la formule pondérale  $C_{18}H_{19}NO_9$  qui représente bien parmi d'autres la composition globale des eaux usées domestiques, nous supposons qu'il est composé d'hydrate de carbone (le glucose), de protéine (la lysine) et de lipide (longue chaîne d'acide gras et glycérol) à des pourcentages différents.

Dans le raisonnement qui va suivre on supposera la répartition suivante, sachant que l'on peut appliquer le raisonnement aux proportions indiquées dans la figure VII-2 ou à des valeurs qui seraient mesurées directement sur les effluents.



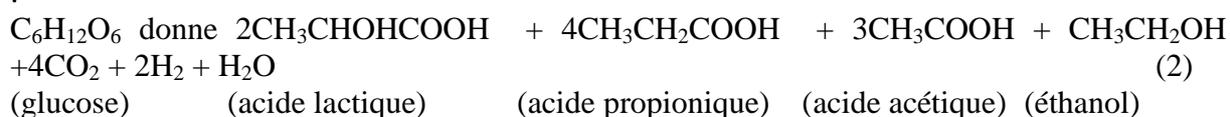
(Substrat)                      (Glucose)                      (Protéine)                      (Lipide)

Nous allons suivre la décomposition de chacun de ces composés à travers les équations chimiques décrivant les phases s'étalant de l'hydrolyse à l'acétogénèse.

*Pour toutes les équations, le détail de leur formulation est repris en annexe (2), ci-après nous avons indiqué les résultats finaux des équations équilibrées.*

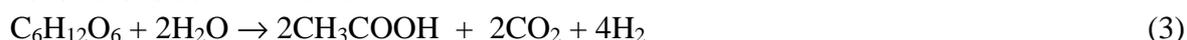
#### VII-3-1 La décomposition du glucose

On admet généralement que les acides issus de la décomposition du glucose lors de la digestion (fermentation) anaérobie sont donnés par la réaction suivante (Batstone *et al.*, 2002) :



En phase d'acétogénèse, tous les acides sont convertis en acide acétique. En phase de fermentation, une partie du glucose est directement transformée en acide acétique, les autres acides (butyrique et lactique) seront transformés en acide acétique seulement lors de l'acétogénèse.

Nous aurons donc finalement :



Le produit de cette biotransformation anaérobie du glucose menée à son terme donne l'acide acétique, le gaz carbonique et l'hydrogène. Dans notre étude, nous souhaitons prendre en compte la biomasse dans le produit final car à la fin de la réaction une partie du substrat aura été utilisée pour produire de la biomasse que l'on représentera par la formule usuelle ( $C_5H_7NO_2$ ), et d'autres déchets. Nous souhaitons intégrer cette production de biomasse dans

le modèle; avec un taux de conversion généralement admis de 0,18 biomole/substrat mole, on écrit :



Nous vérifions la balance en DCO de cette équation; en anaérobie il n'y a pas de consommation d'oxygène, par conséquent la variation en DCO est supposée nulle.

La DCO est calculée sur base de la réaction d'oxydation des différents constituants excepté l'ammoniac, l'eau et le gaz carbonique qui ne sont pas oxydables.

Voici l'équation finale avec les différentes valeurs correspondantes en DCO :



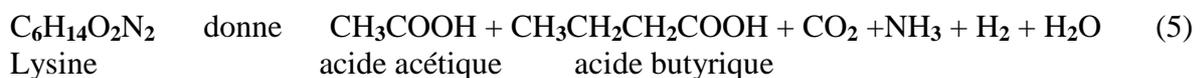
191,99	0,0	0,0	28,80	108,79	0,0	54,40
--------	-----	-----	-------	--------	-----	-------

On vérifie que la variation en DCO vaut zéro, ce qui est normal car en anaérobie, il n'y a pas d'oxygène; la DCO est convertie en biomasse, acide acétique et hydrogène.

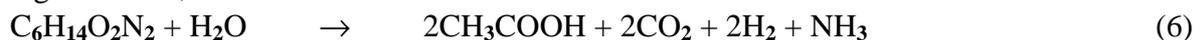
L'équation (4) montre qu'en terme de DCO pour chaque mole (192 g) de glucose consommé on obtient 0,18 mole de biomasse soit 28,80 g de biomasse ainsi que 108,79 g d'acide acétique et 54,40 g d'hydrogène, soit un Y de 0,15 en termes de DCO.

### VII-3-2 La décomposition des protéines (la lysine)

Nous avons choisi la lysine comme exemple de protéine, de manière générale la décomposition de la lysine ( $\text{C}_6\text{H}_{14}\text{O}_2\text{N}_2$ ) en digestion anaérobie donne (lors de la fermentation) les acides suivants (Batstone *et al.*, 2002):



Comme mentionné plus haut, nous considérons uniquement l'acide acétique comme acide « gras » final, nous écrivons donc :



L'équation finale équilibrée pour la décomposition de la lysine donne avec un taux de conversion de 0,12 biomole/mole substrat (Batstone *et al.*, 2002) :



Nous vérifions ci-après la balance en DCO qui doit être identique de part et d'autre de la réaction, c'est ce que nous calculons.



La variation de la DCO est de zéro : la DCO est convertie en biomasse, hydrogène et acide acétique.

L'équation (7) montre qu'en termes de DCO pour chaque mole (223,98 g DCO) de lysine consommée on aboutit à 0,12 mole de biomasse (19,20 g O<sub>2</sub>), 115,19 g d'acide acétique et 89,59 g d'hydrogène, soit un Y de  $(19,2/223,98 = 0,0857)$  en terme de DCO.



**VII-3-4 Bilan des quatre équations (4, 7, 10 et 12)**

Ce bilan prend en compte les équations finales équilibrées de l'hydrate de carbone (glucose), des protéines (lysine) et des lipides (acide palmitique, glycérol).

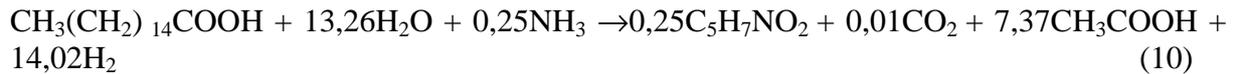
Le sucre:



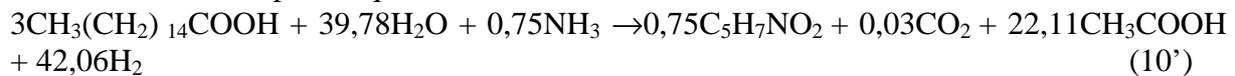
Les protéines:



Les lipides (acide palmitique et glycérol): Une mole d'acide palmitique:



Trois moles d'acide palmitique:

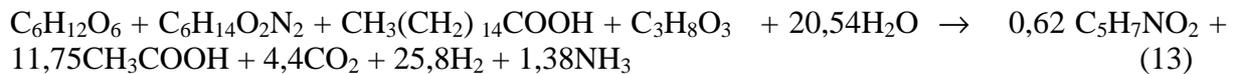


Nous avons présenté l'équation pour trois moles d'acide palmitique car dans l'équation générale (8) de décomposition des lipides nous avons trois moles d'acide palmitique pour une mole de glycérol.

Glycérol:



La somme de ces quatre équations, en proportions molaires identiques pour les trois substrats de base donne :



L'équation (13) équilibrée pour une mole de chaque substrat considéré s'établit en terme de DCO à :

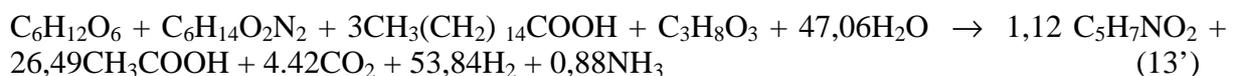
$$191,99 + 223,98 + 735,95 + 111,99 + 0 = 99,19 + 751,95 + 0 + 412,77 + 0$$

Le bilan de la balance en DCO de l'équation finale donne :

$$\Delta\text{DCO} = 1263,91 - 1263,91 = 0,0.$$

La somme de ces trois composés (hydrate de carbone, protéine et lipide) qui forme notre substrat de départ, nous donne à la fin des réactions (hydrolyse et acétogénèse) une DCO totale de 1263,91 g O<sub>2</sub> substrat. Cela veut dire que pour chaque mole de substrat consommé on génère 0,62 mole de biomasse, en terme de DCO nous produisons 99,19 g de biomasse, soit un Y de 0,079 g DCO biomole / g DCO substrat.

Tenant compte qu'une unité de "matière grasse" vaut 3 moles d'acide gras pour une mole de glycérol, on peut écrire la relation ci-après, qui vérifie à la fois le bilan C, H, O, N et un  $\Delta\text{DCO} = 0,0$ .





• **Calcul des différents nombres de mole en tenant compte des pourcentages**

Protéine (65% de Matière organique)

PM (lysine) = 146 g/mole

146 g  $\longrightarrow$  1 mole

65 g  $\longrightarrow$  X = (65\*1)/146 = 0,445 mole

Glucose (25% de matière organique)

PM (glucose) = 180 g /mole

180 g  $\longrightarrow$  1 mole

25 g  $\longrightarrow$  Y = (25\*1)/180 = 0,139 mole

Lipide (10% de matière organique)

PM (lipide) = 806 g/mole

806 g  $\longrightarrow$  1 mole

10 g  $\longrightarrow$  Z = (10\*1)/806 = 0,012 mole

En conclusion on retient que dans 100 g de matière organique (MO) on a :

65 g Protéine soit 0,445 mole

100 g MO { 10 g Lipide soit 0,012 mole  
25 g Sucre soit 0,139 mole

• **Calcul de la DCO en tenant compte du nombre de mole pour chaque substrat**

Pour 0,445 mole de protéine, DCO = 223,98\*0,445 = 99,67 g DCO

Pour 0,012 mole de lipide, DCO = 2319,86\*0,012 = 27,83 g DCO

Pour 0,139mole de sucre, DCO = 191,99\*0,139 = 26,68 g DCO

DCO totale = 99,67 g + 27,83 g + 26,68 g = 154,18 g DCO

En conclusion on retient que dans 100 g de matière organique (MO) on a 154,18 g DCO.

Par conséquent pour un mg de MO on aura :

$i_{\text{DCO,MO}} = 154,18/100 = 1,54 \text{ mgO}_2/\text{mg MO}$

$i_{\text{DCO,MO}}$  vaut 1,54 mgO<sub>2</sub>/mg MO

• **Calcul du pourcentage de la DCO pour chaque substrat**

Protéine

%DCO = 99,67/154,18 = 64,64 %

Lipide

%DCO = 27,83/154,18 = 18,05 %

Glucose

%DCO = 26,68/154,18 = 17,30 %

**Tableau VII-8:** Tableau récapitulatif du nombre de moles en tenant compte des pourcentages

<b>100 g Matière Organique (MO)</b>			
	<b>Protéine</b>	<b>Lipide</b>	<b>Glucose</b>
<b>% Poids (Mara, 1976)</b>	65%	10%	25%
<b>Mole</b>	<b>0,445</b>	<b>0,012</b>	<b>0,139</b>
<b>DCO en poids</b>	99,67 g	27,83 g	26,68 g
<b>%DCO (selon notre étude)</b>	64,4%	18,05%	17,30%

Notre calcul, conduit à une composition relative calculée en termes de DCO pour le glucose 17,30%, les lipides 18,05%, proche de celles de Henze (1982), Tanaka *et al.* (1991), Kamma *et al.* (1994) et Raunkjaer *et al.* (1994) avec des valeurs respectives de 12%, 6%, 18%, 18%, et pour l'hydrate de carbone et 10%, 19%, 31% et 31%, pour les lipides (voir les tableaux VII-6 et VII-7).

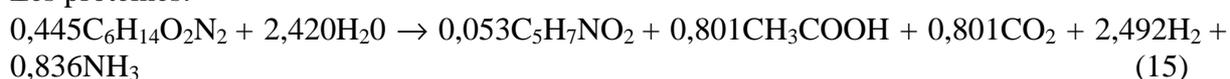
En revanche notre %DCO pour les protéines apparaît fort élevé (64,4%) en le comparant à ceux de Henze (1982), Tanaka *et al.* (1991), Kamma *et al.* (1994) et Raunkjaer *et al.* (1994) qui obtiennent des valeurs respectives de (8%, 12%, 28% et 28%). Cet écart peut s'expliquer par le fait que nous avons considéré les trois substrats comme représentant l'entièreté des eaux usées, alors que ces auteurs accordent un certain pourcentage en DCO à des composants non identifiés (autres) qui représentent un pourcentage élevé, 70% d'après Henze (1982) et de 63% selon Tanaka *et al.* (1991).

Si nous considérons les pourcentages en poids ramené en mole pour chaque substrat, nous pouvons alors réécrire l'équation (13) en tenant compte de ces modifications.

Le glucose:

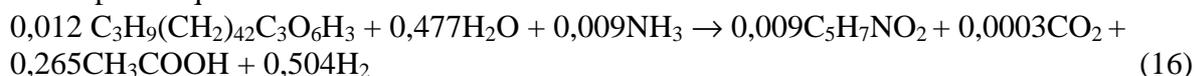


Les protéines:

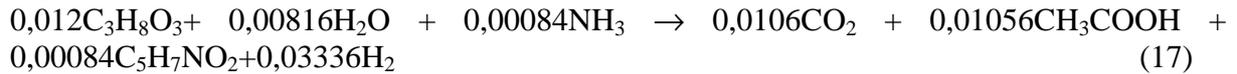


Les lipides:

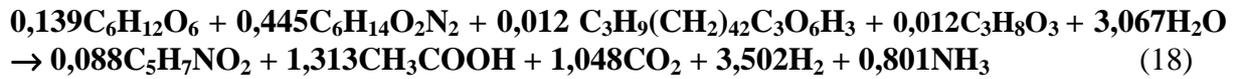
Acide palmitique:



Glycérol:



Nous avons finalement la somme des quatre équations équilibrées pour les différents pourcentages :



Le bilan DCO de cette équation est bien de zéro :

$$\Delta\text{DCO} = 154,18 - 154,13 = 0 \text{ aux valeurs arrondies près.}$$

Le mélange de ces trois composés (glucose, protéine et lipide) ainsi constitué forme notre substrat de départ et nous donne à la fin des réactions d'hydrolyse et d'acétogenèse pour 100 g de matière organique ou 154 g DCO : 14,0 g DCO biomasse - soit un Y en termes de DCO de 0,091; 84 g DCO acide acétique et 56 g DCO-H<sub>2</sub>.

### VII-3-6 Synthèse de la stœchiométrie du modèle

De manière à automatiser ces fastidieux calculs précédents nous avons réalisé une feuille de calcul Excel.

La synthèse de ces différentes équations reprises dans un tableur Excel que voici (tableau VII-9 et 10), permet de faire le calcul globalisé pour une proportion quelconque des substrats de base.

**Tableau VII-9 : La Stoechiométrie globale pour une mole de chaque constituant**

	Substrats	Sucre	Les protéines	Les Lipides									
	Formule	C <sub>6</sub> H <sub>12</sub> O <sub>6</sub>	C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> O <sub>2</sub> N <sub>2</sub>	C <sub>51</sub> H <sub>98</sub> O <sub>6</sub>	EQUATIONS STOECHIOMETRIQUES DU MODELE DECRIVANT LA DEGRADATION D'UN INFLUENT CLASSIQUE (Le taux de conversion pris en compte est celui de la biomasse par rapport au substrat (DCO biomasse/DCO substrat))								
	%Poids	25%	65%	10%									
	Fraction (mole)	1	1	1									
<b>SUCRE</b>													
REACTIFS	glucose	Ammoniac	Eau				PRODUITS	Biomasse	Acide acétique	Gaz carbonique	Hydrogène		
	C <sub>6</sub> H <sub>12</sub> O <sub>6</sub>	NH <sub>3</sub>	H <sub>2</sub> O					C <sub>5</sub> H <sub>7</sub> NO <sub>2</sub>	CH <sub>3</sub> COOH	CO <sub>2</sub>	H <sub>2</sub>		
	1	0,18	1,16					0,18	1,7	1,7	3,4		
<b>PROTEINES</b>													
REACTIFS	Lysine	Eau				PRODUITS	Biomasse	Acide acétique	Gaz carbonique	Hydrogène	Ammoniac		
	C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> O <sub>2</sub> N <sub>2</sub>	H <sub>2</sub> O					C <sub>5</sub> H <sub>7</sub> NO <sub>2</sub>	CH <sub>3</sub> COOH	CO <sub>2</sub>	H <sub>2</sub>	NH <sub>3</sub>		
	1	5,44					0,12	1,8	1,8	5,6	1,88		
<b>LIPIDES</b>													
REACTIFS	Acide palmitique	Ammoniac	Eau				PRODUITS	Biomasse	Acide acétique	Gaz carbonique	Hydrogène		
	CH <sub>3</sub> (CH <sub>2</sub> ) <sub>14</sub> COOH	NH <sub>3</sub>	H <sub>2</sub> O					C <sub>5</sub> H <sub>7</sub> NO <sub>2</sub>	CH <sub>3</sub> COOH	CO <sub>2</sub>	H <sub>2</sub>		
	3	0,75	39,78					0,75	22,11	0,03	42,06		
REACTIFS	Glycérol	Ammoniac	Eau				PRODUITS	Biomasse	Acide acétique	Gaz carbonique	Hydrogène		
	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>3</sub>	NH <sub>3</sub>	H <sub>2</sub> O					C <sub>5</sub> H <sub>7</sub> NO <sub>2</sub>	CH <sub>3</sub> COOH	CO <sub>2</sub>	H <sub>2</sub>		
	1	0,07	0,68					0,07	0,88	0,89	2,78		
<b>EQUATION GLOBALE</b>													
REACTIFS	glucose	Lysine	Acide palmitique	Glycérol	Ammoniac	Eau	PRODUITS	Biomasse	Acide acétique	Gaz carbonique	Hydrogène	Ammoniac	
	C <sub>6</sub> H <sub>12</sub> O <sub>6</sub>	C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> O <sub>2</sub> N <sub>2</sub>	CH <sub>3</sub> (CH <sub>2</sub> ) <sub>14</sub> COOH	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>3</sub>	NH <sub>3</sub>	H <sub>2</sub> O		C <sub>5</sub> H <sub>7</sub> NO <sub>2</sub>	CH <sub>3</sub> COOH	CO <sub>2</sub>	H <sub>2</sub>	NH <sub>3</sub>	
	1	1	3	1	1	47,06		1,12	26,49	4,42	53,84	1,88	
<b>EQUATION GLOBALE EQUILIBREE</b>													
REACTIFS	glucose	Lysine	Acide palmitique	Glycérol	Eau								
	C <sub>6</sub> H <sub>12</sub> O <sub>6</sub>	C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> O <sub>2</sub> N <sub>2</sub>	CH <sub>3</sub> (CH <sub>2</sub> ) <sub>14</sub> COOH	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>3</sub>	H <sub>2</sub> O								
	1	1	3	1	47,06								
PRODUITS	Biomasse	Acide acétique	Gaz carbonique	Hydrogène	Ammoniac								
	C <sub>5</sub> H <sub>7</sub> NO <sub>2</sub>	CH <sub>3</sub> COOH	CO <sub>2</sub>	H <sub>2</sub>	NH <sub>3</sub>								
	1,12	26,49	4,42	53,84	0,88								

**Tableau VII-10 : La Stoechiométrie globale avec la prise en compte des différents pourcentages.**

	Substrats	Sucre	Les protéines	Les Lipides								
	Formule	C <sub>6</sub> H <sub>12</sub> O <sub>6</sub>	C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> O <sub>2</sub> N <sub>2</sub>	C <sub>51</sub> H <sub>98</sub> O <sub>6</sub>	EQUATIONS STOECHIOMETRIQUES DU MODELE DECRIVANT LA DEGRADATION D'UN INFLUENT CLASSIQUE (Le taux de conversion pris en compte est celui de la biomasse par rapport au substrat (DCO biomasse/DCO substrat))							
	%Poids	25%	65%	10%								
	Fraction (mole)	0,139	0,445	0,012								
<b>SUCRE</b>												
<b>REACTIFS</b>	glucose	Ammoniac	Eau									
	C <sub>6</sub> H <sub>12</sub> O <sub>6</sub>	NH <sub>3</sub>	H <sub>2</sub> O									
	0,139	0,02502	0,16124									
<b>PRODUITS</b>	Biomasse	Acide acétique	Gaz carbonique	Hydrogène								
	C <sub>5</sub> H <sub>7</sub> NO <sub>2</sub>	CH <sub>3</sub> COOH	CO <sub>2</sub>	H <sub>2</sub>								
	0,02502	0,2363	0,2363	0,4726								
<b>PROTEINES</b>												
<b>REACTIFS</b>	Lysine	Eau										
	C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> O <sub>2</sub> N <sub>2</sub>	H <sub>2</sub> O										
	0,445	2,4208										
<b>PRODUITS</b>	Biomasse	Acide acétique	Gaz carbonique	Hydrogène	Ammoniac							
	C <sub>5</sub> H <sub>7</sub> NO <sub>2</sub>	CH <sub>3</sub> COOH	CO <sub>2</sub>	H <sub>2</sub>	NH <sub>3</sub>							
	0,0534	0,801	0,801	2,492	0,8366							
<b>LIPIDES</b>												
<b>REACTIFS</b>	Acide palmitique	Ammoniac	Eau									
	CH <sub>3</sub> (CH <sub>2</sub> ) <sub>14</sub> COOH	NH <sub>3</sub>	H <sub>2</sub> O									
	0,036	0,009	0,47736									
<b>PRODUITS</b>	Biomasse	Acide acétique	Gaz carbonique	Hydrogène								
	C <sub>5</sub> H <sub>7</sub> NO <sub>2</sub>	CH <sub>3</sub> COOH	CO <sub>2</sub>	H <sub>2</sub>								
	0,009	0,26532	0,00036	0,50472								
<b>REACTIFS</b>	Glycérol	Ammoniac	Eau									
	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>3</sub>	NH <sub>3</sub>	H <sub>2</sub> O									
	0,012	0,00084	0,00816									
<b>PRODUITS</b>	Biomasse	Acide acétique	Gaz carbonique	Hydrogène								
	C <sub>5</sub> H <sub>7</sub> NO <sub>2</sub>	CH <sub>3</sub> COOH	CO <sub>2</sub>	H <sub>2</sub>								
	0,00084	0,01056	0,01068	0,03336								
<b>EQUATION GLOBALE</b>												
<b>REACTIFS</b>	glucose	Lysine	Acide palmitique	Glycérol	Ammoniac	Eau	<b>PRODUITS</b>	Biomasse	Acide acétique	Gaz carbonique	Hydrogène	Ammoniac
	C <sub>6</sub> H <sub>12</sub> O <sub>6</sub>	C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> O <sub>2</sub> N <sub>2</sub>	CH <sub>3</sub> (CH <sub>2</sub> ) <sub>14</sub> COOH	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>3</sub>	NH <sub>3</sub>	H <sub>2</sub> O		C <sub>5</sub> H <sub>7</sub> NO <sub>2</sub>	CH <sub>3</sub> COOH	CO <sub>2</sub>	H <sub>2</sub>	NH <sub>3</sub>
	0,139	0,445	0,036	0,012	0,03486	3,06756		0,08826	1,31318	1,04834	3,50268	0,8366
<b>EQUATION GLOBALE EQUILIBREE</b>												
<b>REACTIFS</b>	glucose	Lysine	Acide palmitique	Glycérol	Eau	<b>PRODUITS</b>	Biomasse	Acide acétique	Gaz carbonique	Hydrogène	Ammoniac	
	C <sub>6</sub> H <sub>12</sub> O <sub>6</sub>	C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> O <sub>2</sub> N <sub>2</sub>	CH <sub>3</sub> (CH <sub>2</sub> ) <sub>14</sub> COOH	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>3</sub>	H <sub>2</sub> O		C <sub>5</sub> H <sub>7</sub> NO <sub>2</sub>	CH <sub>3</sub> COOH	CO <sub>2</sub>	H <sub>2</sub>	NH <sub>3</sub>	
	0,139	0,445	0,036	0,012	3,06756		0,08826	1,31318	1,04834	3,50268	0,80174	
<b>EQUATION GLOBALE EQUILIBREE AVEC SUBSTRAT COMBINE</b>												
<b>REACTIFS</b>	Substrat combiné				Eau	<b>PRODUITS</b>	Biomasse	Acide acétique	Gaz carbonique	Hydrogène	Ammoniac	
	C <sub>4,11</sub> H <sub>9,08</sub> O <sub>1,79</sub> N <sub>0,89</sub>				H <sub>2</sub> O		C <sub>5</sub> H <sub>7</sub> NO <sub>2</sub>	CH <sub>3</sub> COOH	CO <sub>2</sub>	H <sub>2</sub>	NH <sub>3</sub>	
	1				3,06756		0,08826	1,31318	1,04834	3,50268	0,80174	

Après avoir établi le tableur Excel pour synthétiser nos équations, nous nous rendons compte que la prise en considération de ces trois constituants des eaux usées (lipide, protéine et hydrate de carbone) de manière séparée, posera difficulté au niveau de la définition de la matrice de Petersen, d'autre part aussi il ne faut pas minimiser les difficultés expérimentales pour mesurer les cinétiques de ces trois constituants de manière séparée. Alors pour palier à cela, nous avons pensé qu'il serait astucieux de simplifier les choses de manière à réduire la complexité du modèle ADM1 en considérant ces trois constituants de manière globale en une seule entité ou substrat qui représenterait notre substrat mole. On peut en effet la calculer sur base des formules chimiques de ces trois constituants et de la composition relative du substrat établie ci-avant. Ainsi au finish nous aurons une seule équation de dégradation pour notre substrat combiné, l'équation globale n'est bien sûr en rien modifiée.

• **Recherche de la formulation chimique de notre pollution mole**

Formule de départ

Glucose :  $C_6H_{12}O_6$

Protéine :  $C_6H_{14}O_2N_2$

Lipide (3 acides palmitiques et glycérol) :  $C_{51}H_{98}O_6$

Pour passer à la formule pollution mole on multiplie chaque indice par le nombre de moles correspondant à la composition relative du substrat de référence en termes de moles.

Exemple :

Glucose :  $C_{6*0,139}H_{12*0,139}O_{6*0,139}$

Protéine :  $C_{6*0,445}H_{14*0,445}O_{2*0,445}N_{2*0,445}$

Lipide :  $C_{51*0,012}H_{98*0,012}O_{6*0,012}$

Formule pollution mole

Protéine :	$C_{2,67}$	$H_{6,23}$	$O_{0,89}$	$N_{0,89}$	
Lipide :	$C_{0,61}$	$H_{1,18}$	$O_{0,072}$		
Glucose :	$C_{0,83}$	$H_{1,67}$	$O_{0,83}$		
Substrat combiné :	$C_{4,11}$	$H_{9,08}$	$O_{1,79}$	$N_{0,89}$	en divisant le tout par 0,89 on a :
	$C_{4,6}$	$H_{10,2}$	$O_2$	$N$	en divisant le tout par 0,92 on a :
	$C_5$	$H_{9,87}$	$O_{2,17}$	$N_{1,09}$	

Nous identifions finalement notre pollution mole à la formule  $C_5H_{10}O_2N_1$  qui selon le raisonnement ci-dessus représente notre substrat de référence tel que défini ci-avant :

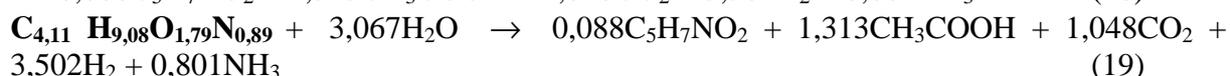
Glucose :  $0,139C_6H_{12}O_6$

Protéine :  $0,445 C_6H_{14}O_2N_2$  } substrat combiné  $C_5H_{10}O_2N_1$

Lipide (3 acides palmitiques et glycérol) :  $0,012C_{51}H_{98}O_6$

Pour les calculs, en vue de respecter les stoechiométries établies, nous travaillons sur  $C_{4,11}H_{9,08}O_{1,79}N_{0,89}$ , valeurs non arrondies.

Notre équation globale s'écrira donc :



Vérifions l'équilibre de cette équation (19) au niveau des réactifs et des produits (on multiplie chaque élément par son nombre de mole):

**Réactifs :**

Substrat combiné  $C_{4,11} H_{9,08} O_{1,79} N_{0,89}$

Eau  $H_{6,134} O_{3,067}$

---

Somme des réactifs  $C_{4,11} H_{15,21} O_{4,85} N_{0,89}$

**Produits :**

Biomasse  $C_{0,44} H_{0,616} N_{0,088} O_{0,176}$

Acide acétique  $C_{2,626} H_{5,252} O_{2,626}$

Gaz carbonique  $C_{1,048} O_{2,096}$

Hydrogène  $H_{7,004}$

Ammoniac  $N_{0,801} H_{2,403}$

---

Somme des produits  $C_{4,11} H_{15,27} O_{4,89} N_{0,89}$

Nous remarquons que l'équation (19) est bien équilibrée car la somme des réactifs est identique à la somme des produits.

La DCO du substrat combiné est obtenue selon la réaction d'oxydation suivante :



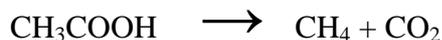
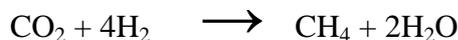
DCO ( $C_{4,11} H_{9,08} O_{1,79} N_{0,89}$ ) =  $4,8175 * 16 * 2 = 154,16$  gDCO conduisant bien à un  $\Delta DCO$  nul.

$$\Delta DCO = 154,16 - 154,13 = 0$$

On vérifie comme attendu que la variation de la DCO de l'équation (19) est identique à celle de l'équation (18), c'est-à-dire que la variation de la DCO reste identique selon qu'on considère les trois constituants séparément ou si ceux-ci sont regroupés en une formulation regroupée.

Etant entendu évidemment que  $C_{4,11} H_{9,08} O_{1,79} N_{0,89}$  regroupe en son sein les différents nombres de moles de ces trois constituants (voir le détail ci-dessus) conformément à la répartition pondérale que nous avons choisie.

C'est cette équation (19) qui résulte de la synthèse de l'ensemble des équations de dégradation des trois principaux constituants des eaux usées qui sera utilisée pour la réalisation de notre matrice de Petersen, c'est-à-dire d'établir tous nos coefficients stoechiométriques. En considérant évidemment que par la suite d'autres processus biochimiques (décarboxylation de l'acide acétique par exemple et réduction du gaz carbonique par l'hydrogène) vont conduire à la formation de méthane.



• **Recherche du taux de conversion Y substrat combiné à partir de l'équation (19)**

$Y = \text{nombre mole biomasse} * PM * iDCO_B / PM (\text{substrat combiné}) * iDCO_S$

$PM (C_{4,11} H_{9,08} O_{1,79} N_{0,89}) = 99,5$  g/mole

$DCO (C_{4,11} H_{9,08} O_{1,79} N_{0,89}) = 154,16$  gDCO/mole

$iDCO(C_{4,11} H_{9,08} O_{1,79} N_{0,89}) = 154,16/99,5 = 1,55$  gDCO/g substrat

$Y = 0,088 * 113 * 1,42/99,5 * 1,55 = 0,091$

**Y = 0,091 gDCO/g DCO substrat combiné**, comme attendu on retrouve la valeur calculée sur base du bilan DCO.

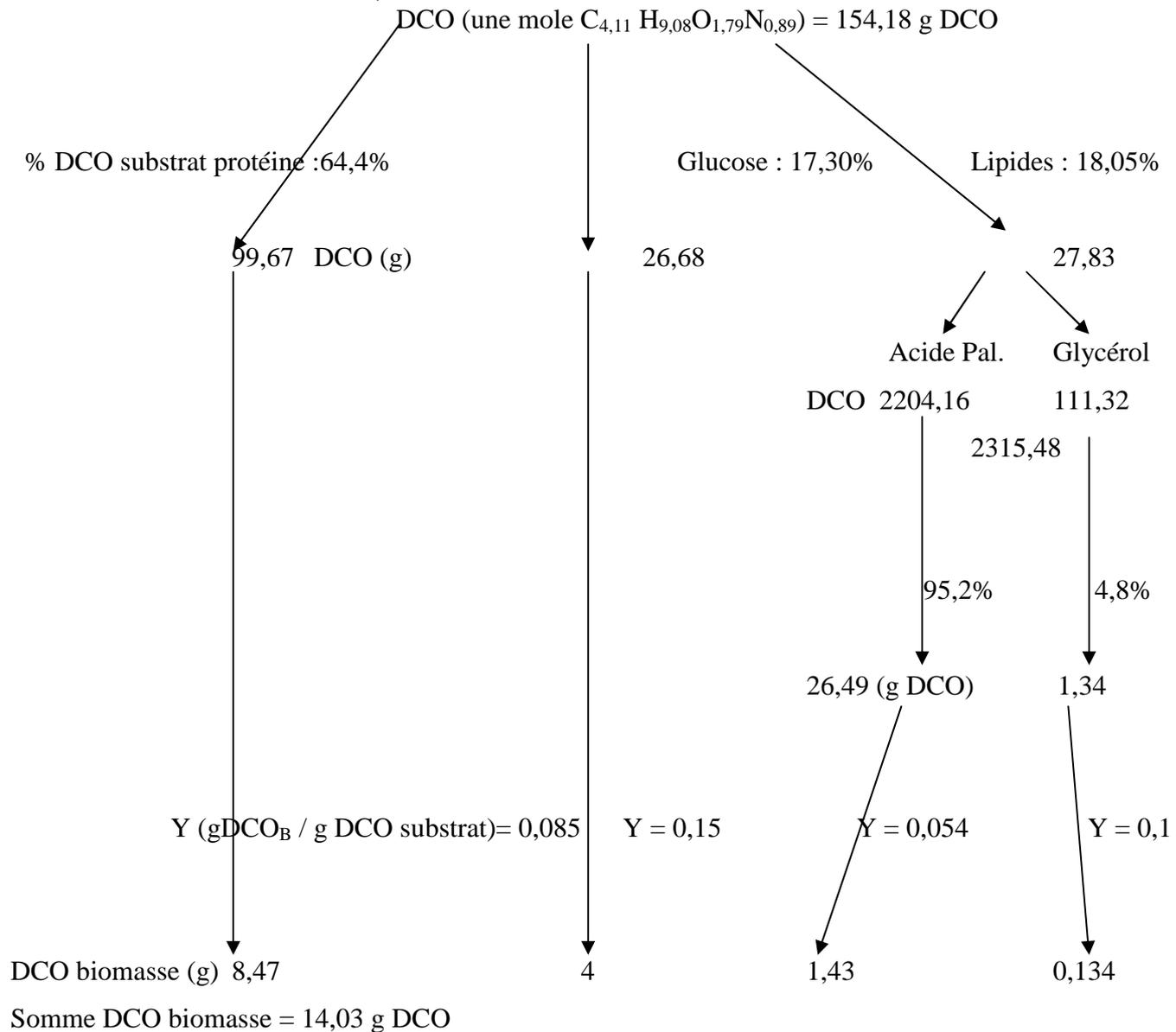
Les conversions calculées pour chacun des substrats sont :

$$Y(\text{glucose}) = 0,15 \text{ gDCO}_B / \text{g DCO substrat}$$

$$Y(\text{protéine}) = 0,085 \text{ gDCO}_B / \text{g DCO substrat}$$

$$Y(\text{lipide}) = Y(\text{acide palmitique}) 0,054 \text{ gDCO}_B / \text{g DCO substrat et } Y(\text{glycérol}) 0,10 \text{ gDCO} / \text{g substrat}$$

**Organigramme pour la recherche de la DCO totale de la biomasse (voir annexe 2 pour le détail des calculs)**



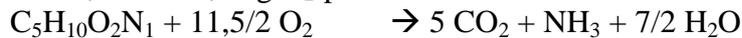
$$Y = \text{DCO}_{\text{biomasse}} / \text{DCO}_{\text{substrat}} = 14,03 / 154,18 = 0,09099 \text{ g DCO/g DCO}$$

$$Y = \mathbf{0,091 \text{ g DCO/g DCO}}$$

Comme attendu, la production de biomasse calculée au départ des contributions de chacun des trois substrats vérifie celle calculée au départ de la relation 19, soit un  $Y = 0,091 \text{ DCO}_B / \text{DCO}_{\text{substrat(s)}}$ .

• **Pollution mole selon la composition du substrat combiné adoptée**

En revenant à la formule stoechiométrique approchée de notre pollution mole, on calcule iDCO, mole : 1,58 g O<sub>2</sub>/pollution mole selon la réaction suivante :



i<sub>DCO,MO</sub> : 1,58 mgO<sub>2</sub>/mg MO

Notre pollution mole de référence C<sub>5</sub>H<sub>10</sub>O<sub>2</sub>N<sub>1</sub>, diffère de celle adaptée par Henze C<sub>18</sub>H<sub>19</sub>NO<sub>9</sub> (1,42 mg DCO/mg) et de celle de Mc Carty C<sub>10</sub>H<sub>19</sub>O<sub>3</sub>N plus réductrice 1,99 mg DCO/mg; les composantes azotées respectives sont 0,120, 0,035 et 0,070 mg N/mg.

En revanche notre pollution mole est proche de celle que Sotemann *et al.* (2004) ont adoptée pour les MO particulières de l'eau usée domestique, C<sub>7</sub>H<sub>14</sub>O<sub>4</sub>N<sub>0,4</sub>, conduisant à 1,57 mg DCO/mg et 0,033 mgN/mg.

Calcul des composantes azotées :

PM (C<sub>5</sub>H<sub>10</sub>O<sub>2</sub>N<sub>1</sub>) = 116 g/mol d'où N = 14/116 = 0,120 mg N/mg substrat

PM (C<sub>18</sub>H<sub>19</sub>NO<sub>9</sub>) = 393 g/mol d'où N = 14/393 = 0,035 mg N/mg substrat

PM (C<sub>10</sub>H<sub>19</sub>O<sub>3</sub>N) = 201 g/mol d'où N = 14/201 = 0,070 mg N/mg substrat

PM (C<sub>7</sub>H<sub>14</sub>O<sub>4</sub>N<sub>0,4</sub>) = 167,6 g/mol d'où N = (14\*0,4)/167,6 = 0,033 mg N/mg substrat

### Conclusion provisoire

Cette partie a permis de comprendre la description de notre modèle (MCDDA) et le fonctionnement de la lagune anaérobie.

Elle a aussi permis de définir la stoechiométrie des différentes réactions chimiques qui serviront à la réalisation du modèle mathématique pour la quantification de la dégradation biologique lors de la digestion anaérobie menée jusqu'à l'acétogénèse. Il est bien évident que par la suite on pourra inclure la méthanogénèse en partant de l'acide acétique, ou de l'hydrogène et du gaz carbonique présents, et en conservant cette partie du modèle ADM1. Notons que la méthodologie adoptée permet de tenir compte de la production de biomasse (Y).

Dans notre cheminement nous avons considéré uniquement les taux de conversion Y de la biomasse par rapport aux différents substrats pour la phase acétogène uniquement ; par conséquent nous n'avons pas inclus dans nos équations le taux de conversion Y de l'acétate par rapport aux substrats, ce qui pourra être fait ultérieurement en conservant la suite du modèle ADM1.

Après avoir défini les paramètres cinétiques et stoechiométriques qui permettront de calibrer le modèle, nous allons nous intéresser à la matrice de Petersen qui va permettre de décrire de manière compréhensive sous forme de tableau les phénomènes biologiques (hydrolyse et acidogénèse) et physico-chimiques qui se déroulent dans chaque compartiment de notre modèle (MCDDA).

## VII-4 MATRICE DE PETERSEN

### INTRODUCTION

Le problème qui est souvent associé aux articles présentant des modèles décrivant des systèmes complexes est qu'il est difficile de suivre le développement des idées de ces auteurs. En particulier, il est souvent difficile d'établir toutes les interactions des composants du système. Pour palier à ce problème le groupe d'étude (IAWPRC) (IWA, 2002) a opté pour le format de matrice, basé sur le travail de Petersen (1965) pour décrire en même temps les cinétiques et les stoechiométries des processus mis en œuvre. En effet pour la présentation des modèles cette forme matricielle offre de meilleures opportunités pour résoudre cette difficulté. Cela permet aussi de montrer comment la matrice est utile pour définir les réactions fondamentales sans se soucier de la configuration du système.

En somme le modèle est formulé sous la forme de matrice de Petersen afin de faciliter la compréhension, la lecture et montrer la corrélation entre les constituants du système pour pouvoir fournir plus d'informations et écrire à partir de là les équations de bilan de matière. Par ailleurs la matrice décrit les processus, sans tenir compte des entrée/sorties, qui doivent être gérées par ailleurs pour aboutir aux équations de bilans de masse.

### VII-4-1 Généralités sur les étapes de la mise en place de la matrice de Petersen

La première étape pour installer ou configurer la matrice est d'identifier les composants ou constituants pertinents intervenants dans le modèle. Ces constituants sont listés du côté supérieur du tableau par leur symbole et du côté inférieur par leur nom et unité. En conformité avec la nomenclature mise en place pour ASM1 (IWA, 2000 et 2002), les constituants particuliers ont comme symbole X et les composants solubles sont notés S. Des indices sont utilisés pour spécifier les composants de manière individuelle, par exemple B pour biomasse, S pour substrat ; l'indice i est assigné à chaque composant, i varie de 1 à n.

La deuxième étape dans le développement de la matrice est d'identifier les processus biologiques ou physico-chimiques qui interviennent dans le système c'est-à-dire les conversions ou transformations qui affectent les composants listés. Les processus sont listés dans la colonne de gauche de la matrice, l'indice j est assigné à chaque processus et j varie de 1 à n.

La troisième étape concerne les expressions cinétiques pour chaque processus, ceux-ci sont marqués dans la partie droite de la colonne de la matrice dans la rangée appropriée. Les processus cinétiques sont notés par le symbole  $\rho_j$  où j correspond au processus numéroté dans la partie gauche de la colonne.

Les paramètres cinétiques utilisés dans l'expression des cinétiques seront définis dans le coin inférieur droit de la colonne du tableau.

Les éléments de la matrice comprenant aussi les coefficients stoechiométriques,  $V_{ij}$  qui font ressortir les rapports de masse entre le composant dans les processus individuels. Par exemple la croissance de la biomasse (+1) se réalise au dépend des substrats solubles (-1/Y). Les coefficients  $V_{ij}$ , sont grandement simplifiés en travaillant dans des unités logiques et cohérentes. Dans ce cas, tous les constituants organiques sont exprimés en équivalent DCO. Le signe conventionnel utilisé dans la matrice est négatif pour la consommation et positif pour une production.

Tous les coefficients stoechiométriques sont définis dans la partie inférieure gauche du tableau.

#### VII-4-2 Généralités sur l'équilibre de masses ou Bilan de matière

L'avantage majeur de la représentation du modèle sous forme de matrice est que cela permet une reconnaissance rapide et facile du devenir de chaque composant, offrant ainsi une aide dans la préparation des bilans de matières. Cela se voit en parcourant la colonne représentant un composant du haut vers le bas.

L'équation basique de bilan de matière au sein d'un système quelconque défini peut prendre la forme suivante :

$$\text{Entrée} - \text{Sortie} + \text{Réaction} = \text{Accumulation}$$

Les termes entrée et sortie sont définis comme les termes de transport et dépendent des caractères physiques du système qui sera modélisé, mais qui ne sont pas décrits dans la matrice de Petersen.

Le terme Réaction dans le système est noté  $r_i$ , il est obtenu en faisant la somme des produits des coefficients stoechiométriques ( $V_{ij}$ ) et l'expression de la cinétique du processus ( $\rho_j$ ) pour le composant  $i$  qui est considéré dans l'équilibre des masses.

$$r_i = \sum_j (V_{ij}) \cdot (\rho_j)$$

Un autre avantage de la matrice est qu'on peut faire une vérification de continuité en parcourant la matrice, à condition que des unités cohérentes et logiques aient été utilisées parce que dans ce cas la somme horizontale algébrique des coefficients stoechiométriques devrait être égale à zéro.

Après avoir défini et présenté la base de la matrice de Petersen, nous allons essayer d'établir la matrice de Petersen selon notre étude en accord avec ce qui a été décrit ci-dessus.

#### VII-4-3 Les composants intervenant dans le modèle (les variables d'état) (selon notre étude)

Les variables d'état intervenant dans le modèle sont représentées par : les composants solubles d'une part et les composants particuliers d'autre part. Les composants solubles (notés par S suivi en indice du nom du substrat soluble) seront dégradés premièrement et ensuite vont être transportés par et dans l'eau, contrairement aux composants particuliers (notés par X suivi en indice du nom du substrat particulière) qui peuvent subir une décantation.

- **Les composants solubles :**

Les 3 composants majeurs des eaux usées étant représentés par les hydrates de carbone, protéines et lipides (étant bien entendu que le glycérol et l'acide palmitique représentent les lipides) ceux-ci sont considérés comme nos composants solubles. Ils sont tous regroupés en un seul **substrat combiné** noté  $S_{cs}$ , décrit auparavant.

- En effet la dégradation lors de l'hydrolyse de ces trois composants conduit à la formation des acides gras volatils qui sont représentés comme les produits finaux de cette hydrolyse. Par conséquent tous les acides gras volatils sont considérés comme des acides acétiques, alors nous prenons en compte l'acide acétique comme un deuxième composant soluble, représenté par le symbole :  $S_{ac}$ ,
- Nous avons aussi l'hydrogène soluble représenté par :  $Sh_2$  cet hydrogène combiné au gaz carbonique donne naissance à la formation de méthane,

- Le méthane issu de la méthanogenèse, représente notre quatrième composant soluble dont le symbole est  $S_{CH_4}$ ,
- Nous avons le carbone inorganique ( $S_{IC}$ ) et l'azote inorganique ( $S_{IN}$ ). Il y a également les solubles inertes notés par ( $S_I$ )
- Tous ces composants solubles sont représentés sous la forme de DCO soluble, dans notre cas.
- **Les composants particuliers :**
  - Les matières en suspension (MES) ramenés sous leur forme DCO, précisément en DCO particulaire, celles-ci sont transportées selon leur densité et se retrouvent en partie au fond du bassin sous l'effet de la sédimentation. Elles sont représentées par le symbole  $X_c$ ,
  - La biomasse prise en compte est représentée par  $C_5H_7NO_2$ , est aussi un composant particulaire représenté par le symbole  $X_{cs}$  pour la biomasse issue de la dégradation du substrat combiné,  $X_{ac}$  (biomasse acidogène),  $X_{h2}$  (biomasse hydrogénophile) et enfin les particules inertes représentées par  $X_I$ . Ici nous avons considéré la biomasse dans son ensemble, aucune différenciation n'a été faite en fonction des groupes et des espèces rencontrées. On entend par biomasse l'ensemble des micro-organismes hétérotrophes se développant dans notre lagune anaérobie.

#### **Remarque (sur le choix du substrat combiné)**

Au regard de nos constituants, nous nous rendons compte que nous avons trop de constituants, de ce fait lorsque nous allons établir notre matrice, nous risquons de nous retrouver avec la même matrice que celle décrite dans le modèle ADM1. Or notre objectif était d'éviter d'avoir trop de mesures à faire, surtout dans les pays du sud où les moyens techniques sont moindres. En effet pour palier à cela et réduire la complexité du modèle ADM1, nous avons décidé de simplifier notre matrice afin d'avoir le moins possible de paramètres à mesurer. Par conséquent on partira non pas des 3 constituants (glucose, protéine, lipide) comme préalablement décrit, mais plutôt d'une biomole ou d'un substrat globalisé ou entier que nous avons appelé substrat combiné qui représente en fait ces 3 constituants. Cette biomole ( $C_{4,11}H_{9,08}O_{1,79}N_{0,89}$ ) est calculée sur base des formules chimiques et des pourcentages en poids ramené en nombre de mole de ces 3 constituants. Cette manière astucieuse et simple a été choisie afin de faciliter les mesures relatives à certains paramètres (tel que les cinétiques) qui pourront être fait sur un substrat combiné représentant au mieux les eaux usées et non sur chaque constituant pris individuellement.

## **VII-5 PROCESSUS PRIS EN COMPTE DANS NOTRE MODELE ET MODIFICATION DE LA MATRICE DE PETERSEN**

### **VII-5-1 Les paramètres du modèle (selon notre étude)**

Ils sont invariables, constants et sont indépendants des circonstances environnementales, ils permettront de calibrer, vérifier et estimer le modèle. Ce sont les paramètres stoechiométriques et les paramètres cinétiques.

Les paramètres stoechiométriques sont généralement représentés par le taux de conversion de chaque substrat en biomasse ( $Y$ ), ceux-ci ont été largement explicités dans la partie sur la stoechiométrie du modèle, ils seront repris sous cette forme dans la matrice.

Les paramètres cinétiques sont représentés par la quantité d'acide acétique produite par unité de temps et par gramme de matière sèche, la méthodologie pour l'évaluation de cette

cinétique a été décrite dans la partie matériel et méthode expérimentale et les différentes cinétiques obtenues ont été mentionnées dans le chapitre VI. De manière générale, il existe d'autres paramètres cinétiques qui ont déjà été évalués par Henze *et al.*, (1995). En ce qui concerne les lagunes anaérobies et on peut citer entre autres : les constantes d'hydrolyse, les constantes de saturation en acidogénèse ou en méthanogénèse, le taux de croissance spécifique maximum des bactéries acidogènes ou méthanogènes, les constantes d'inhibition des stades acide acétique ou méthanogénèse. Ces paramètres sont présentés dans le tableau VII-11.

Les cinétiques et coefficients stoechiométriques sont obtenus à partir d'expériences à l'échelle pilote ou au laboratoire. Cependant les valeurs obtenues dans ces conditions ne peuvent pas être totalement fiables pour deux raisons majeures :

- La difficulté de configurer l'échelle pilote dans les mêmes conditions qu'en grandeur réelle de sorte à introduire un risque c'est-à-dire un changement de la population de micro-organismes et les conditions selon lesquelles les valeurs seront influencées (les paramètres à déterminer),
- La plupart du temps les expériences et calculs sont basés sur le fait que les coefficients sont constants, or nous savons bien que plusieurs de ces paramètres sont fonction du temps et plusieurs d'entre eux peuvent changer considérablement après une période limite du temps. Ce sont les facteurs tels que la configuration du système, les conditions opératoires, la dynamique des micro-organismes, le degré d'inhibition par les composés toxiques, la composition des eaux usées, la température, le pH ... tous affectent les valeurs des paramètres des processus.

Cela nous conduit à être prudents et à garder une certaine réserve vis-à-vis des valeurs de cinétiques que nous avons obtenus du fait que nous avons utilisé la méthode colorimétrique au lieu de celle par chromatographie, qui semble cependant beaucoup plus fiable.

**Tableau VII-11:** Le taux des constantes des réactions et coefficients stoechiométriques lors des processus anaérobiques, 35°C (Henze *et al.*, 1995)

	symbole	unité	gamme usuelle
Taux de croissance spécifique maximum, bactéries acidogènes	$\mu_{\max,a}$	$j^{-1}$	1-3
Taux de croissance spécifique maximum, bactéries méthanigènes	$\mu_{\max,m}$	$j^{-1}$	0,3-0,5
Taux de conversion constant maximum, bactéries acidogènes	$Y_{\max,a}$	kg DCO biomasse/kg DCO substrat	0,2-0,3
		kg MVS/kg DCO substrat	0,15-0,20
Taux de conversion constant maximum, bactéries méthanigènes	$Y_{\max,m}$	kg DCO biomasse/kg DCO substrat	0,04-0,05
		kg MVS/kg DCO substrat	0,03-0,04
Constante d'hydrolyse, particulaire	$K_h$	$j^{-1}$	0,3-0,7
Constante d'hydrolyse, soluble	$K_h$	$j^{-1}$	2-20
		(kg DCO particulaire /kg DCO biomasse). $j^{-1}$	0,3-0,7
Constante de saturation d'hydrolyse	$K_x$	kg DCO particulaire /kg DCO biomasse	0,02-0,05
Constante de saturation, acidogène	$K_{S,a}$	kg DCO substrat/m <sup>3</sup>	0,03-0,15
Constante de saturation méthanogène	$K_{S,m}$	kg DCO substrat/m <sup>3</sup>	0,03-0,10
Constante d'inhibition, des stades acide acétique, méthanogène	$K_I$	kg DCO substrat/m <sup>3</sup>	0,2-0,8

### VII-5-2 Processus physiques et biochimiques considérés dans le modèle (selon notre étude)

- Prise en compte de la décantation des suspensions flocculantes (MES),
- Prise en compte du transfert des constituants solubles dans la phase de transition à savoir :
  - Le passage des constituants de la phase liquide à la phase solide (sédiment) et vice versa.
- Prise en compte de la digestion anaérobie :
  - Réaction dans la phase liquide (hydrolyse et acidogénèse)
  - Réaction dans la phase solide (sédiment) (l'acidogénèse se poursuit et la méthanogénèse s'installe).
- Enfin la prise en compte de l'accumulation des boues (présence de la phase inerte due à la lyse des bactéries).

### VII-5-3 Mise en équation des différents processus physiques et biochimiques

#### a) La décantation des suspensions flocculantes (MES)

Selon le modèle de Tay (1982) décrit dans la partie «matériel et méthodes expérimentales» nous pouvons écrire l'expression suivante ( $X$  étant la notation de tout ce qui est particulaire dans le modèle) :

$$(X_0 - X) / X_0 = \theta / (t_{50} + \theta)$$

$$\text{Donc } (X_0 - X) = X_0 * \theta / (t_{50} + \theta)$$

On pose  $\theta / (t_{50} + \theta) = f_d$  une fonction exprimant le rendement de la décantation.

$$\text{Par conséquent, } (X_0 - X) = X_0 * f_d$$

Avec :

$X_0$  : concentration initiale en MES de l'influent (mg/l)

$X$  : concentration mesurée en MES à un temps donné  $\theta$  (mg/l)

$X_0 - X$  : fraction particulaire qui a décantée

$\theta$  : temps de décantation en minute (mn)

$t_{50}$  : temps en minutes pour lequel on a 50 % d'élimination (50% MES décantent)

#### Remarque :

La décantation, qui est un flux de matière particulaire depuis le compartiment phase liquide vers le compartiment phase solide « sédiment » sera traitée comme un flux d'entrée dans le réacteur. Par conséquent elle ne sera pas explicitée dans la matrice de Petersen.

La décantation est une fonction importante en matière de prétraitement concernant le lagunage anaérobie. En effet l'élimination des matières en suspension (MES) dans le bassin se fait par sédimentation et détermine une des performances des systèmes de lagunage anaérobie. Ici la décantation est représentée par une fonction ( $f_d$ ) qui exprime le rendement de la décantation comme nous l'avons mentionné ci-dessus.

#### b) Le transfert des constituants solubles

Lors de ce transfert nous assistons à un échange de la DCO soluble de la phase liquide à la phase des sédiments et vice versa.

De manière générale la DCO soluble dans la phase liquide est plus élevée que celle dans la phase des sédiments, cela permet de dire que l'activité acidogénèse est plus élevée que celle de la méthanogénèse.

Il est possible d'établir les échanges en terme de flux de diffusion mais cela nécessiterait un coefficient de diffusion qui est difficile à calculer. Par conséquent pour faciliter les calculs, nous allons fonctionner en adoptant des débits d'échange.

L'échange de la DCO soluble est donné par l'expression suivante :

$$E_{DCO,S} = q(S_{DCO,1} - S_{DCO,2})$$

Avec:

$S_{DCO,1}$  : concentration de la DCO soluble dans la phase liquide (mg DCO/l),

$S_{DCO,2}$  : concentration de la DCO soluble dans la phase des sédiments,

$E_{DCO,S}$  : échange de la DCO soluble,  $q$  étant le débit de transit ( $m^3/j$ ).

De même le flux d'AGV libérés dans les sédiments et qui diffusent vers la phase liquide sera également traité comme un flux (débit) d'échange entre les réacteurs.

**Remarque :**

Les parties (a) et (b) ci-dessus sont précisément des entrées-sorties de composés dans le compartiment phase liquide, de ce fait ils ne seront pas considérés dans la matrice de Petersen, qui justement ne prend pas en charge les entrées-sorties, mais uniquement les processus biologiques et physicochimiques. En revanche ils interviendront dans la réalisation du bilan de matière.

**c) La digestion anaérobie**

- **Réactions dans la phase liquide (Henze *et al.* 1995)**

- **L'hydrolyse**

C'est la transformation de la DCO particulaire en DCO soluble selon une cinétique du premier ordre, cette réaction est plus enzymatique que biologique. Les expressions de la cinétique de l'hydrolyse sont :

Cinétique d'hydrolyse des formes particulières :  $r_{h,XS} = K_h * X_S$

Cinétique d'hydrolyse des formes solubles :  $r_{h,SS} = K_h * S_S$

Cinétique de l'hydrolyse (forme particulaire et soluble) :  $r_h = K_h (X_S + S_S)$

Avec :

$r_h$ : cinétique de l'hydrolyse

$r_{h,XS}$  : cinétique de l'hydrolyse de la forme particulaire

$r_{h,SS}$  : cinétique de l'hydrolyse de la forme soluble

$K_h$  : constante d'hydrolyse

$S_S$  : substrat soluble

$X_S$  : substrat particulaire

$X$  : composant particulaire

$S$  : composant soluble

- **L'acidogenèse**

Au cours de cette phase nous avons la consommation de la DCO soluble par les bactéries acidogènes pour former les différents acides gras volatils.

L'expression de la cinétique est la suivante :

$$r_{ac} = (\mu_{max,ac} / Y_{max,ac}) * (S_{DCO} / (S_{DCO} + K_{S,ac})) * X_{ac}$$

Avec:

$r_{ac}$ : cinétique de l'acidogenèse

$Y_{max,ac}$ : taux de conversion maximum du substrat en biomasse pour l'acidogenèse (compris entre 0,2 – 0,3 kg DCO biomasse/kg DCO substrat)

$X_{ac}$ : biomasse acétoclaste

$K_{S,ac}$ : constante de saturation

$S_{DCO}$ : DCO soluble ou le substrat sous la forme de petites molécules dissoutes de matière organique

$\mu_{max,ac}$ : taux de croissance maximum

- **Réactions dans la phase des sédiments**

- **La méthanogénèse**

C'est la transformation des acétates et hydrogène en méthane par le biais des bactéries productrices de méthane (bactéries méthanogènes).

$$r_m = (\mu_{max,m}/Y_{max,m}) * (S / S + K_{S,m}) * X_m$$

Avec:

$r_m$ : cinétique de la méthanogénèse

$\mu_{max,m}$ : taux de croissance maximum pour la méthanogénèse

$Y_{max,m}$ : taux de conversion maximum du substrat en biomasse pour la méthanogénèse (compris entre 0,04 – 0,05 kg DCO biomasse/kg DCO substrat)

$S$ : concentration de l'acide acétique

$K_{S,m}$ : constante de saturation

$X_m$ : biomasse productrice de méthane regroupant la somme des bactéries  $X_{ac}$  : bactéries acétoclaste et  $X_{h2}$  : bactéries hydrogénophiles

- **Dégradation de la biomasse**

Au cours du déroulement des réactions en digestion anaérobie, on assiste à la lyse de certaines bactéries. Au cours de cette lyse, nous avons une partie de la biomasse qui reste sous forme particulaire et l'autre partie devient soluble au fil du temps et sert à alimenter la population bactérienne qui a survécu.

Les cinétiques respectives de la dégradation de la biomasse acidogène et méthanogène sont données par les expressions suivantes :

$$r_{dég,ac} = K_{dég,ac} \cdot X_{ac}$$

$$r_{dég,h2} = K_{dég,h2} \cdot X_{h2}$$

Avec :

$r_{dég,ac}$  : cinétique de la dégradation des bactéries acidogènes

$r_{dég,h2}$  : cinétique de la dégradation des bactéries hydrogénophiles

$K_{dég,ac}$  : constante de dégradation des bactéries acidogènes

$K_{dég,h2}$  : constante de dégradation des bactéries hydrogénophiles

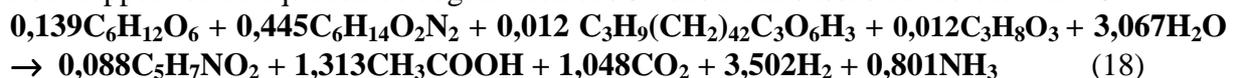
$X_{ac}$  : bactéries acétoclaste

$X_{h2}$  : bactéries hydrogénophiles

Etant bien entendu que la combinaison de l'hydrogène et le gaz carbonique donne naissance au méthane, aussi la décomposition de l'acétate donne également le méthane.

#### **VII-5-4 Mise en place de la matrice simplifiée (avec le substrat combiné)**

Pour rappel voici l'équation de dégradation des 3 constituants issus du tableau VII-10



Finalement c'est  $C_{4,11}H_{9,08}O_{1,79}N_{0,89}$  qui va représenter nos trois constituants, ainsi en remplaçant ce substrat dans l'équation globale nous avons :

**Equation globale équilibrée:**



L'équation (19) est aussi issue du tableau VII-10 à la seule différence que les 3 constituants ont été remplacés par le substrat combiné. C'est cette équation (19) qui va servir à réaliser notre matrice simplifiée.

- **Recherche du taux de conversion  $Y_{CS}$  du substrat combiné:**

$Y_{CS}$  = nombre mole biomasse \*PM\*iDCO /PM (substrat combiné)\*iDCO

PM (C<sub>4,11</sub> H<sub>9,08</sub>O<sub>1,79</sub>N<sub>0,89</sub>) = 99,5 g/mol

DCO (C<sub>4,11</sub> H<sub>9,08</sub>O<sub>1,79</sub>N<sub>0,89</sub>) = 154,16

iDCO(C<sub>4,11</sub> H<sub>9,08</sub>O<sub>1,79</sub>N<sub>0,89</sub>) = 154,16/99,5 = 1,55

$Y_{CS} = 0,088 * 113 * 1,42 / 99,5 * 1,55 = 0,091$

**$Y_{CS} = 0,091$  gDCO/g DCO substrat combiné**

Ce qui veut dire que nous avons 0,091 gDCO biomasse pour 1g de DCO du substrat combiné.

- **Recherche des coefficients stoechiométriques intervenant dans la matrice de Petersen simplifiée (A, B) :**

- **Pour la formation d'acétate (A) :**

$(1 - Y_{CS}) * A = (1 - 0,091) * A = 1,313$  HAc pour une mole du substrat combiné

Soit  $0,909 * A = 1,313$  HAc

Pour 1g de DCO substrat combiné on aura :

$0,909 * A = (1,313 * 60 * 1,07) / (99,5 * 1,55) = 84,29 / 149,25 = 0,564$

$A = 0,564 / 0,909 = 0,621$

**A = 0,621**

- **Pour l'hydrogène (B) :**

$(1 - Y_{CS}) * B = (1 - 0,091) * B = 3,502$  H<sub>2</sub> pour une mole du substrat combiné

Soit  $0,909 * B = 3,502$  H<sub>2</sub>

Pour 1g de DCO substrat combiné on aura :

$0,909 * B = (3,502 * 8 * 2) / (99,5 * 1,55) = 56,032 / 149,25 = 0,375$

$B = 0,375 / 0,909 = 0,412$

**B = 0,412**

- **Pour l'azote inorganique :**

Selon l'équation (19) nous avons 0,801 NH<sub>3</sub> pour une mole du substrat combiné, ce qui revient à 0,801 mole d'azote produit pour le substrat combiné ( $N_{CS} = 0,801$  mole), ici on n'exprime pas en DCO mais plutôt en mole car la DCO de NH<sub>3</sub> est nulle.

- **Pour l'azote organique**

Ici l'azote organique représente l'azote contenu dans la biomasse ( $N_{bac}$  : azote issue des bactéries (biomasse)).

Pour 1g de DCO substrat combiné on aura :

$0,088 * 14 / 99,5 * 1,55 = 0,0079$  g N/g DCO substrat

Donc le coefficient stoechiométrique pour l'azote organique vaut 0,0079 g N/g DCO substrat.

- **Pour le carbone inorganique :**

Selon l'équation (19) nous avons 1,048CO<sub>2</sub> pour une mole du substrat combiné, ce qui revient à 1,048 mole de carbone produit pour le substrat combiné ( $C_{CS} = 1,048$  mole), ici on n'exprime pas en DCO mais plutôt en mole car la DCO de CO<sub>2</sub> est nulle.

○ **Pour le carbone organique**

Ici le carbone organique est celui incorporé dans la biomasse.

Pour 1g de DCO substrat combiné on aura :

$$(0,088*5)*12/99,5*1,55 = 0,034 \text{ g C/g DCO substrat}$$

Donc le coefficient stoechiométrique pour le carbone organique vaut 0,034 g C/g DCO substrat.

**Remarque :** l'équation de dégradation du substrat combiné a été calculée sur la base des pourcentages en poids que nous nous sommes fixés pour les 3 constituants. Par conséquent si d'autres études similaires proposaient des pourcentages en poids différents des nôtres alors il faudrait refaire le calcul pour avoir les différents nombres de moles correspondant en suivant la logique que nous nous sommes fixée. Toujours est il que les équations de dégradation pour les 3 constituants (voir tableau VII-10) sans la prise en compte des différents pourcentages sera à ce moment la base dans laquelle seront intégrés ou insérés ces nouveaux pourcentages en poids considérés ramené en nombre de moles.

### VII-5-6 Notation de la matrice de Petersen simplifiée

La matrice de Petersen, simplifiée, des composants solubles et particulaires (tableaux VII-12 et 13) que nous avons établi dans le cadre de notre étude prend en compte à la fois la partie particulaire et soluble des composants du modèle.

Les composants (i) solubles dans le modèle sont illustrés dans la partie supérieure et inférieure du tableau (VII-12) et listés de 1 à 6 pour les composants solubles et dans le tableau (VII-13) pour les composants particulaires de 7 à 11. Tous les constituants organiques (particulaires et solubles) sont exprimés en terme de DCO (Demande Chimique en Oxygène). Comme le montre la matrice, exception faite pour le carbone et l'azote inorganique qui sont exprimés en nombre de mole car la DCO de leur constituants originaires gaz carbonique et ammoniac est supposée nulle. Les matières organiques solubles et particulaires sont représentées par les lettres S et X respectivement.

Les composants  $S_{CS}$  pour  $i = 1^{\text{ère}}$  colonne dans notre matrice, représentent les constituants solubles à savoir le glucose, la lysine, le glycérol et l'acide palmitique (appartenant respectivement au groupe d'hydrate de carbone, protéine et lipide) regroupé sous forme de substrat combiné noté  $S_{CS}$ .

Pour la colonne  $i = 2$ , nous avons le résultat de la transformation de ces substrats solubles par la biomasse en présence. Le produit est représenté par les acides gras volatils globalisés sous la forme d'acide acétique, noté  $S_{ac}$ .

Concernant  $i = 3^{\text{ème}}$  colonne, on constate la présence d'hydrogène soluble  $S_{H_2}$ , celui-ci va entrer en association avec le gaz carbonique pour donner le méthane qui est représenté à la colonne 4, noté par le symbole  $S_{CH_4}$ . Le méthane représentant l'aboutissement de la digestion anaérobie.

Les colonnes  $i = 5$  et  $6$  sont représentées respectivement par le carbone  $S_{IC}$  et l'azote inorganique  $S_{IN}$  solubles.

La colonne  $i = 7$  est représenté par les composés particulaires issus du substrat combiné et les colonnes 8 à 10, sont représentées respectivement par la biomasse issue de la dégradation du substrat combiné ( $X_{CD}$ ), la biomasse acétoclaste ( $X_{ac}$ ) et la biomasse hydrogénéophile ( $X_{H_2}$ ). Ces biomasses interviennent dans les principaux processus biologiques de la digestion anaérobie.

Enfin la dernière colonne 11 représente les particules inertes ( $X_{11}$ ) qui ont été ajoutées dans la matrice pour information mais interviennent aussi au niveau de la décantation.

Les processus (j) intervenant dans la matrice du modèle sont listés dans les premières colonnes du côté gauche de la matrice. Selon notre modèle 4 principaux processus sont pris en compte à savoir : l'hydrolyse, l'acidogénèse, la méthanogénèse et la dégradation de la biomasse. Les processus (j) sont listés à travers les lignes de  $j = 1$  à  $j = 7$ . Les processus demeurent les mêmes aussi bien pour les composants solubles que pour les composants particuliers dans les deux tableaux de matrice.

Dans le modèle ADM1, la désagrégation (désintégration) a été considérée car ils partent d'un substrat (eau usée et boues) qui se désagrège pour donner une fraction d'hydrate de carbone, de protéine, de lipide, une fraction soluble inerte et une fraction particulière inerte.

Étant donné que nous partons dans notre modèle d'un substrat combiné issu des fractions des trois constituants principaux (glucose, protéine, lipide), de ce fait on suppose que notre substrat combiné ne pourra plus (ou ne doit pas) subir de désintégration auquel cas on retomberait sur les trois constituants et on rejoindrait le modèle ADM1 alors que notre objectif était de le simplifier. Cependant notre substrat combiné regroupant les trois constituants va subir directement l'étape d'hydrolyse qui va se poursuivre jusqu'à la méthanogénèse.

De ce fait étant donné que nous n'avons pas considéré l'étape de désagrégation alors il va de soit que les fractions solubles inertes et particulières inertes soient ignorées dans nos matrices car elles interviennent au niveau de la décantation.

La première ligne présente l'hydrolyse du substrat combiné (la forme particulière) caractérisé par le coefficient (-1) qui concerne l'hydrolyse de la forme particulière des substrats, qui engendre par conséquent la production de substrat combiné soluble sous leur forme DCO soluble caractérisée par un coefficient (+1) raison pour laquelle l'hydrolyse ici est exprimée par  $K_{h,cs} * X_{CD}$  ( $X_{CD}$  représente la biomasse « dégradant » le substrat combiné) jusqu'au stade acétate. Ici le (-1) ne représente pas une consommation mais plutôt une transformation de la forme particulière des substrats par le biais des réactions enzymatiques.

Les lignes  $j = 2$  à  $j = 4$  sont représentées par les processus d'acidogénèse qui impliquent une consommation de la DCO soluble par la biomasse présente, par conséquent une production d'acides gras volatils sous la forme acide acétique. La consommation du substrat combiné soluble est matérialisé par (-1) et cela engendre la formation d'acide acétique soluble  $((1 - Y_{cs}) * A)$  et aussi l'hydrogène  $((1 - Y_{cs}) * B)$ . Nous avons également  $Y_{cs}$  pour la forme particulière qui représente ici une production. La décomposition de l'acétate, l'association de l'hydrogène avec le gaz carbonique sous l'action des biomasses va engendrer une consommation de l'acétate (-1) et l'hydrogène (-1) pour la formation de méthane soluble représenté par  $(1 - Y_{ac})$  et  $(1 - Y_{h_2})$  respectivement, au profit de la croissance de la biomasse. Les formes particulières intervenant ici sont matérialisées par  $Y_{ac}$  et  $Y_{h_2}$  pour les biomasses acidogènes et hydrogénéophiles respectivement. Les différents coefficients stoechiométriques et les taux de conversion sont mentionnés dans la matrice.

Enfin de la 5<sup>ème</sup> à la 7<sup>ème</sup> ligne nous avons essentiellement les composants particuliers (les biomasses), marqués par la décroissance de la biomasse du substrat combiné, de la biomasse acidogène et hydrogénéophile. Nous pensons qu'après la dégradation anaérobie de la biomasse, une partie se décompose et reste sous forme particulière (+1) et l'autre partie a la possibilité avec le temps de se transformer en matière soluble (DCO soluble) consommable après lyse (-1). En d'autres termes, la consommation de la biomasse est représentée par (-1) et la production ou formation de biomasse à partir du substrat combiné est représenté par (+1).

Dans nos matrices les paramètres stoechiométriques et cinétiques sont représentés dans la partie basse des tableaux à gauche et à droite respectivement.

Les expressions de la cinétique pour chaque processus sont données dans la dernière colonne de la partie droite du tableau.

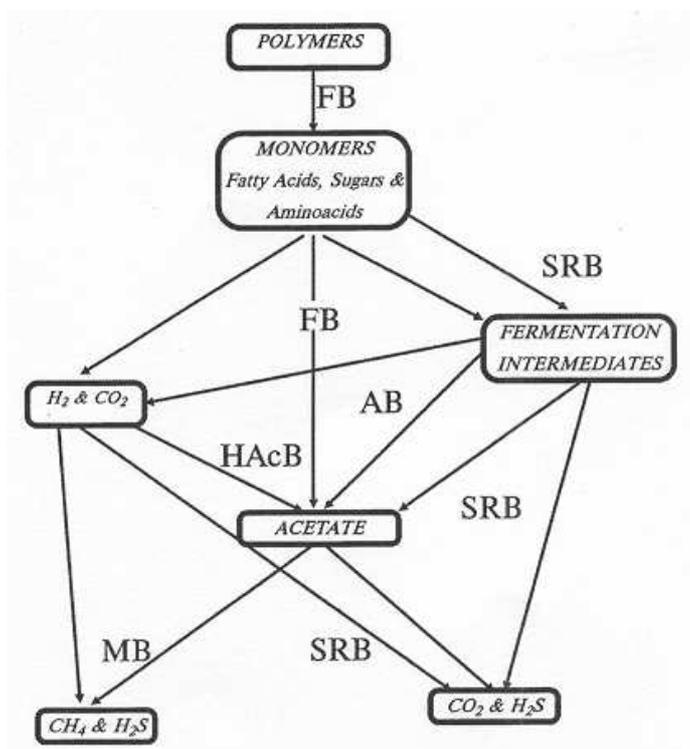
Enfin l'expression des réactions pour le bilan des matières est donnée par :

$$r_i = \sum_j (V_{ij}) \cdot (\rho_j)$$

Le contenu de ces expressions sera explicité dans un autre tableau.

**Remarque :**

Signalons que nous avons fait le choix de ne pas inclure le H<sub>2</sub>S comme facteur d'inhibition dans notre matrice. Nous avons considéré uniquement l'inhibition liée au pH. Tout en sachant que la sulfato- réduction demeure une phase inhibitrice pour la méthanogénèse. En effet les bactéries sulfato- réductrices (SRB) entrent en compétition avec celles de la méthanogénèse pour la consommation d'acétate et réduisent de ce fait le rendement de la production de méthane (figure VII-5 in Sergey *et al.* 1998). Ce facteur d'inhibition qui pour l'heure n'est pas beaucoup explicité, pourrait être ultérieurement intégré au modèle.



AB : bactéries acétogènes, FB : bactéries fermentatives, SRB : bactéries sulfato- réductrices, HAcB : bactéries acidogènes, MB : bactéries méthanogènes

**Figure VII-5 :** Le chemin de la compétition entre les bactéries acétogènes, méthanogènes et sulfato-réductrices durant la digestion anaérobie des matières organiques, (Sergey *et al.* 1998)

**Les tableaux VII-12 et 13 qui suivent représentent la matrice simplifiée, la forme soluble et la forme particulière respectivement.**

	Composants i →	1	2	3	4	5	6	Cinétiques (KgDCO/m <sup>3</sup> /j)
j ↓	Processus	S <sub>CS</sub>	S <sub>ac.</sub>	S <sub>h2</sub>	S <sub>ch4</sub>	S <sub>IC</sub>	S <sub>IN</sub>	ρ <sub>i</sub>
1	Hydrolyse substrat combiné	1						K <sub>h, CS</sub> * X <sub>CD</sub>
2	Consommation substrat combiné soluble	-1	(1 - Y <sub>CS</sub> ).A	(1 - Y <sub>CS</sub> ).B		$-\sum_{i=1-5,7-11} C_i V_{i,2}$	N <sub>CS</sub> - (Y <sub>CS</sub> ).N <sub>bac</sub>	K <sub>m, ac</sub> * (S <sub>CS</sub> / K <sub>S,ac</sub> + S <sub>CS</sub> ) * X <sub>CD</sub>
3	Consommation acétate		-1		(1 - Y <sub>ac</sub> )	$-\sum_{i=1-5,7-11} C_i V_{i,3}$	-(Y <sub>ac</sub> ).N <sub>bac</sub>	K <sub>m, ac</sub> * (S <sub>ac</sub> / K <sub>S,ac</sub> + S <sub>ac</sub> ) * X <sub>ac</sub> * I
4	Consommation d'hydrogène			-1	(1 - Y <sub>h2</sub> )	$-\sum_{i=1-5,7-11} C_i V_{i,4}$	-(Y <sub>h2</sub> ).N <sub>bac</sub>	K <sub>m, m</sub> * (S <sub>h2</sub> / K <sub>S,m</sub> + S <sub>h2</sub> ) * X <sub>h2</sub> * I
5	Décroissance biomasse substrat combiné							K <sub>dég, CS</sub> * X <sub>CD</sub>
6	Décroissance biomasse acétoclaste							K <sub>dég,ac</sub> * X <sub>ac</sub>
7	Décroissance biomasse hydrogenophile							K <sub>dég,h2</sub> * X <sub>h2</sub>
	<b>Bilan des réactions</b> r <sub>i</sub> = ∑ <sub>j</sub> (V <sub>ij</sub> ). (ρ <sub>j</sub> )							
	<b>Coefficients stoechiométriques</b> A = 0,621 B = 0,412 N <sub>CS</sub> = 0,801 mole C <sub>CS</sub> = 1,048 mole <b>Taux de conversion</b> (gDCO biomasse/gDCO substrat) Y <sub>CS</sub> = 0,091 Y <sub>ac</sub> = 0,07 Y <sub>h2</sub> = 0,025	Substrat combiné (KgDCO/m <sup>3</sup> )	Acide acétique total (KgDCO/m <sup>3</sup> )	Hydrogène gaz (KgDCO/m <sup>3</sup> )	Méthane gaz (KgDCO/m <sup>3</sup> )	Carbone inorganique (KmolC/m <sup>3</sup> )	Azote inorganique (KmolN/m <sup>3</sup> )	Paramètres cinétiques K <sub>m,m(ac)</sub> = μ <sub>max,m(ac)</sub> / Y <sub>max,m(ac)</sub> K <sub>h</sub> μ <sub>max,ac</sub> μ <sub>max,m</sub> K <sub>S,ac</sub> K <sub>S,m</sub> K <sub>dég,ac</sub> K <sub>dég,m</sub> K <sub>dég,h2</sub> K <sub>dég, CS</sub> Inhibition

	Composants i →	7	8	9	10	11	Cinétiques (KgDCO/m <sup>3</sup> /j)
j ↓	Processus	X <sub>CS</sub>	X <sub>CD</sub>	X <sub>ac</sub>	X <sub>h2</sub>	X <sub>I</sub>	ρ <sub>j</sub>
1	Hydrolyse substrat combiné	-1					K <sub>h,CS</sub> * X <sub>CD</sub>
2	Consommation substrat combiné soluble		Y <sub>CS</sub>				K <sub>m,ac</sub> * (S <sub>CS</sub> / K <sub>S,ac</sub> + S <sub>CS</sub> ) * X <sub>CD</sub>
3	Consommation acétate			Y <sub>ac</sub>			K <sub>m,ac</sub> * (S <sub>ac</sub> / K <sub>S,ac</sub> + S <sub>ac</sub> ) * X <sub>ac</sub> * I
4	Consommation d'hydrogène				Y <sub>h2</sub>		K <sub>m,m</sub> * (S <sub>h2</sub> / K <sub>S,m</sub> + S <sub>h2</sub> ) * X <sub>h2</sub> * I
5	Décroissance biomasse substrat combiné (X <sub>CD</sub> )	1	-1				K <sub>dég,CS</sub> * X <sub>CD</sub>
6	Décroissance biomasse acétoclaste (X <sub>ac</sub> )	1		-1			K <sub>dég,ac</sub> * X <sub>ac</sub>
7	Décroissance biomasse hydrogénophile (X <sub>h2</sub> )	1			-1		K <sub>dég,h2</sub> * X <sub>h2</sub>
	<b>Bilan des réactions</b> $r_i = \sum_j (V_{ij}) \cdot (\rho_j)$						
	<b>Taux de conversion</b> (gDCO biomasse/gDCO substrat) Y <sub>CS</sub> = 0,091 Y <sub>ac</sub> = 0,07 Y <sub>h2</sub> = 0,025	Complexe particulaire du substrat combiné (KgDCO/m <sup>3</sup> )	Biomasse dégradant une partie du Substrat combiné (KgDCO/m <sup>3</sup> )	Biomasse dégradant une partie de l'Acide acétique total (KgDCO/m <sup>3</sup> )	Biomasse dégradant une partie de l'Hydrogène (KgDCO/m <sup>3</sup> )	Particules Inertes (KgDCO/m <sup>3</sup> )	Paramètres cinétiques K <sub>m,m(ac)</sub> = μ <sub>max,m(ac)</sub> / Y <sub>max,m(ac)</sub> K <sub>h</sub> μ <sub>max,ac</sub> μ <sub>max,m</sub> K <sub>S,ac</sub> K <sub>S,m</sub> K <sub>dég,ac</sub> K <sub>dég,m</sub> K <sub>dég,h2</sub> K <sub>dég,cs</sub> Inhibition (I)

### VII-5-7 Equation de conservation

L'équation basique de l'équilibre des masses (ou bilan de matière) au sein d'un système quelconque défini peut prendre la forme suivante :

$$\text{Entrée} - \text{Sortie} + \text{Réaction} = \text{Accumulation}$$

Les termes entrée et sortie sont définis comme des termes de transport et dépendent des caractères physiques du système qui sera modélisé.

#### A) les réactions dans le modèle

Le terme Réaction dans le système est noté  $r_i$ , il est obtenu en faisant la somme des produits des coefficients stoechiométriques ( $V_{ij}$ ) par l'expression de la cinétique processus ( $\rho_j$ ) pour le composant  $i$  qui est considéré dans le bilan de masse.

**Tableau VII-14 :** Tableau récapitulatif des expressions des réactions intervenant dans le modèle (**fraction soluble**)

Processus	Expression des Réactions ( $r_i = \sum_j (V_{ij}) \cdot (\rho_j)$ )
<b>Hydrolyse + consommation du substrat combiné soluble</b>	
	$r_{S_{CS}} = (K_{h, CS} * X_{CD}) - (K_{m, CS} * (S_{CS} / K_{S,ac} + S_{CS}) * X_{CS})$
	$r_{S_{ac}} = (1 - Y_{CS}) \cdot A * (K_{m, CS} * (S_{CS} / K_{S,ac} + S_{CS}) * X_{CS})$
	$r_{S_{h2}} = (1 - Y_{CS}) \cdot B * (K_{m, CS} * (S_{CS} / K_{S,ac} + S_{CS}) * X_{CS})$
	$r_{S_{IC}} = -\sum_{i=1-5,7-12} C_i V_{i,3} * (K_{m, CS} * (S_{CS} / K_{S,ac} + S_{CS}) * X_{CS})$
	$r_{S_{IN}} = N_{CS} - (Y_{CS}) \cdot N_{bac} * (K_{m, CS} * (S_{CS} / K_{S,ac} + S_{CS}) * X_{CS})$
<b>Consommation d'acétate</b>	
	$r_{S_{ac}} = (-1) * (K_{m, ac} * (S_{ac} / K_{S,ac} + S_{ac}) * X_{ac} * I)$
	$r_{S_{ch4}} = (1 - Y_{ac}) * (K_{m, ac} * (S_{ac} / K_{S,ac} + S_{ac}) * X_{ac} * I)$
	$r_{S_{IC}} = -\sum_{i=1-5,7-12} C_i V_{i,4} * (K_{m, ac} * (S_{ac} / K_{S,ac} + S_{ac}) * X_{ac} * I)$
	$r_{S_{IN}} = -(Y_{ac}) \cdot N_{bac} * (K_{m, ac} * (S_{ac} / K_{S,ac} + S_{ac}) * X_{ac} * I)$
<b>Consommation d'hydrogène</b>	
	$r_{S_{h2}} = (-1) * (K_{m, h2} * (S_{h2} / K_{S,m} + S_{h2}) * X_{h2} * I)$
	$r_{S_{ch4}} = (1 - Y_{h2}) * (K_{m, h2} * (S_{h2} / K_{S,m} + S_{h2}) * X_{h2} * I)$
	$r_{S_{IC}} = -\sum_{i=1-5,7-12} C_i V_{i,5} * (K_{m, h2} * (S_{h2} / K_{S,m} + S_{h2}) * X_{h2} * I)$
	$r_{S_{IN}} = (-Y_{h2}) \cdot N_{bac} * (K_{m, h2} * (S_{h2} / K_{S,m} + S_{h2}) * X_{h2} * I)$

**Tableau VII-15 :** Tableau récapitulatif des expressions des réactions intervenant dans le modèle (**fraction particulaire**)

Processus	Expressions des Réactions ( $r_i = \sum_j (V_{ij}) \cdot (\rho_j)$ )
<b>Hydrolyse + consommation du substrat combiné soluble</b>	
	$r_{X_{CS}} = -(K_{h, CS} \cdot X_{CD}) + Y_{CS} \cdot (K_{m, CS} \cdot (S_{CS} / K_{S,ac} + S_{CS}) \cdot X_{CS})$
<b>Consommation d'acétate</b>	
	$r_{X_{ac}} = Y_{ac} \cdot (K_{m, ac} \cdot (S_{ac} / K_{S,ac} + S_{ac}) \cdot X_{ac} \cdot I)$
<b>Consommation d'hydrogène</b>	
	$r_{X_{h2}} = Y_{h2} \cdot (K_{m, h2} \cdot (S_{h2} / K_{S,m} + S_{h2}) \cdot X_{h2} \cdot I)$
<b>Dégradation de la biomasse</b>	
	$r_{X_c} = K_{dég, CS} \cdot X_{CS} + K_{dég, ac} \cdot X_{ac} + K_{dég, h2} \cdot X_{h2}$
	$r_{X_{CS}} = -K_{dég, CS} \cdot X_{CS}$
	$r_{X_{ac}} = -K_{dég, ac} \cdot X_{ac}$
	$r_{X_{h2}} = -K_{dég, h2} \cdot X_{h2}$

Après avoir défini les différentes réactions intervenant dans le modèle, nous allons donner un exemple de bilan de matières dans la phase liquide concernant la DCO particulaire.

### B) Bilan de matière de la DCO particulaire dans la phase liquide

Dans ce bilan nous considérons le flux de matière particulaire qui rentre dans le compartiment phase liquide, ainsi que celui qui part de cette phase c'est-à-dire la fraction particulaire qui aura décanté, nous tenons compte aussi du transfert de matière particulaire existant entre la phase liquide et les sédiments probablement dû à la resuspension et enfin des réactions d'hydrolyse qui s'y déroulent. L'hydrolyse concerne la forme particulaire des substrats subissant des réactions enzymatiques pour engendrer des formes solubles de substrats facilement assimilables, raison pour laquelle la cinétique de l'hydrolyse est représentée par la fraction  $X_{substrat}$ . Dans les équations qui suivent,  $V_1$  est le volume d'eau de la phase liquide, «  $Q$  » est le débit à l'entrée et sortie du système et «  $q$  » est le débit de transit entre les deux compartiments (liquide et sédiment).

Le bilan de la DCO particulaire dans la phase liquide prend la forme :

Accumulation = entrée – sortie + transfert entre la phase liquide et sédiment + la somme des réactions d'hydrolyse + croissance biomasse acidogène

Cette forme est explicitée comme suit :

$$V_1 \cdot d(\text{DCO})_{\text{liquide}}/dt = Q \cdot (\text{DCO})_{\text{entrée}} - Q \cdot (\text{DCO})_{\text{sortie}} + q(\text{DCO}, \text{sédiment} - \text{DCO}, \text{liquide}) + V_1 \cdot [-K_{h, CS} \cdot X_{CS} + [K_{m, ac} \cdot (S_{ac} / K_{S,ac} + S_{ac}) \cdot X_{ac} \cdot I]]$$

L'expression finale du Bilan de Matières de la DCO particulaire dans la phase liquide est donnée par :

$$d(\text{DCO})_{\text{liquide}}/dt = [Q/V1].[(\text{DCO})_{\text{entrée}}] - [Q/V1].[(\text{DCO})_{\text{sortie}}] + q[(\text{DCO, sédiment} - \text{DCO, liquide})/V1] - K_{h, CS} * X_{CS} + [K_{m, ac} * (S_{ac} / (K_{S,ac} + S_{ac})) * X_{ac} * I]$$

### Conclusion partielle

Nous avons donc présenté le modèle de lagunage anaérobie que nous proposons. Nous pouvons le comparer au modèle ADM1 (tableau VII.1 et VII.2) en ce qui concerne les processus biologiques, notre modèle comporte 7 processus au lieu de 19 dans le modèle précédent.

La distinction est encore plus nette en ce qui concerne le nombre de composants des modèles 11 dans notre cas au lieu de 24. On voit donc que l'on a simplifié assez considérablement le modèle ADM1, pour le rendre plus accessible au contexte de l'assainissement par technologies extensives. Cela a demandé du temps pour redéfinir les coefficients stoechiométriques de l'acétogénèse directement, ce qui facilitera les analyses à faire car peu de laboratoire dans les pays du sud dispose de techniques de dosages des nombreux composés intermédiaires.

Déjà pour l'acétate cela nous a posé problème et nous avons montré que la technique par chromatographie en phase gazeuse donne des résultats assez différents mais plus précis que la technique colorimétrique. Pour les pays du Sud il faudrait aussi tester la méthode titrimétrique, probablement plus facile à mettre en œuvre.

On notera que dans le modèle la biomasse qui meure contribue à augmenter la concentration en substrat combiné particulaire. Or la composition de cette dernière ne correspond pas nécessairement à celle de celui-ci.

Un processus supplémentaire pourrait être ajouté, et cela pourra se faire, si nécessaire, mais nous n'avons pas jugé utile de le mettre dans un premier temps. En effet la composition pondérale (biomole) habituellement adoptée pour la biomasse bactérienne est  $C_5H_7NO_2$ , or la biomole à laquelle nous avons abouti pour le substrat combiné est  $C_{4,11}H_{9,08}O_{1,79}N_{0,89}$ , finalement assez proche. L'erreur commise sur les bilans sera donc faible, et peut être corrigée. Bien entendu les cinétiques de décomposition du substrat et de la biomasse sont différentes, mais elles devront de toute manière être ajustées, pour tenir compte des modifications que nous avons apportées au modèle. On devra donc être attentif à mesurer des cinétiques dans des conditions qui seront suffisamment proches de celles de la lagune étudiée. Si cela pose problème on peut toujours ajouter un processus supplémentaire dans le modèle, pour décrire l'acétogénèse de la biomasse bactérienne.

Après avoir établi toute la méthodologie de notre modèle, à savoir la cinétique, la stoechiométrie, la matrice de Petersen simplifiée, nous allons aborder la phase de simulation proprement dite par le biais du logiciel WEST. Les résultats des simulations sont montrés ci-dessous.

## VII-6 RESULTATS DES SIMULATIONS SUR WEST

### VII-6-1 Présentation du logiciel de simulation des stations d'épuration (WEST)

WEST: WORLDWIDE ENGINE FOR SIMULATION, TRAINING AND AUTOMATION

WEST® est un logiciel puissant (complet), facile à employer pour la modélisation et la simulation dynamique des différents processus. Avec WEST®, on peut utiliser des modèles existants et/ou nos propres modèles pour le projet et son optimisation. Par conséquent, ce type d'outil se traduit par une meilleure compréhension des processus (au niveau de son système et de son installation), une efficacité maximale, une réduction des coûts tout en diminuant la pollution, ce qui finalement permet d'atteindre un meilleur respect de l'environnement.

### VII-6-2 Résultats des simulations

#### Objectif :

- Calculer les rendements de DCO particulaire et soluble à l'état stationnaire,
- Voir la production d'acide acétique et, si possible, du méthane dans le système.

#### A considérer :

- Soit un bassin (plus simple)
- Soit plusieurs bassins en série

Dans les deux cas on a le même pourcentage de décantation globale par contre dans le second cas les fonctions biologiques varient dans chaque bassin.

Pour nos simulations nous avons fait le choix d'un seul bassin car au terme de notre synthèse bibliographique nous avons conclu qu'il ne servait pas à grand-chose de mettre plusieurs bassins en série (lagunage anaérobie), étant donné que l'essentiel de l'abattement se faisait dans le premier bassin, comme ce serait le cas s'il s'agissait de stricts décanteurs.

Le modèle fonctionne essentiellement en DCO. Toutes les biomasses ne participent pas à l'hydrolyse a priori, donc nous avons pris un Xcd (biomasse dégradant le substrat combiné) global. Dans le cas présent on considère que la composition de la biomasse en lipide, protéine et glucose est identique à celle du substrat combiné.

La fonction de décantation concerne les composés particuliers (X), seuls les X peuvent remonter (resuspension) et décanter au fond. Quant aux substrats solubles (S), ils se mélangent dans le volume d'eau et rejoignent les sédiments.

La cinétique, la stoechiométrie, la matrice de Petersen mis en place dans le cadre de cette étude (chapitre VI et les paragraphes VII-3 et VII-4 dudit chapitre) et inclus dans le logiciel WEST ont servi de base à la réalisation des simulations. Le logiciel utilise le langage MSL (Model Specification Language).

#### Configuration du modèle

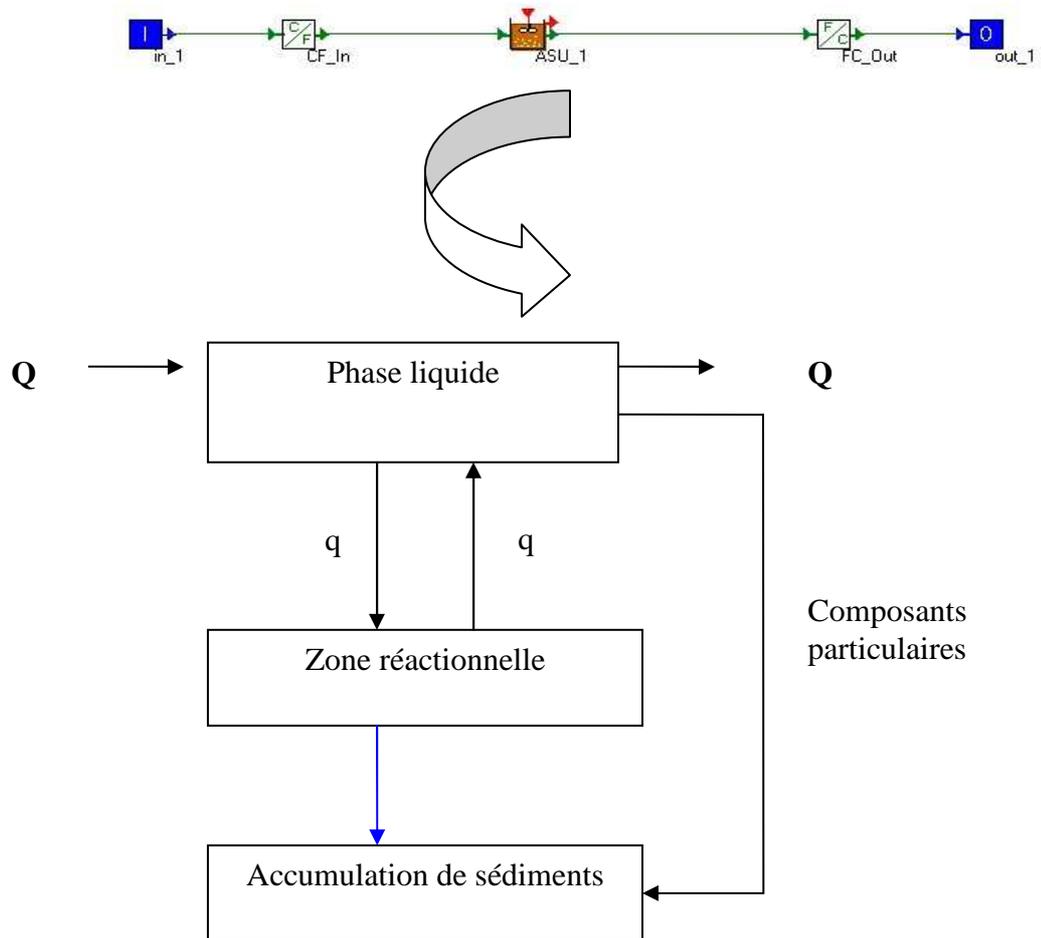
La figure VII-6 montre la configuration qui a été mise en place pour les simulations dans WEST.

(IN) est l'entrée de notre système, suivi d'un convertisseur C/F (les concentrations sont transformées en flux pour les besoins du modèle), ensuite le bassin anaérobie (ASU\_1) et enfin, nous avons un convertisseur, cette fois F/C qui nous transforme les flux en concentrations pour les valeurs à la sortie du système (OUT).

Le bassin anaérobie « ASU\_1 » tel que montré globalement dans la figure VII-6 de la configuration du modèle est décrit comme étant composé de trois compartiments anaérobies. Un compartiment supérieur appelé « phase liquide » où la décantation des matières en suspension a lieu, ces matières en suspensions sont directement accumulées dans le compartiment accumulation des sédiments (qui représente le fond du bassin) dans lequel aucune réaction n'a lieu, il s'agit simplement d'une diminution du volume liquide. Ce compartiment est suivi d'un compartiment intermédiaire nommée « zone réactionnelle » qui lui échange des composés **solubles** avec la phase liquide. Il impose des concentrations connues maximales en microorganismes. Toute la biomasse produite (presque constante) est dirigée sous forme de flux (représenté par la flèche bleue sur la figure VII-6) vers le compartiment « zone d'accumulation de sédiments » et ne participe plus aux réactions.

La fonction de décantation appliquée dans la phase liquide est celle de Tay (1982) décrite au chapitre II.

Les processus biologiques qui interviennent dans ces trois compartiments sont ceux décrits dans les matrices de Petersen que nous avons mis en place (tableaux VII-12 et 13). Le flux d'échange entre le compartiment liquide et la zone réactionnelle est représenté par un débit constant «  $q$  » comme indiqué sur la figure avec une valeur de  $1500 \text{ m}^3/\text{j}$ , ce débit n'est pas corrélé avec le débit d'entrée et reste élevé afin de permettre un bon brassage. Le débit à l'entrée et à la sortie du bassin anaérobie est donné par «  $Q$  » avec une valeur constante de  $35 \text{ m}^3/\text{j}$ .



**Figure VII-6 :** Configuration du système selon WEST (avec en dessous la représentation du bassin « ASU\_1 »)

Les caractéristiques du bassin anaérobie pris en compte pour la simulation dans WEST sont données dans le tableau VII-16.

**Tableau VII-16 :** Caractéristiques spécifiques du bassin anaérobie (station du CERTE.-Tunis)

Surface (m <sup>2</sup> )	30
Profondeur (m)	3,25
Volume (m <sup>3</sup> )	96
Temps de séjour (j)	2,74
Hauteur d'eau (m)	2,75
Débit (m <sup>3</sup> /j)	35

Les tableaux VII-17 et 18 donnent quelques caractéristiques de l'influent et du bassin anaérobie de la station pilote du CERTE.-Tunis, ces données ont été utilisées lors des simulations.

**Tableau VII-17 :** Caractéristiques de l'influent (station du CERTE.-Tunis)

DCO brute (mg/l)	430
DCO filtrée (soluble) (mg/l)	250
DCO particulaire (mg/l)	180

**Tableau VII-18 :** Caractéristiques de l'eau de la sortie du bassin anaérobie (station du CERTE.-Tunis)

DCO brute (mg/l)	370
DCO filtrée (soluble) (mg/l)	220
DCO particulaire (mg/l)	150

Conformément aux calculs présentés au début du chapitre VII, nous avons adopté la répartition en DCO comme indiqué dans les tableaux VII-19 et 20. Notons que d'autres compositions sont possible, par exemple celles données par le groupe de recherche de l'IWA (2002) présentées ici dans le tableau VII-21.

**Tableau VII-19 :** Fractionnement de la DCO des eaux usées domestiques de l'influent selon notre étude (paragraphe VII-2 dudit chapitre)

100% DCO eaux usées		
10% lipides	65% protéines	25% hydrate de carbone
100% DCO substrat combiné		
58% fraction soluble de la DCO		42% fraction particulaire DCO
(Calculé sur base de la DCO de l'influent station du CERTE.-Tunis)		

**Tableau VII-20 :** Fractionnement de la DCO des eaux usées domestiques dans le bassin anaérobie selon notre étude

100% DCO eaux usées		
10% lipides	65% protéines	25% hydrate de carbone
100% DCO substrat combiné		
59,46% fraction soluble de la DCO		40,54% fraction particulaire DCO
(Calculé sur base de la DCO dans le bassin anaérobie station du CERTE.-Tunis)		

**Tableau VII-21 :** Fractionnement de la DCO pour les composants particuliers en entrée (Batstone *et al.* 2002)

Composants particuliers (100%)			
30% Hydrate de carbone	30% Protéines	30% Lipides	10% Inertes

Le tableau VII-22 reprend les constituants principaux à l'entrée du système (l'influent).

**Tableau VII-22:** Valeurs des différents constituants à l'entrée du système

**Constituants solubles**

Fraction soluble de la DCO =  $250/(250+180) = 58\%$  DCO brute

**DCO soluble** 250 mg/l dont 90% sont attribués au substrat combiné soluble (SCS) soit 225 et 10% aux solubles inertes (SI) soit 25.

**Constituants particuliers**

Fraction particulière de la DCO =  $180/(250+180) = 42\%$  DCO brute

**DCO particulière** 180 mg/l dont 10% sont attribués aux particules inertes (SI) soit 18 et les 90% soit 162 sont répartis à hauteur de 50% entre le substrat combiné particulière (XCS) et la biomasse dégradant le substrat combiné (XCD) soit 81 mg/l.

**Tableau VII-23:** Valeurs des différents constituants du bassin anaérobie

**Constituants solubles**

Fraction soluble de la DCO =  $220/(220+150) = 59,46\%$  DCO brute

**DCO soluble** 220 mg/l dont 90% sont attribués au substrat combiné soluble (SCS) soit 198 et 10% aux solubles inertes (SI), soit 22.

**Constituants particuliers**

Fraction particulière de la DCO =  $150/(220+150) = 40,54\%$  DCO brute

**DCO particulière** 150 mg/l dont 10% est attribuée aux particules inertes (SI) soit 15 et les 90% soit 135 sont répartis à hauteur de 50% entre le substrat combiné particulière (XCS) et la biomasse dégradant le substrat combiné (XCD) soit 67,5.

En générale la fraction inerte est comprise entre 25 à 30%, et la fraction inerte à la sortie est supérieure à la fraction inerte à l'entrée. Dans notre cas nous observons le contraire peut être parce qu'une partie des solubles peut s'adsorber par les floccs et aussi la possibilité de la décantation.

Le tableau VII-24 présente les paramètres cinétiques standard et le tableau VII-25 les valeurs modifiées (selon notre étude) qui ont été utilisés lors des simulations dans WEST.

**Tableau VII-24 :** Paramètres cinétiques du modèle

Paramètres	$Y_{max,m}$	$Y_{max,ac}$	$Y_{h_2}$	$Y_{cs}$	$Y_{ac}$
Unité	( $j^{-1}$ )	( $j^{-1}$ )	( $j^{-1}$ )	(gDCO/gDCO)	( $j^{-1}$ )
Valeurs	0,04	0,2	0,025	0,091	0,076

Paramètres	$\mu_{max,m}$	$\mu_{max,ac}$	$K_H$	$K_{S,m}$	$K_{S,AC}$	$K_{HCS}$
Unité	$gDCO/m^3$	$gDCO/m^3$	$gDCO/m^3$	( $j^{-1}$ )	$gDCO/m^3$	(gDCO/gDCO)
Valeurs	0,3	1	0,3	0,03	0,03	1

(Avec :  $Y_{max,m}$  : taux de conversion maximum des méthanogènes,  $Y_{max,ac}$  : taux de conversion maximum des acidogènes,  $Y_h$  : taux de conversion des hydrogénophiles,  $Y_{cs}$  : taux de conversion des bactéries dégradant le substrat combiné,  $Y_{ac}$  : taux de conversion des acidogènes,  $\mu_{max,m}$  : taux de croissance spécifique maximum des méthanogènes,  $\mu_{max,ac}$  : taux de conversion maximum des acidogènes,  $K_H$  : constante d'hydrolyse,  $K_{S,m}$  : constante de saturation de la méthanogenèse,  $K_{S,AC}$  : constante de saturation de l'acidogenèse,  $K_{HCS}$  : constante d'hydrolyse du substrat combiné)

**Tableau VII-25 : Valeurs modifiées (bassin anaérobie)**

Temps correspondant à 50% d'élimination $t_{50}$ (j)	7,84
--	------

**Résultats et discussion**

Au regard des résultats expérimentaux et de la méthodologie, celle mise en place pour la conception du modèle et en accord avec les matrices de Petersen qui ont été établies dans le paragraphe VII-5-4 dudit chapitre, nous présentons les rendements et les graphes obtenus après les simulations dans le logiciel WEST sur 200 jours, de façon à décrire l'état stationnaire du bassin anaérobie.

Les tableaux VII-26 et 27 montrent les valeurs des principaux constituants à la sortie du système et les rendements obtenus sur la DCO soluble et particulaire respectivement.

**Tableau VII-26 : Les valeurs des principaux constituants à l'entrée et sortie du système dans WEST**

**Répartition de la DCO dans l'influent et l'effluent (entrée et sortie du bassin anaérobie)**

	Influent (entrée)	Effluent (sortie)	Unité
Débit d'eau	35	35,00	m <sup>3</sup> /j
<b>Fraction soluble</b>			
(S_AC)	1	78,02	mg DCO/l
(S_CH4)	1	14,56	mg DCO/l
(S_CS)	225	115,71	mg DCO/l
(S_I)	25	25,00	mg DCO/l
Totale DCO fraction soluble	252	233,29	mg DCO/l
<b>Fraction particulaire</b>			
(X_AC)	1	9,10	mg DCO/l
(X_CD)	81	44,17	mg DCO/l
(X_CS)	81	61,37	mg DCO/l
(X_I)	18	13,89	mg DCO/l
Totale DCO fraction particulaire	181	128,54	mg DCO/l

S\_AC: acide acétique total, S\_CH4: méthane gaz, S\_CS: substrat combiné soluble, S\_I: solubles inertes, X\_AC: biomasse dégradant une partie de l'acide acétique, X\_CD: biomasse dégradant le substrat combine (combine degrader), X\_CS: substrat combine particulaire, X\_I: particules inertes.

**Tableau VII-27 : Rendements obtenus sur la DCO soluble et particulaire****Rendements (%) sur la DCO mesurée sur la station et calculée par WEST****Valeurs DCO calculée WEST**

	Influent (entrée)	Effluent (sortie)	Rendements observés
En DCO S (Soluble) mg/l	252	233,29	7,43
En DCO X (Particulaire) mg/l	181	128,54	28,98
DCO totale (mg/l)	433	361,83	16,44

**Valeurs DCO mesurée Station (Bassin Anaérobie)**

	Influent	Effluent	Rendements mesurés
En DCO S (Soluble) mg/l	250	220	12
En DCO X (Particulaire) mg/l	180	150	16,67
DCO totale (mg/l)	430	370	13,95

Le rendement de DCO soluble mesurée est à peu près le double de ce qui a été calculée par WEST. En revanche celui de la DCO particulaire calculée représente plus ou moins le double de ce qui a été mesuré. Notons que nous avons comptabilisé la DCO relative au méthane dans les composés solubles. La solubilité du méthane étant relativement faible il va se stripper progressivement. Si on retire le méthane dans le bilan, on arrive alors à une DCO soluble en sortie de 218,73 ; soit un rendement de 13,2 %, soit très proche de la valeur mesurée.

Les valeurs calculées sur la DCO particulaire sont quant à elles plus élevées que celles mesurées expérimentalement. Rappelons que les valeurs de la plupart des paramètres du modèle n'ont pas été ajustées, et que les valeurs simulées sont des valeurs « a priori », sur base des paramètres de la littérature, on peut donc être satisfait de la qualité de cette première simulation.

Les différences entre les rendements observés par WEST et ceux mesurés sur la station peuvent aussi s'expliquer par le fait qu'en grandeur réelle plusieurs phénomènes externes (température, vent, ensoleillement ...) peuvent influencer plus ou moins le fonctionnement de la station et ne sont pas pour l'instant pris en compte dans le modèle.

Les figures VII-7, 8, 9 et 10 montrent l'évolution des concentrations du substrat combiné soluble, substrat combiné particulaire, de l'acide acétique et du méthane en fonction du temps respectivement, jusqu'à l'atteinte de l'état stationnaire.

La figure VII-7 montre que le substrat combiné soluble (S\_CS) arrive à une valeur stable en sortie de la lagune à environ 100 mg/l, pour une entrée constante de 225 mg/l dans l'influent. Cet état est atteint entre 100 et 200 jours.

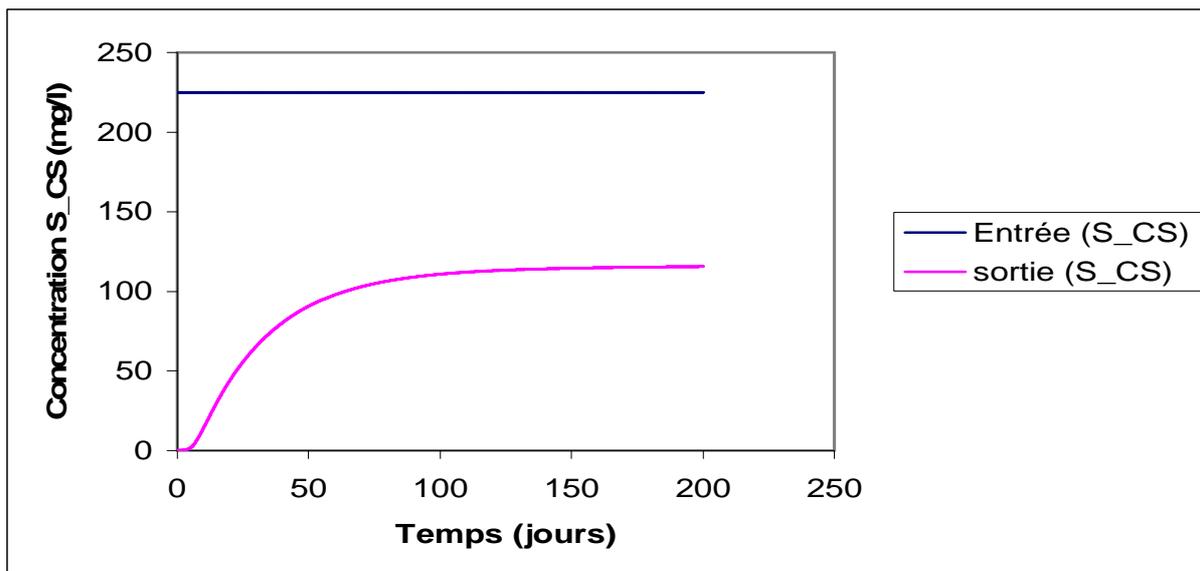
Quant au substrat combiné particulaire (X\_CS) (figure VII-8), il se stabilise à 60 mg/l déjà après une dizaine de jours, pour une entrée constante de 160 mg/l.

Les valeurs relatives à l'acide acétique (S\_AC), et au méthane (S\_CH4) sont fournies aux figures VII-9 et VII-10.

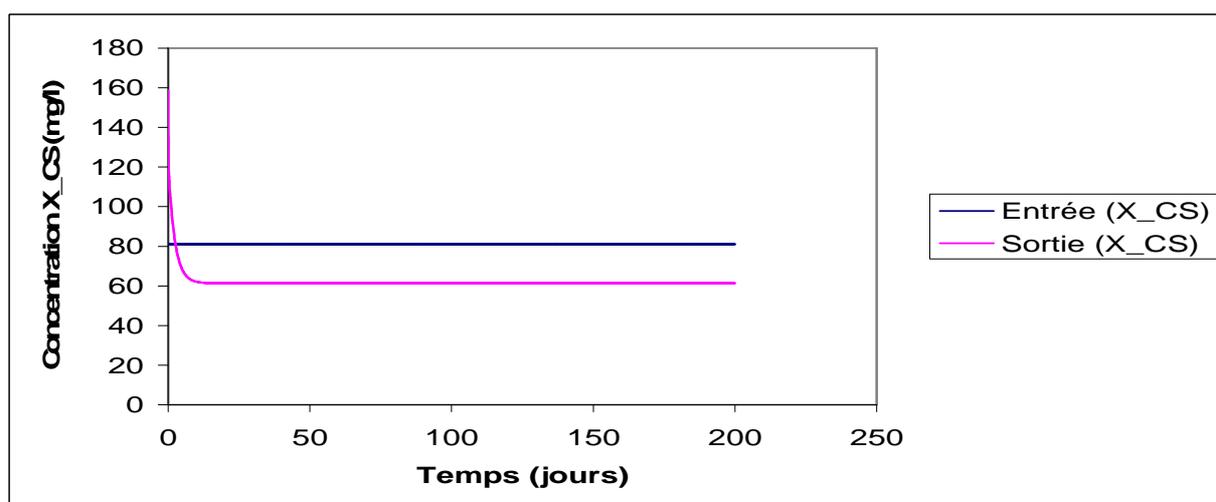
De manière générale, le logiciel West comprend un solveur d'équations différentielles et algébriques des différentes variables. Lorsque les différentielles sont égales à zéro cela

signifie que nous avons atteint l'état stationnaire en sortie. Cependant, certaines variables se mettent plus vite à l'équilibre que d'autres, c'est le cas de la figure VII-8.

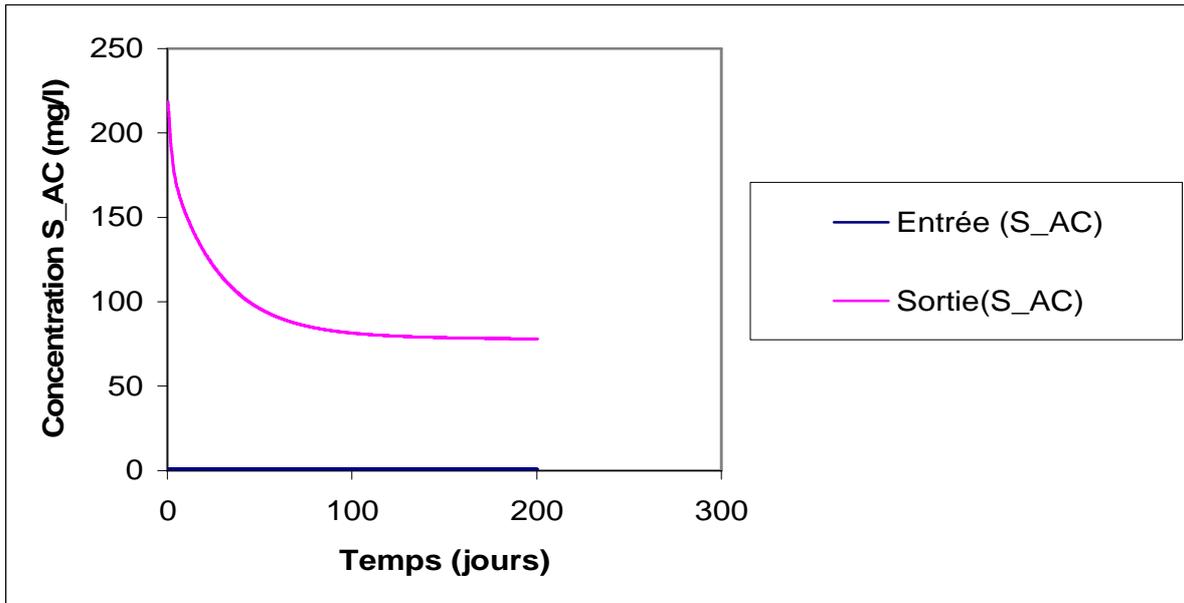
Nous observons un volume de boue décanté sur l'ensemble du bassin d'une valeur de  $14,90 \text{ m}^3$  et une concentration en acétate de  $78,01 \text{ gDCO/m}^3$  dans la phase liquide et  $78,14 \text{ gDCO/m}^3$  dans les sédiments. Ce qui traduit que nous avons sensiblement le même échange entre les deux phases, ce qui est normal dans le cas présent car le débit d'échange  $q$  a été choisi à une valeur élevée, ce qui a pour effet d'homogénéiser les concentrations en élément solubles entre les deux compartiments. Bien entendu on pourra par la suite ajuster ce débit en fonction des observations expérimentales.



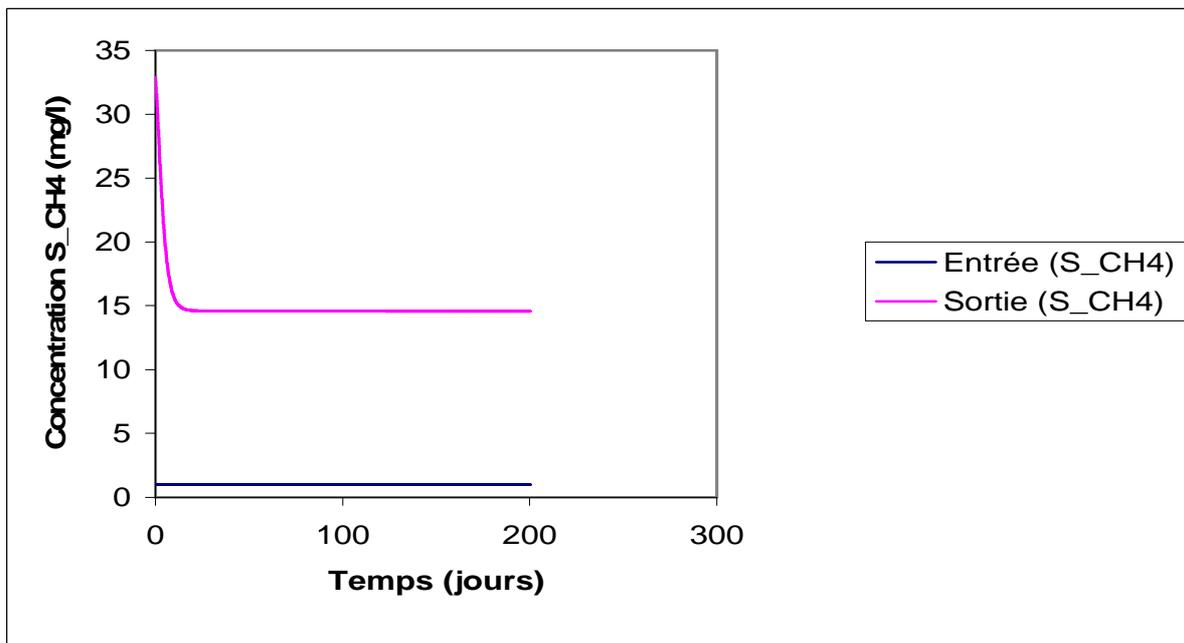
**Figure VII-7 :** Evolution du substrat combiné soluble à l'entrée et sortie du bassin anaérobie, jusqu'à l'état stationnaire



**Figure VII-8 :** Evolution du substrat combiné particulaire à l'entrée et sortie du bassin anaérobie, jusqu'à l'état stationnaire



**Figure VII-9 :** Evolution de l'acide acétique dans le bassin anaérobie, jusqu'à l'état stationnaire



**Figure VII-10 :** Evolution du méthane dans le bassin anaérobie, jusqu'à l'état stationnaire

### Comparaison des activités cinétiques calculées par West et mesurées sur la station du CERTE.-Tunis

Les valeurs des cinétiques mesurées sur la station du CERTE.-Tunis fournies dans le tableau VII-28, sont issues du tableau VI-4 du chapitre VI.

Les formules qui ont servi pour le calcul des cinétiques dans West sont celles des équations cinétiques des processus 3 (acidogénèse) et 4 (méthanogénèse) décrites dans les matrices de Petersen (tableaux VII-12 et 13) dudit chapitre.

Nous constatons de gros écarts entre les cinétiques mesurées sur le terrain (station du CERTE.-Tunis) et celles qui ont été calculées par West. Cela dû certainement au fait qu'en passant de l'échelle des simulations à l'échelle grandeur nature, certains facteurs environnementaux peuvent influencer les résultats. Aussi pour affiner ce gros écart, il faudrait faire analyser les échantillons le jour même de leur prélèvement, afin d'éviter toute variation de la biomasse.

**Tableau VII-28 :** Tableau comparatif des cinétiques mesurées et calculées (les cinétiques sont en gDCO/gDCO/j)

<b>Acidogénèse</b>	<b>Cinétiques calculées par West</b>	<b>Cinétiques mesurées CERTE</b>
Phase liquide	0,06	0,09
Phase sédiment	0,0006	0,06
<b>Méthanogénèse</b>		
Phase liquide	0,26	0,04
Phase sédiment	0,4	0,05

### Conclusion (perspectives)

Dans notre cheminement pour la modélisation, les différentes étapes présentées ont permis de montrer que le modèle est cohérent, il fonctionne normalement. En quelque sorte nous avons montré la faisabilité du modèle.

Dans cette partie de notre travail, nous avons mis à l'épreuve ce modèle dans le but de juger son efficacité et sa cohérence avec la réalité du terrain. Nous avons procédé d'abord par le codage du modèle mathématique dans le logiciel de simulation West®.

Sans modifier les paramètres du modèle, nous avons simulé le comportement de l'installation de (CERTE) par rapport aux paramètres d'entrée (débit, DCO particulaire et soluble). Les premiers résultats sont très encourageants, au vu des bilans en DCO.

Dans la procédure préconisée par l'IWA dans le développement de modèles on peut à présent considérer que la phase 1 est réalisée, à savoir que le modèle fournit des simulations qui semblent cohérentes par rapport à la connaissance que l'on a du procédé, sans réellement avoir ajusté les paramètres de ce dernier.

La phase d'ajustement du modèle devait être faite sur les données récoltées et les analyses faites sur installation réelle, au moins pour quatre périodes de tests différentes (charges, débits, températures). Malheureusement, pour les raisons qui ont été évoquées, ces expérimentations n'ont pu être faites dans le cadre de notre thèse et restent envisagées.

L'installation fonctionne et devrait permettre de récolter ces données dans un laps de temps relativement court. Le modèle est dès à présent disponible, les paramètres de celui-ci pourront alors être ajustés sur ces données, en utilisant le module d'ajustement paramétrique disponible dans West. La phase 2 sera alors faite, une validation sera alors faite sur des séries de données n'ayant pas servi au calage. Une fois cette étape franchie, le modèle sera alors totalement opérationnel.

Ces résultats sont motivants pour la suite du travail. Dans une perspective de calage et de validation du modèle, il sera nécessaire de récolter le maximum de données (enregistrements

en continu (pH, turbidité, ...), dosages des AGV et du méthane, et analyses courantes sur l'installation en vraie grandeur pour un meilleur ajustement des paramètres du modèle. Mais il sera utile de mener une analyse de sensibilité du modèle, dans le but d'identifier les paramètres les plus sensibles. Ce sont ces derniers qui peuvent guider l'utilisateur dans la collecte d'informations ciblées sur le terrain et dans le processus de calibrage du modèle.

---

## **Conclusion générale et perspectives**

---

## Conclusion générale

Le lagunage naturel est un procédé extensif d'épuration des eaux usées, qui regroupe en son sein plusieurs systèmes, dont le lagunage anaérobie. Ce lagunage anaérobie est un système d'épuration des eaux usées domestiques, industrielles ou mixtes, bien indiqué pour les pays chauds, il s'inscrit dans les programmes de recherche pour des raisons de protection de la santé publique, protection de l'environnement, voire la gestion durable de la ressource en eau. C'est un système peu coûteux, simple, qui ne demande pas une grande technicité pour sa maintenance et son suivi. Il est capable en plus de produire de l'énergie à partir du biogaz qui en résulte et qui du reste, pourrait être valorisé. Il présente des aspects négatifs (problème d'espace, problème d'odeur), mais des solutions existent pour y palier.

Généralement le dimensionnement de ces bassins se fait sur une base assez empirique, en négligeant le plus souvent les mécanismes plus précis qui gouvernent le fonctionnement de ces bassins, en particulier la décantation et les premières étapes de la dégradation anaérobies. Ce travail a donc porté sur le lagunage anaérobie en général et particulièrement sur la modélisation combinée de la décantation primaire et de la dégradation anaérobie. Les investigations entreprises au cours de cette étude ont permis :

- (1) de réaliser une synthèse bibliographique sur le lagunage anaérobie ;
- (2) d'établir une méthodologie expérimentale pour les mesures d'activité d'acidogenèse et de méthanogenèse, et aussi des essais de décantation en colonne ;
- (3) de réaliser une base de données : sur le lagunage naturel, qui pourra être complétée après la réalisation de cette thèse,
- (4) de déterminer les performances épuratoires de tels systèmes mesurées sur des sites réels,
- (5) de mettre en place une méthodologie pour la proposition du modèle sur le lagunage anaérobie et la réalisation des simulations dans le logiciel WEST.

### **(1) Synthèse bibliographique sur le lagunage anaérobie**

Cette synthèse bibliographique a permis de mettre en exergue les caractéristiques du lagunage anaérobie à savoir son dimensionnement, ses performances ; de mieux comprendre son fonctionnement et son utilisation en tant que prétraitement primaire dans les systèmes d'épuration des eaux usées.

Les études réalisées sur les lagunes anaérobies s'attardent plus sur les performances épuratoires. Les aspects tels que l'accumulation des boues, la production de biogaz ne sont généralement pas pris en compte alors que nous savons que la production de biogaz est le seul paramètre permettant de quantifier l'efficacité de la digestion anaérobie et les bilans de matière du processus.

Signalons aussi que d'autres facteurs environnementaux tels que la température, le pH et l'évaporation doivent être considérés dans le principe afin d'aboutir à une procédure de dimensionnement acceptable et raisonnable (WHO, 1987).

Cependant, il existe des disparités sur les méthodes de dimensionnement qui sont basées pour la plupart sur des formules empiriques. Aussi le meilleur moyen de pouvoir y remédier est de modéliser le fonctionnement de ces bassins pour mieux apprécier ce qui se passe à l'intérieur de la lagune anaérobie.

En ce qui concerne, les problèmes d'odeur, les différentes solutions proposées méritent d'être approfondies et étudiées à grande échelle afin de mettre en exergue leur efficacité.

## **(2) Méthodologie expérimentale pour les mesures d'activité d'acidogénèse et de méthanogénèse, et aussi des essais de décantation en colonne**

La méthodologie expérimentale mise en place pour les mesures des activités d'acidogénèse et de méthanogénèse nous a permis d'avoir des cinétiques. Nous obtenons une valeur de 0,093 pour la biomasse du surnageant et de 0,048 pour la biomasse des sédiments de la lagune anaérobie lors de l'acidogénèse. En ce qui concerne la méthanogénèse, nous obtenons des valeurs de cinétique de 0,043 pour la biomasse du surnageant et de 0,041 pour la biomasse des sédiments (cinétiques exprimées en gDCO/gMES/j). Nous constatons que ces valeurs cinétiques restent un peu faibles par rapport à celles rencontrées dans la littérature. En effet, cela peut s'expliquer par la qualité de la biomasse qui n'est pas la même selon le type d'eaux usées, par la méthode utilisée qui peut influencer considérablement les résultats. Il est intéressant de signaler que nos mesures ont été faites par la méthode colorimétrique car nous ne disposons pas d'un chromatographe en phase gazeuse qui demeure une technique plus précise. De ce fait, il se pourrait que la méthode colorimétrique sous évalue nos résultats, raison pour laquelle nous restons prudents.

Les valeurs de cinétiques obtenues confirment qu'une part de l'activité se déroule dans la phase liquide.

Des essais de décantation en colonne ont été réalisés sur les matières en suspension des différents bassins de la station du CERTE de Tunis. Les modèles de décantation de Krishnan (1976) et de Tay (1982) ont été appliqués sur ces données et aussi sur d'autres données que nous avons reçues concernant des œufs d'helminthes de la station d'Oujda au Maroc. Ces modèles ont permis d'interpréter ces essais de décantation en colonne. Il ressort de cette étude que le  $t_{50}$  (temps correspondant à 50% d'élimination des matières en suspension) déterminé permet d'apprécier le temps de décantation dans la lagune anaérobie. Nous obtenons en moyenne des  $t_{50}$  compris entre 60 et 120 minutes pour les différents bassins de la station pilote du CERTE en Tunisie. En revanche la valeur plus faible de  $t_{50}$  (13,90 mn) est obtenue dans le cas du mélange surnageant plus sédiment de la lagune anaérobie avec une concentration élevée en MES, qui correspond plutôt à une sédimentation en masse (loi de Kynch).

Les résultats expérimentaux obtenus montrent que  $t_{50}$  sera d'autant plus petit que la concentration en matières en suspension dans l'influent est élevée, ce qui induit une meilleure décantation.

Quant aux œufs d'helminthes de la station d'Oujda, nous avons obtenu une valeur de  $t_{50}$  de 1,97 heures et de 1,42 heures pour les ascaris.

Ces résultats montrent aisément que la fonction de prétraitement décantation de la lagune anaérobie est mise en évidence par l'efficacité et la vitesse de sédimentation des particules en suspension et aussi par l'élimination des œufs d'helminthes.

Cependant les valeurs obtenues en essais sur colonne extrapolés à la lagune anaérobie dans son ensemble conduirait, vu les temps de séjour mis en œuvre, à une élimination quasi-totale des matières en suspension et des œufs d'helminthes. Ceci n'est pas réaliste et indique qu'il faudra corriger ces valeurs en tenant compte du fait que la lagune, pour différentes raisons qui ont été présentées, n'est pas un décanteur parfait. Il faudra donc prévoir un facteur de correction qui tiendra compte de l'hydrodynamique complète du bassin.

## **(3) Bases de données sur le lagunage naturel**

La base de données sur le lagunage (Waste Stabilisation Pond data base), elle a permis de recenser d'assez nombreuses données, sur le lagunage en général et sur le lagunage anaérobie en particulier, ainsi que sur leurs performances épuratoires (MES, DCO, DBO<sub>5</sub>). Dans ce

cadre, un cas d'étude des performances épuratoires de cinq stations en Tunisie a été réalisé pour permettre l'illustration de ces données.

Cette base de données sur le lagunage sera un outil important pour les chercheurs. Les résultats expérimentaux peuvent en plus être utilisés pour calibrer les modèles. Des investigations sont en cours afin de permettre l'accès de cette base de données via l'interface d'un site web, de manière à faciliter la collecte et l'échange de fichiers de données sur le lagunage en collaboration avec d'autres chercheurs qui s'intéressent à l'épuration des eaux usées et plus particulièrement à ces systèmes extensifs.

#### **(4) Performances épuratoires d'un tel système**

L'étude des performances épuratoires de la lagune anaérobie de la station de Sidi Bou Ali en Tunisie montre de très bons rendements moyens annuels à savoir : MES : 72.21%, DCO : 70.86 % et DBO<sub>5</sub> : 87.43 % pour une température moyenne de 25.25°C. Signalons toutefois que nous n'avons pas tenu compte des paramètres microbiologiques dans l'évaluation des performances au niveau de la lagune anaérobie. Car l'effet de désinfection s'obtiendra principalement en aval par les bassins facultatifs et de maturation. Il est intéressant de noter tout de même que la lagune anaérobie est également performante dans l'élimination des œufs d'helminthes, comme cela a été montré.

Le rôle principal de la lagune anaérobie est la sédimentation et l'élimination des matières organiques. Nous pensons que cela est effectivement assuré et les rendements obtenus mettent en exergue sa fonction de traitement partiel en amont des autres bassins.

#### **(5) Méthodologie pour la proposition du modèle sur le lagunage anaérobie et la réalisation des simulations dans WEST**

Cette partie du travail nous a permis de présenter et de décrire le modèle que nous proposons sur le lagunage anaérobie. Elle a permis d'établir la stoechiométrie des réactions de l'hydrolyse à l'acidogénèse, avec la prise en compte de la biomasse concernant les trois principaux constituants (hydrates de carbone, protéines et lipides) des eaux usées domestiques. Cette démarche a abouti à une équation globale généralisée qui synthétise au mieux les eaux usées. Aussi de manière à pouvoir simplifier ou du moins réduire la complexité du modèle ADM1, qui regroupe en son sein plusieurs paramètres qui restent difficiles à mesurer pour des raisons de matériel, réactifs etc lorsqu'on veut travailler sur des systèmes extensifs tels que le lagunage anaérobie. Nous avons décidé de regrouper nos trois constituants en une seule biomole appelé substrat combiné. Ce substrat combiné, comme son nom l'indique, est une pondération des stoechiométries des trois principaux composants ainsi que des formules chimiques et de la réaction de dégradation de ces principaux constituants.

Cependant, l'équation globale généralisée comprenant cette fois-ci le substrat combiné a permis de déterminer les différents coefficients stoechiométriques et le taux de conversion Y de la biomasse qui ont servi à l'élaboration de notre matrice de Petersen simplifiée.

Bien entendu la méthode proposée reste souple : rien n'empêche de partir d'une répartition différente des trois substrats principaux : on aboutira à partir des équations proposées à un nouveau substrat combiné, mais la procédure reste identique. Nous avons mis au point une feuille de calcul excel qui permet de simplifier le travail. Enfin, les cinétiques des activités d'acidogénèse et de méthanogénèse, la stoechiométrie et la matrice de Petersen mis en place ont été intégrées dans le logiciel WEST afin de réaliser des simulations.

Il ressort de cette étude que :

- L'hypothèse que nous avons émise à savoir qu'en plus de la décantation, il y aurait la possibilité d'une dégradation anaérobie dans la lagune anaérobie reste vérifiée. De ce fait la justification émise à cette hypothèse se confirme et montre que la lagune anaérobie est plus qu'un simple décanteur. Cela s'explique par le fait que nous avons

une activité biologique dans la phase liquide, qui n'est pas négligeable, raison pour laquelle lors de nos simulations, la lagune anaérobie a été divisée en deux entités (un décanteur (la phase liquide) et un digesteur anaérobie (la phase des sédiments)).

- Les résultats des simulations dans le logiciel WEST montrent que dans notre cheminement pour la modélisation, les différentes étapes présentées ont permis de voir que le modèle est cohérent, il fonctionne normalement. En quelque sorte nous avons montré la faisabilité du modèle. Dans cette partie de notre travail, nous avons mis à l'épreuve ce modèle dans le but de juger son efficacité et sa cohérence avec la réalité du terrain. Nous avons procédé d'abord par le codage du modèle mathématique dans le logiciel de simulation West®. Sans modifier les paramètres du modèle, nous avons simulé le comportement de l'installation du CERTE par rapport aux paramètres d'entrée (débit, DCO particulaire et soluble). Les premiers résultats sont très encourageants, au vu des bilans en DCO.

L'étude que nous avons entreprise, est fort intéressante et mériterait d'être poursuivie afin de faire évoluer les investigations concernant l'épuration des eaux usées des systèmes extensifs, particulièrement le lagunage anaérobie.

## Perspectives de recherche

A l'issue de ce travail, un certain nombre de points mériteraient un approfondissement :

- Il serait intéressant de pouvoir réaliser les mesures de cinétiques des activités acidogène et méthanogène par la méthode de chromatographie en phase gazeuse, afin d'avoir des résultats plus précis et cela le jour même ou le lendemain des échantillonnages, afin d'éviter toute variation des conditions de la biomasse en présence.
- En ce qui concerne les cinétiques lors de l'acidogénèse, des substrats autres que le glucose devraient être testés et si possible faire une combinaison de substrats (lipides, hydrates de carbone et protéines) pour suivre l'évolution de la production d'acide acétique au cours du temps.
- La prise en compte du sulfure d'hydrogène dans le modèle de lagunage anaérobie pour optimiser celui-ci. En effet le sulfure d'hydrogène reste un élément majeur des stations de type lagunage anaérobie, du fait qu'il soit responsable en partie des nuisances olfactives, lorsque son seuil est dépassé. De plus, les bactéries sulfato-réductrices entrent en compétition avec les bactéries méthanogènes en ce qui concerne la consommation de l'acétate et de ce fait réduisent la production de biogaz qui est très essentiel pour ce genre de système. Pour l'heure, c'est un phénomène qui demeure et reste complexe et des investigations mériteraient d'être entreprises. Un travail a débuté sur ce sujet au sein de l'unité.
- Les résultats de la modélisation sont motivants pour la suite du travail. Dans une perspective de calage et de validation du modèle, il sera nécessaire de récolter le maximum de données (enregistrements en continu (pH, turbidité, ...), dosages des AGV et du méthane, et analyses courantes sur l'installation en vraie grandeur pour un meilleur ajustement des paramètres du modèle. Mais il sera utile de mener une analyse de sensibilité du modèle, dans le but d'identifier les paramètres les plus sensibles. Ce sont ces derniers qui peuvent guider l'utilisateur dans la collecte d'informations ciblées sur le terrain et dans le processus de calibrage du modèle.
- Enfin, nous encourageons vivement la modélisation dans tout projet de recherche en matière d'assainissement, car la mise en place d'un modèle est un outil pour

l'optimisation de la simulation de tout système expérimental. Cela afin d'éviter toute perte de temps et d'aller directement aux manipulations qui sont sensées donner des résultats à partir du modèle mis en place. Dès à présent nous espérons que le modèle qui a été développé au cours de ce travail va pouvoir servir pour examiner les pistes d'optimisation du lagunage anaérobie en tant que tel, mais aussi au sein d'une filière plus complète comprenant différents types de bassins. Pour cela il faut pouvoir poursuivre le travail, notamment en créant une interface qui permettra de passer les variables d'état du lagunage anaérobie vers les bassins aérobies, puisque les variables d'état ne sont pas les mêmes. Ce travail a été entamé, mais devra être validé.

---

## **Références bibliographiques**

---

1. **Alabaster G. P., Mills S. W., Osebe S. A., Thitai W. N., Pearson H. W., Mara D. D. and Muiri P. (1991).** Combined treatment of domestic and industrial wastewater in waste stabilisation pond systems in Kenya. *Wat. Sci. Tech.*, Vol.24 (1), 43-52.
2. **Annachhatre Ajit P. (2002).** Anaerobic pond modelling, Rapport interne professeur visiteur à Arlon, Asian Institute of Technology, Bangkok, Thailand.
3. **Arceivala S. J. (1981).** Wastewater treatment and disposal engineering and ecology in pollution control. New York Basel, Dekker. VIII, 892 p.
4. **Arhing B. K., Sandberg M. and Angelidaki I. (1995).** Volatile fatty acids as indicators of process imbalance in anaerobic digestors. *Appl. Microbiol. Biotech.*, 43, 559-565.
5. **Ayres R.M. (1992).** On the removal of nematodes eggs in waste stabilisation ponds and consequent potential health risks from effluent reuse. PhD Thesis, University of Leeds, UK.
6. **Batstone D. J., J.Keller, I. Angelidaki, S. V. Kalyuzhnyi, S. G. Pavlostathis, A. Rozzi, W. T. M. Sanders, H. Siegrist and V. A. Vavilin (2002).** Anaerobic digestion model n°1 (ADM1), Scientific and Technical Report N°13, IWA publishing pp. 77.
7. **Becker Fiona A., Peter D. Hedges and Robert P. M. Smission (1996).** The distribution of chemical constituents within the sewage settling velocity grading curve. *Wat. Sci. Tech.*, 33 ( 9), 143-146.
8. **Binod Kumar Rajbhandari (2004).** Modelling of anaerobic treatment of wastewater in ponds. PhD thesis, School of Environment, Resources and Development, Asian Institute of Technology, Thailand.
9. **Bradley R. M. and Senra M. O. (1976).** Stabilization lagoons including experience in Brazil, *Effl. Water Treat. J.*, London, UK.
10. **Buitron G. et Galvan M., (1998).** Effect of compression-decompression on helminth eggs present in sludge of a settling tank. *Wat. Res.*, 32, 5: 1708-1712.
11. Cahier de laboratoire FUL, janvier 2002.
12. **Cavalcanti P. , A. Van Haandel and G. Lettinga (2002).** Sludge accumulation in polishing ponds treating anaerobically digested wastewater. *Wat. Sci. Tech.*, 45 (1), 75-81.
13. **CEBEDEAU (2000).** Mode opératoire du dosage des acides gras volatils et leurs sels.
14. **Cholnatee Sophonsiri and Eberhard Morgenroth (Mai 2004).** Chemical composition associated with different particle size fractions in municipal, industrial and agricultural wastewaters. *Chemosphere*, volume 55 (5), pp.691-703.

15. **Cram E.B., (1943).** The effect of various treatment processes on the survival of helminth ova and protozoan cysts in sewage. *Sew. WKS.J.*, 15, 1119-1138.
16. **Degremont (1989).** Memento technique de l'eau. Neuvième édition, Lavoisier, Paris, 1459 p.
17. **De Oliveira R., Silva S. A., Araujo A. L. C., Soares J., Mara D. D. and Pearson H. W. (1996).** The performance of a pilot- scale series of ten ponds treating municipal sewage in northeast Brazil. *Wat. Sci. Tech.*, Vol.33 (7) 57-61.
18. **Dssouli Khadija, EL Halouani Hassan, Effebe K.R., (2006).** Elimination of helminth parasites eggs in wastewater by sedimentation, Communication par poster lors du 7ème colloque du groupe IWA « 7th IWA Specialist Group Conference on Waste Stabilization Ponds, Advances in Pond Technology and Management, 25 - 27 September 2006 (Bangkok) ».
19. **Dssouli K., Kharboua M., Khallaayoune K., EL Halouani H. et Haloui B., (2001).** Caractérisation parasitologique des eaux usées réutilisées en agriculture dans le Maroc Oriental (Oujda). *Actes Inst. Agron. Vet. (Maroc)*, 21, 3 : 139-146.
20. **Duncan J. Barker and David C. Stuckey (2001).** Modelling of soluble microbial products in anaerobic digestion: the effect of feed strength and composition. *Water Environment Research*, vol. 73 (2) 173-184.
21. **Echihabi L., Yagoubou M., Foutlane A., Bouchich L., Ychioui M. El et Jellal J. (2000).** Etude des performances épuratoires de la station d'épuration des eaux usées de la ville de Boujaad- type lagunage naturel. *Wat. Sci. Tech.*, Vol.42, N°10, pp.9-16.
22. **Eckenfelder Jr. W. W. (1970).** Water quality Engineering for practising Engineers, New York, USA.
23. **Edeline F. (1998).** L'épuration physico-chimique des eaux ; Editions Cebedoc. 4<sup>ème</sup> édition, 287p.
24. **EL Hamouri B., Khallayonne K., Bouzoubaa K., Rhallabi N. et Chalabi M., (1994).** High-rate algal pond performances in faecal coliforms and helminth egg removals. *Wat. Res.*, 28, 1: 171-174.
25. **Feacham R.G., Bradley D.G., Garelic K. et Mara D.D., (1983).** Sanitation and diseases: Health aspects of excreta and wastewater management. Ed. John Wiley and Sons, Chichester.
26. **Gaspard P. et Schwartzbrod J., (1993).** Irrigation with wastewater: parasitological analysis of soil. *Zbl. Hyg.*, 193: 513-520.
27. **Ghrabi Ahmed (1994).** Traitement des eaux usées par lagunage naturel à microphytes : adaptation d'un pilote semi-industriel en condition climatique Tunisienne. Thèse de Doctorat, Sciences et Techniques du Languedoc, Université Montpellier II.

28. **Gloyna E. F. (1971)**. Waste stabilization ponds, World Health Organisation, Geneva.
29. **Gomes de Sousa J. M. (1987)**. Waste water stabilization lagoon: Design criteria for Portugal, IAWPRC International Conference on waste stabilization ponds, Lisbon 8p.
30. **Gomes de Sousa J. M. (1988)**. Wastewater stabilization lagoon design criteria for Portugal. *Wat. Sci. Tech.*, Vol.19 (12), 7-16.
31. **Henze M. and Harremoës P. (1983)**. Anaerobic treatment of wastewater in fixed film reactors. *Wat. Sci. Tech.*, **15** (8), 1-101.
32. **Henze M., Harremoës P., LaCour Jansen J. and Arvin E. (1995)**. Wastewater treatment: Biological and chemical processes. Springer, Heidelberg.
33. **IWA Task Group (2000)**, Activated Sludge Models ASM1, ASM2, ASM2d and ASM3, Scientific and Technical Report N°9, 130 p. ISBN: 1900222248.
34. **IWA Task Group (2002)**, Anaerobic Digestion Model N°1 (ADM1), Scientific and Technical Report N°13, 88 p. ISBN: 1900222787.
35. **Joseph F. Malina, and Frederick G. Pohland (1992)**. Design of anaerobic processes for the treatment of industrial and municipal wastes, Water quality management library, volume 7, pp.214.
36. **Kamma Raunkjer, Thorkild H. J. and Per Halkjaer N. (1994)**. Measurement of pools of protein, carbohydrate and lipid in domestic wastewater. *Wat. Res.*, 28 (2), 251-262.
37. **Kalogo Y. and Verstraete W. (1999)**. Development of anaerobic sludge bed (ASB) reactor technologies for domestic waste water treatment: motives and perspectives. *World Journal of Microbiology and Biotechnology*, 15, 523-534.
38. **Keffala C, Effebe K.R, Ghrabi A. and Vasel J. L. (2008)**. Evaluation des taux d'accumulation et de production de boue dans les bassins de stabilisation appliqués sous climat méditerranéen: Etude de cas en Tunisie, Soumis dans la Revue des Sciences de l'Eau, Avril 2008. **(en cours de correction)**
39. **Koné Doulaye (2002)**. Lagunage à microphytes et à macrophytes (*Pistia Stratiotes*) en Afrique de l'ouest et du centre: état des lieux, performances épuratoires et critères de dimensionnement. Thèse N° 2653, Faculté Environnement Naturel, Architectural et Construit, Ecole Polytechnique Fédérale de Lausanne. 166p.
40. **Kowal N.E., (1985)**. Health effect of land application of municipal sludge. E.P.A, 600/1, 85-015, U. S. Environmental Protection Agency, Cincinnati, U.S.A, 33-38.
41. **Mandi L., Ouazzani N., Bouhoum K. et Boussaid A., (1993)**. Wastewater treatment by stabilization ponds with and without macrophytes under arid climate. *Water. Sci. Tech.*, 28, 10 : 177-181.

42. **Mara D. D. (1976).** Sewage treatment in hot climates. John Wiley and Sons, Chichester London, UK.
43. **Mara D. D. (1997).** Design manual for waste stabilization ponds in India. Lagoon Technology International (ed), Leeds, England, 125p.
44. **Mara D.D. and Mills S. W. (1994).** Who's afraid of anaerobic ponds? *Water Quality International*, (2), 34-36.
45. **Mara D. D. and Pearson H. (1986).** Artificial freshwater environment: waste stabilization ponds. In: Biotechnology, a comprehensive treatise. Rems H. and Reed G. (eds), 8, 177-206.
46. **Mara D. D. and Pearson H. (1998).** Design manual for waste stabilization ponds in Mediterranean countries. Lagoon Technology International (ed), Leeds, England, 112p.
47. **Metcalf and Eddy, INC. (1979).** Waste water engineering: Treatment / Disposal / Reuse. Second edition, Mc Graw-Hill book Company.
48. **Morgenroth E., Kommedal R. and Harremoës P. (2002).** Processes and modelling of hydrolysis of particulate organic matter in aerobic wastewater treatment- a review. *Wat. Sci. Tech.* 45 (6), 25-40.
49. **Namèche T. and Vasel J. L. (1998).** Hydrodynamic studies and modelization for aerated lagoons and waste stabilization ponds. *Wat. Res.* 32 (10), 3039-3045.
50. **Newton W.L., Benneth H.J. et Figget W.B., (1949).** Observation on the effects of various sewage treatment processes upon eggs of *Taenia saginata*. *Am. J. Hyg.* 49 : 166.
51. **Niyongabo Henri, (2006).** Intégration des enjeux social et quantitative pour la maîtrise de l'assainissement liquide en Afrique Tropicale : Application à la ville de Bujumbura. Thèse de doctorat, Université de Liège, 293p.
52. **Nozhevnikova A. N., Rebak S., Kotsyurbenko O.R., Parshina S. N., Holliger C. and G. Lettinga (2000).** Anaerobic production and degradation of volatile fatty acids in low temperature environments. *Wat. Sci. Tech.*, **41** (12), 39-46.
53. **O.M.S., (1989).** L'utilisation des eaux usées en agriculture et en aquaculture : recommandations a avisées sanitaires. Rapport d'un groupe scientifique de l'OMS. Organisation Mondial de la Santé, Rapport technique n°778, Genève.
54. **ONAS (Office Nationale d'Assainissement de la Tunisie) (1994).** Rapport de synthèse générale. Société des eaux de Marseille.
55. **Oragui J. I., Arridge H., Mara D. D., Pearson H. W. and Silva S. A. (1993).** *Vibrio cholera* O1 removal in waste stabilization ponds in northeast Brazil. *Wat. Res.*, Vol.27 (4) 727-728.

56. **Ouazzani N. and Boussaid A. (2002).** Waste stabilization pond in Morocco: A review of 15 years of investigation. 5<sup>th</sup> International IWA Specialist Group Conference on waste stabilization ponds. Auckland- New Zealand, 2-5 April 2002, Vol. 1, pp.75-81.
57. **Paing J. (2001).** Bilan du carbone et du soufre dans le lagunage anaérobie : contrôle de l'émission d'H<sub>2</sub>S pour la réduction des nuisances olfactives. Thèse de doctorat, Université Montpellier I, 255p.
58. **Paing J., Picot B. and Sambuco J. P. (2002).** Emission of H<sub>2</sub>S and mass balance of sulfur in anaerobic ponds. 5<sup>th</sup> International IWA Specialist Group Conference on waste stabilization ponds. Auckland- New Zealand, 2-5 April 2002, Vol. 1, pp.365-372.
59. **Pearson H. W., Mara D. D., Calwley L. R., Arridge H. M. and Silva S. A. (1996).** The performance of an innovative tropical experimental waste stabilization pond system operating at high organic loadings. *Wat. Sci. Tech.*, Vol.33, N°7, 63-73.
60. **Pearson J., Somes N. L. G. and Wong T. H. F. (1999).** Hydraulics efficiency of constructed wetlands and ponds. *Wat. Sci. Tech.*, Vol. 40 (3), 291-300.
61. **Peña M. R., Rodriguez J., Mara D. D. and Sepulveda M. (2000).** UASBs or anaerobic ponds in warm climates? A preliminary answer from Colombia. *Wat. Sci. Tech.*, Vol.42 (10) 59-65.
62. **Pescod M. B. (1996).** The role and limitations of anaerobic pond systems. *Wat. Sci. Tech.*, Vol.33(7), 11-21.
63. **Picot B., Paing J., Sambuco J. P., Costa R. H. R. and Rambaud A. (2002).** Biogaz production, sludge accumulation and mass balance of carbon in anaerobic ponds. 5<sup>th</sup> International IWA Specialist Group Conference on waste stabilization ponds. Auckland- New Zealand, 2-5 April 2002, Vol. 1, pp. 381-388.
64. **Prost A. et Boutin P., (1989).** Le risque infectieux lors de la réutilisation d'eaux usées en agriculture. *T.S.M. L'eau*, 1 : 25-33.
65. **Puña A., Palazzotto L., Bouvier J. C., Conte T. and Steyer J. P. (2003).** Automatic control of volatil fatty acids in anaerobic digestion using a fuzzy logic based approach. *Wat. Sci. Tech.*, **48** (6), 103-110.
66. **Rodier J. (1996).** L'analyse de l'eau, édition Jean-Marc Quilbé.
67. **Saqqar M. M. and Pescod M. B. (1995).** Modelling the performance of anaerobic wastewater stabilization ponds. *Wat. Sci. Tech.*, Vol.31(12), 171-183.
68. **Sergey Kalyuzhnyi, Vyacheslav Fedorovich, Piet Lens, Look Hulshoff and Gatzke Lettinga (1998).** Mathematical modelling as a tool to study population dynamics between sulfate reducing and methanogenic bacteria. *Biodegradation*, 9: 187-199.

69. **Schwartzbrod J., Stein J.L., Bouhoum K. et Baleux B., (1989).** Impact of wastewater treatment on helminth eggs. *Wat. Sci. Tech.*, 21, 3: 295-297.
70. **Shuval H.I., Adin A., Fattal B., Rawitz F. et Yekutieli P.,(1986).** Wastewater in developing countries: Health effects and technical solutions. World Bank Tech. pap N° 51, 326 p.
71. **Soares J., Silva S. A., De Oliveira R., Araujo A. L. C., Mara D. D. and Pearson H. W. (1996).** Ammonia removal in a pilot scale WSP complex in Northeast Brazil. *Wat. Sci. Tech.*, Vol.33(7), 165-171.
72. **Sotemann, S. W., van Rensburg, P., Ristow, N.E., Wentzel, M.C., Loewenthal, R.E. and Ekama, G.A. (2004).** Integrated chemical/physical and biological processes modelling part 2: anaerobic digestion of sewage sludges. *Procs. Water Institute of Southern Africa Biennial Conference (WISA 2004)*, Cape Town, May, ISBN 1-920-01728-3.
73. **Soto M., Mendez R. and Lema J. M. (1993).** Methanogenic and non-methanogenic activity tests. Theoretical basis and experimental set up. *Wat. Res.*, 27 (8), 1361-1376.
74. **Standard Methods for the examination of water and wastewater (1998).** 20<sup>th</sup> edn. American Public Health Association/ American Water Works Association/ Water Environment Federation, Washington, DC, USA.
75. **Tay Joo Hwa (1982).** Development of a settling model for primary settling tanks. *Wat. Res.*, 16, pp. 1413 to 1417.
76. **Toprak H. (1995).** Temperature and organic loading dependency of methane and carbon dioxide emission rates of a full-scale anaerobic waste stabilization pond. *Wat. Res.*, Vol.29,N° 4, pp. 1111-1119
77. **Van Wageningen HS, SW Sötemann, NE Ristow, MC Wentzel and GA Ekama (2006).** Development of a kinetic model for biological sulphate reduction with primary sewage sludge as substrate. *Water SA*, 32 (5), (Special edn. WISA), 619-626
78. **Vandevenne L. (2002).** Note de cours DES « Gestion intégrée des ressources hydriques » option Technologie de l'eau.
79. **Vasel Jean Luc et Jupsin Hugues (2001).** Rapport annuel de la station Sidi Bou Ali en Tunisie. Université de Liège Campus d'Arlon, laboratoire Assainissement et Environnement.
80. **WHO (1987).** Wastewater stabilization ponds: principles of planning and practice. WHO EMRO Technical publication n°10, 138p.
81. **Wittayakul P., Danteravanich S. and Puetpaiboon U. (2002).** Concentrated latex wastewater treatment with anaerobic pond for SCOD and sulfate removal. 5<sup>th</sup>

International IWA Specialist Group Conference on waste stabilization ponds.  
Auckland- New Zealand, 2-5 April 2002, Vol. 1, pp.149-157.

Sites Internet

82. [www.tunisia-sun.com/fr/tn/climat/index.php](http://www.tunisia-sun.com/fr/tn/climat/index.php) (mars 2003)
83. [www.snv.jussieu.fr/bmedia/lafont/chromato/A3.html](http://www.snv.jussieu.fr/bmedia/lafont/chromato/A3.html) (6-06-03)

# **Annexe 1**

## **Procédure analytique**

### **B-1-2 Procédure analytique (Standard Method, 1998)**

- **Température (T°C), pH, oxygène dissous (O<sub>2</sub>)**

La température a été mesurée in situ, le pH par un PH-MÈTRE portatif de type pH 330i/SET et l'oxygène dissous par un oxymètre portatif de type Oxi 340i/SET.

- **Matières en suspension (MES)**

Elles sont déterminées par filtration d'une prise d'essai sur des filtres GF/C (WHATMAN), préalablement séchés et pesés. Ces filtres sont placés à l'étuve à 105°C pendant 2 heures, puis pesés à nouveau pour évaluer les MES exprimées en mg/l.

- **Matières sèches (MS) :**

Le principe est le même que pour les MES sauf qu'ici il s'agit d'échantillons de sédiments.

- **Matières volatiles en suspension (MVS)**

Elles sont déterminées à partir des filtres obtenus lors des mesures de MES et MS qui sont à nouveau remis au four mais à 525°C pendant 2 heures, puis pesés pour évaluer les MVS par différence de poids. Les matières volatiles dosées par cette méthode sont aussi appelées perte au feu ou résidu calciné à 525°C. On les assimile généralement à une évaluation grossière de la teneur en matières organiques. Les MVS sont également exprimées en mg/l.

- **Mode de dosage des acides gras volatils par colorimétrie ou spectrophotométrie (Cahier de laboratoire, CEBEDEAU, 2000)**

#### **Objet**

Ce mode opératoire décrit le dosage colorimétrique des acides gras volatils et de leurs sels.

#### **Domaine d'application**

Ce mode opératoire s'applique à toutes les eaux exceptées les eaux fortement colorées.

#### **Principe**

La technique suivante est une méthode spectrophotométrie basée sur une variation de la coloration de la solution, proportionnelle à la concentration en AGV.

Cette méthode est fondée sur les réactions suivantes :

- ❖ Les acides gras volatils réagissent avec l'éthylène glycol et de l'acide sulfurique concentré (H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> à 0,02N) pour former des esters dans des conditions bien définies de température (100°C) et de temps (3min.),
- ❖ Les esters formés donnent naissance à des acides hydroxymiques,
- ❖ Les acides hydroxymiques en présence de chlorure ferrique (FeCl<sub>3</sub>) colorent la solution qui sera lue à 500nm de densité optique.

#### **Réactifs**

1 – H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> dilué : mélanger un même volume d'acide sulfurique concentré à 0,02 Normalité et d'eau distillée.

2 – Ethylène glycol acide : mélanger 30 ml d'éthylène glycol (de poids moléculaire 62,07 g/mol) avec 4 ml de H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> dilué. A préparer chaque jour.

Remarque : Il est indispensable de conserver l'éthylène glycol à basse température, malgré tout, une dégradation peut survenir après quelques semaines. Elle se caractérise par l'apparition de coloration d'organes (sous forme de matière en suspension) intenses et instables. Il est donc conseillé de ne pas pipeter directement dans la solution mère d'éthylène glycol.

3 – NaOH 4.5 N : dissoudre 180 g de soude dans un litre d'eau.

4 – Hydroxylammonium sulfate à 10 %.

5 – Hydroxylamine : mélanger 20 ml de soude 4.5 N et 5 ml d'Hydroxylammonium sulfate à 10 % juste avant l'emploi.

6 – Chlorure ferrique acide : dissoudre 20 g de chlorure ferrique 6 H<sub>2</sub>O dans 500 ml d'eau distillée, ajouter 20 ml de H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> concentré et porter à 1 l.

**Echantillons** : eaux usées de lagune anaérobie

**Mode opératoire**

**Etablissement de la droite d'étalonnage**

La droite d'étalonnage est réalisée par des solutions d'acide acétique et est linéaire entre 0,1 et 1 g/l obtenues par dilutions successives de la solution concentrée. Les échantillons d'acide acétique suivent le même traitement qu'un échantillon normal (sans centrifuger ni filtrer) jusqu'à la mesure de la densité optique.

**Traitement de l'échantillon**

- Centrifuger et filtrer l'échantillon.
- Pipeter une dose comprise entre 0.1 et 0.5 ml de la liqueur dans un tube à essai sec.
- Ajouter 1.7 ml d'éthylène glycol acide et bien mélanger.
- Chauffer pendant 3 minutes dans un bain d'eau bouillante, puis refroidir immédiatement dans de l'eau froide.
- Ajouter 2.5 ml d'hydroxylamine et bien mélanger et laisser reposer pendant une minute.
- Pipeter 10 ml de chlorure ferrique acide dans un jaugé de 25 ml et y verser la solution contenue dans le tube à essai. Utiliser de l'eau distillée pour rincer le tube. Porter au trait et agiter vigoureusement.
- Laisser reposer durant 5 minutes et mesurer la densité optique à 500 nm. La lecture doit être effectuée endéans 1 heure.

Soustraire la valeur du blanc réalisé avec 0.5 ml d'eau distillée.

L'opération doit être effectuée 3 fois pour chaque échantillon et faire la moyenne de ces 3 valeurs qui représentent la valeur expérimentale.

La densité optique est lue à 500 nm

**Expression des résultats**

Le résultat du dosage s'exprime en équivalent d'acide acétique (Hac).

Deux autres auteurs Anderson et Yang (1992) et René Moletta, INRA décrivent une autre méthode de dosage des acides gras volatils par titrimétrie. Le principe reste le même chez les deux auteurs mais la différence se situe au niveau de l'expression analytique des acides gras volatils. Les deux méthodes sont décrites ci-dessous.

Au cours de notre étude en Tunisie nous avons testé la méthode décrite par Anderson et Yang (1992), mais les résultats que nous avons n'étaient pas cohérents avec ceux obtenus par colorimétrie, par conséquent nous nous sommes limités à la méthode colorimétrique.

- **Mode de mesure des acides gras volatils (Anderson et Yang (1992) cités par Paing, (2001))**

Les différents acides gras volatils sont : acides acétique, propionique, isobutyrique, isovalérique, valérique et caproïque.

Les acides gras volatils sont mesurés par une méthode titrimétrique simple. L'échantillon (50 ml) est d'abord titré à pH = 5.1 puis de 5.1 à 3.5 avec de l'acide sulfurique 0.02N. Les concentrations en acides gras volatils totaux sont ensuite calculées à l'aide de la formule suivante :

$$[AGV] = [AGV]_d * (K + 10^{-pH_0}) / K \quad (2)$$

Avec :

[AGV]<sub>d</sub> : Concentration des acides gras dissociés (mM/l)

## Annexes

$$[\text{AGV}]_d = 9,5723 \cdot 10^{-4} * V_2(10^{-3,5} - 10^{-\text{pH}0})^{-1} - 2,5989 \cdot 10^{-5} * V_1(10^{-5,1} - 10^{-\text{pH}0})^{-1}$$

[AGV] : Concentration des acides gras volatils totaux (mM/l)

pH0 : pH initial de l'échantillon

V<sub>1</sub> : Volume (ml) d'acide sulfurique 0,02N consommé de pH0 à pH 5,1

V<sub>2</sub> : Volume (ml) d'acide sulfurique 0,02N consommé de pH 5,1 à 3,5

K : Constante de dissociation =  $2,4 \cdot 10^{-5}$

Les acides gras volatils sont exprimés en milligramme d'acide acétique (CH<sub>3</sub>COOH) par litre (mg ac.ac./l).

Ils peuvent aussi être déterminés par analyse par chromatographie en phase gazeuse. Cette méthode permet l'identification et la quantification des différents acides gras volatils.

- **Estimation des acides gras volatils des effluents méthanisés par dosage titrimétrique (Rene Moletta, INRA)**

### Matériel :

- burette précise à 0.05 ml
- pipette 10 ml pour l'échantillon
- agitateur magnétique
- bécher 50 ml et barreau aimanté adapté
- pH mètre et électrode (fine de préférence)
- gants et lunettes de protection

### Réactifs :

Qualité pour analyse

- acide chlorhydrique HCl titré à 0.1 M (produit corrosif)
- solution tampon pH 7.00 et pH 4.00 pour étalonnage

### Mise en œuvre :

- étalonner le pH-mètre
- placer 10 ml (PE) d'échantillon dans le bécher avec le barreau aimanté
- en maintenant une agitation importante relever les volumes d'acide chlorhydrique (de titre T) nécessaires pour amener l'échantillon à pH 5.00 (volume V<sub>1</sub>), pH 4.30 (volume V<sub>2</sub>) et pH 4.00 (volume V<sub>3</sub>)
- l'estimation des Acides Gras Volatils exprimés en mg.l<sup>-1</sup> équivalent acétate est donnée par la formule

$$\text{AGV}_{\text{acétate}} (\text{mg.l}^{-1}) = T / \text{PE} * (131280 * (V_3 - V_1) - 5700 * V_2)$$

## **Annexe 2**

# **Stoechiométrie et équations**

### VII-3-1 La décomposition du glucose

Vandevenne, (2002) indique que le taux de conversion Y (glucose) = 0,15 g DCO/g  $\Delta$ DCO ce qui signifie que nous avons une production de 0,15 g DCO biomasse par gramme de DCO-glucose consommé.

d'où:

0,00093 mole de biomasse / g  $\Delta$ DCO si on adopte la valeur classique de 1,42 g DCO/g biomasse.

Or:

1g DCO = 0,0052 mole de sucre

Donc :

Y (glucose) = 0,00093 / 0,0052 = 0,18 mole de biomasse (C<sub>5</sub>H<sub>7</sub>NO<sub>2</sub>) / mole de sucre

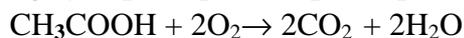
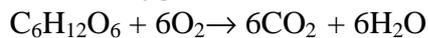
Finalement pour une mole de sucre, nous produisons 0,18 mole de biomasse (C<sub>5</sub>H<sub>7</sub>NO<sub>2</sub>) d'après les calculs ci-dessus, (Vandevenne, 2002).

En tenant compte du nombre de mole de la biomasse et de l'acide acétique, nous avons :



Vérifions la balance en DCO qui doit être normalement identique de part et d'autre car nous sommes en anaérobie et on suppose qu'il n'y a pas de consommation d'oxygène, par conséquent la variation en DCO est supposée nulle.

La DCO est calculée selon les réactions d'oxydation et surtout en tenant compte du nombre de mole d'oxygène:



PM (O<sub>2</sub>) = (2\* 15,999) = 31,998 g/mole

DCO une mole de C<sub>6</sub>H<sub>12</sub>O<sub>6</sub> = 6 moles d'oxygène\* (2\* 15,999) = 191,998 g

DCO 0.18mole de NH<sub>3</sub>) = 0, rappelons en effet que lors de la mesure de la DCO l'azote ammoniacal n'est pas oxydé.

DCO 1.16 moles de H<sub>2</sub>O = 0

DCO 0.18 mole de C<sub>5</sub>H<sub>7</sub>NO<sub>2</sub> = 0,18\*5\* (2\* 15,999) = 28,80 g

DCO 1.7 moles de CH<sub>3</sub>COOH = 1,7\*2\*(2\* 15,999) = 108,79 g

DCO 1.7 moles de CO<sub>2</sub> = 0

DCO 3.4 moles de H<sub>2</sub> = 3,4\*1/2\*(2\* 15,999) = 54,40 g

Le bilan de la variation en DCO s'écrit:

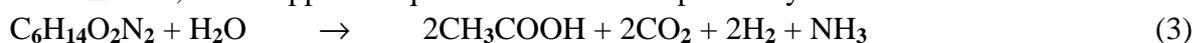
$$\Delta\text{DCO} = (191,998 + 0 + 0) = (28,80 + 108,79 + 0 + 54,40) = 191,99 \text{ g}$$

Le bilan conduit à:

$$\Delta\text{DCO} = 191,99 \text{ g} = 191,99 \text{ g}$$

### VII-3-2 La décomposition des protéines (la lysine)

Batstone *et al.*, (2002) indiquent que le taux de conversion Y de la caséine vaut 0,085 DCO/ $\Delta$ DCO, nous supposons qu'il en est de même pour la lysine.



Cherchons combien de mole de biomasse peut être produite par mole de lysine :

Mole de biomasse / mole de protéine = [Y\* PM (C<sub>6</sub>H<sub>14</sub>O<sub>2</sub>N<sub>2</sub>)\* iDCO (C<sub>6</sub>H<sub>14</sub>O<sub>2</sub>N<sub>2</sub>)] / [PM (C<sub>5</sub>H<sub>7</sub>NO<sub>2</sub>)\* iDCO (C<sub>5</sub>H<sub>7</sub>NO<sub>2</sub>)]

Voici le détail du calcul :

## Annexes

PM (C<sub>6</sub>H<sub>14</sub>O<sub>2</sub>N<sub>2</sub>) = 146 g/mol

PM (C<sub>5</sub>H<sub>7</sub>NO<sub>2</sub>) = 113 g/mol

PM (CH<sub>3</sub>COOH) = 60 g/mol

iDCO (C<sub>5</sub>H<sub>7</sub>NO<sub>2</sub>) = 1,42 g

[C<sub>6</sub>H<sub>14</sub>O<sub>2</sub>N<sub>2</sub> + 7O<sub>2</sub> → 6CO<sub>2</sub> + 4H<sub>2</sub>O + 2NH<sub>3</sub> ; iDCO (C<sub>6</sub>H<sub>14</sub>O<sub>2</sub>N<sub>2</sub>) = 7\*(16\*2)/146 = 1,53]

iDCO (C<sub>6</sub>H<sub>14</sub>O<sub>2</sub>N<sub>2</sub>) = 1,53 g

Mole de biomasse / mole de lysine = [0,085\*146\*1,53] / [113\*1,42] = 0,1183 soit 0,12 g DCO/ g DCO.

Finalement une mole de lysine produit 0,12 mole de biomasse (exprimée en DCO).

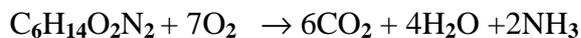
En tenant compte du nombre de mole de biomasse et d'acide acétique l'équation devient:



L'équation finale équilibrée pour la décomposition de la lysine donne donc:



Vérifions la balance en DCO (gO<sub>2</sub>/g du composé) qui normalement doit être identique de part et d'autre, car nous sommes en anaérobiose.



DCO une mole de C<sub>6</sub>H<sub>14</sub>O<sub>2</sub>N<sub>2</sub> = 7\* (2\*15,999) = 223,98 g

DCO 5,44 moles de H<sub>2</sub>O = 0

DCO 0,12 mole de C<sub>5</sub>H<sub>7</sub>NO<sub>2</sub> = 0,12\*5\*(2\*15,999) = 19,20 g

DCO 1,8 moles de CH<sub>3</sub>COOH = 1,8\*2\* (2\*15,999) = 115,19 g

DCO 1,8 moles de CO<sub>2</sub> = 0

DCO 5,6 moles de H<sub>2</sub> = 5,6\*1/2\* (2\*15,999) = 89,59 g

DCO 1,88 moles de NH<sub>3</sub> = 0

Le bilan de la variation en DCO conduit alors à:

$$\Delta\text{DCO} = (223,98 + 0) = (19,20 + 115,19 + 89,59) = 223,98$$

$$\Delta\text{DCO} = 223,98 \text{ g} = 223,98 \text{ g}$$

### VII-3-3 La décomposition des lipides

#### a) la dégradation des acides gras (acide palmitique)

Cherchons le nombre de mole de biomasse produit par mole d'acide gras, afin de l'incorporer dans le produit final de la réaction de dégradation. Nous avons choisi l'acide palmitique comme molécule type d'acides gras.

Le taux de conversion Y = 0,054 DCO/DCO pour l'acide palmitique selon Batstone *et al.*, (2002).

Mole de biomasse / par mole d'acide palmitique = [Y\*PM(CH<sub>3</sub>(CH<sub>2</sub>)<sub>14</sub>COOH)\*iDCO(CH<sub>3</sub>(CH<sub>2</sub>)<sub>14</sub>COOH)] / PM(C<sub>5</sub>H<sub>7</sub>NO<sub>2</sub>)\*iDCO(C<sub>5</sub>H<sub>7</sub>NO<sub>2</sub>)

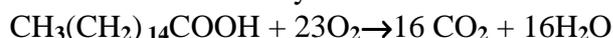
Mole de biomasse / par mole d'acide palmitique = [0,054\*256\*2,875]/113\*1,42 = 0,252

Avec:

PM (CH<sub>3</sub>(CH<sub>2</sub>)<sub>14</sub>COOH) = 256 g/mol

iDCO (CH<sub>3</sub>(CH<sub>2</sub>)<sub>14</sub>COOH) = 2,875 g DCO/g d'acide palmitique

Selon la réaction d'oxydation suivante :



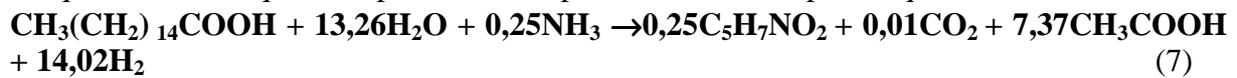
iDCO (CH<sub>3</sub>(CH<sub>2</sub>)<sub>14</sub>COOH) = 23\*(16\*2) / 256 = 2,875 g DCO/g d'acide palmitique

Finalement pour une mole d'acide palmitique nous produisons 0,25 mole de biomasse.

En incorporant la biomasse dans le produit de la réaction, l'équation devient :



L'équation finale équilibrée pour la décomposition de l'acide palmitique s'écrit:



Vérifions la balance en DCO selon les réactions d'oxydation qui doit être normalement identique de part et d'autre.

DCO une mole de  $\text{CH}_3(\text{CH}_2)_{14}\text{COOH} = 23 \cdot (2 \cdot 15,999) = 735,95 \text{ g}$

DCO de 13,26 moles de  $\text{H}_2\text{O} = 0$

DCO de 0,25 mole de  $\text{NH}_3 = 0$

DCO de 0,25 mole de  $\text{C}_5\text{H}_7\text{NO}_2 = 0,25 \cdot 5 \cdot (2 \cdot 15,999) = 40,00 \text{ g}$

DCO de 0,01 mole de  $\text{CO}_2 = 0$

DCO de 7,37 moles de  $\text{CH}_3\text{COOH} = 7,37 \cdot 2 \cdot (2 \cdot 15,999) = 471,65 \text{ g}$

DCO de 14,02 moles de  $\text{H}_2 = 14,02 \cdot \frac{1}{2} \cdot (2 \cdot 15,999) = 224,30 \text{ g}$

Le bilan sur la variation en DCO conduit à:

$$\Delta\text{DCO} = 735,95 = (40,00 + 471,65 + 224,30) = 735,95 \text{ g}$$

d'où:

$$\Delta\text{DCO} = 735,95 = 735,95$$

### b) la dégradation du glycérol

Le taux de conversion Y du glycérol vaut 0,10 g DCO biomasse/g DCO glycérol (Duncan et David, 2001).

Cherchons le nombre de moles de biomasse par mole de glycérol afin de l'introduire dans l'équation (15) :

On pose alors:

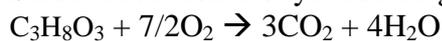
$$[Y \cdot \text{PM}(\text{C}_3\text{H}_8\text{O}_3) \cdot i\text{DCO}(\text{C}_3\text{H}_8\text{O}_3)] / [\text{PM}(\text{C}_5\text{H}_7\text{NO}_2) \cdot i\text{DCO}(\text{C}_5\text{H}_7\text{NO}_2)]$$

On sait que:

$\text{PM}(\text{C}_5\text{H}_7\text{NO}_2) = 113 \text{ g/mol}$

$\text{PM}(\text{C}_3\text{H}_8\text{O}_3) = 92 \text{ g/mol}$

Selon la réaction d'oxydation du glycérol :



D'où

$$i\text{DCO}(\text{C}_3\text{H}_8\text{O}_3) = (7/2 \cdot (16 \cdot 2)) / 92 = 1,21 \text{ g DCO/g glycérol}$$

On sait que:

$i\text{DCO}(\text{C}_5\text{H}_7\text{NO}_2) = 1,42 \text{ gDCO/g biomasse}$

$$\text{Nombre de mole biomasse / mole glycérol} = [0,10 \cdot 92 \cdot 1,21] / [113 \cdot 1,42] = 0,07$$

Donc pour une mole de glycérol nous produisons 0,07 mole de biomasse.

En introduisant la biomasse dans l'équation, nous obtenons:



L'équation est équilibrée en C, H, O et aussi en variation de DCO.

DCO une mole de  $\text{C}_3\text{H}_8\text{O}_3 = 7/2 \cdot (2 \cdot 15,999) = 111,99 \text{ g}$

DCO de 0,68 moles de  $\text{H}_2\text{O} = 0$

DCO de 0,07 mole de  $\text{NH}_3 = 0$

DCO de 0,07 mole de  $\text{C}_5\text{H}_7\text{NO}_2 = 0,07 \cdot 5 \cdot (2 \cdot 15,999) = 11,20 \text{ g}$

DCO de 0,89 mole de  $\text{CO}_2 = 0$

DCO de 0,88 moles de  $\text{CH}_3\text{COOH} = 0,88 \cdot 2 \cdot (2 \cdot 15,999) = 56,32 \text{ g}$

DCO de 2,78 moles de  $\text{H}_2 = 2,78 \cdot \frac{1}{2} \cdot (2 \cdot 15,999) = 44,48 \text{ g}$

## Annexes

Le bilan sur la variation en DCO conduit à:

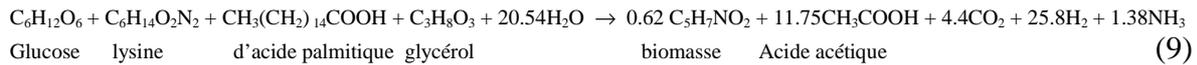
$$\Delta\text{DCO} = 111,99 = (11,20 + 56,32 + 44,48) = 112 \text{ g}$$

d'où:

$$\Delta\text{DCO} = 111,99 \sim 112$$

### VII-3-4 Bilan des quatre équations (2, 5, 7, et 8)

La somme de ces quatre équations, en proportions molaires identiques pour les trois substrats de base donne :



Rapport de poids (DCO) :

$$191,99 \quad 223,98 \quad 735,95 \quad 111,99 \quad 0 \quad 99,19 \quad 751,95 \quad 0 \quad 412,77 \quad 0$$

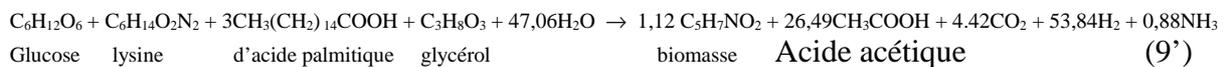
Le bilan de la balance en DCO de l'équation finale donne :

$$\Delta\text{DCO} = (191,99 + 223,98 + 735,95 + 111,99) = 1263,91 \sim [99,19 + 751,95 + 412,77 = 1263,91]$$

D'où :

$$\Delta\text{DCO} = 1263,91 = 1263,91$$

L'équation équilibrée pour une mole de chaque substrat considéré sauf l'acide palmitique avec trois moles s'écrit comme suit:



La variation DCO de l'équation (9') vaut :

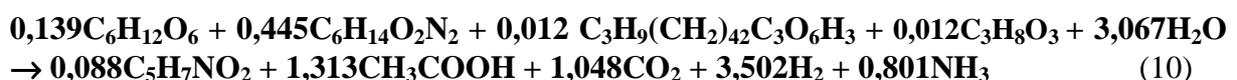
$$\Delta\text{DCO} = (191,99 + 223,98 + 3*735,95 + 111,99) = 2735,81 \sim [(26,49*2*2*15,999) + (1,12*5*2*15,999) + (53,84*1/2*2*15,999) = 2735,82]$$

$\Delta\text{DCO} = 2735,81 \sim 2735,82$  qui reste tout de même une variation acceptable.

### VII-3-5 Bilan des quatre équations (2, 5, 7 et 8) en tenant compte des pourcentages en poids ramené en mole pour chaque substrat

Si nous considérons les pourcentages en poids ramené en mole pour chaque substrat, nous pouvons alors réécrire l'équation (9) en tenant compte de ces modifications.

Nous avons finalement la somme des quatre équations équilibrées pour les différents pourcentages :



Le bilan de la balance en DCO de l'équation finale en considérant les pourcentages:

## Annexes

Avec DCO de lipide (acide palmitique et glycérol)  $C_{51}H_{98}O_6 = 145/2 * 15,999 * 2 = 2319,86$  gDCO selon la réaction d'oxydation suivante :



$$\Delta DCO = (0,139 * 191,99) + (0,445 * 223,98) + (0,012 * 2319,86) = (1,313 * 2 * 2 * 15,999) + (0,088 * 5 * 2 * 15,999) + (3,502 * 1/2 * 2 * 15,999)$$

$$\Delta DCO = 154,196 \sim 154,134$$

### Les calculs de l'organigramme pour la recherche de la DCO totale de la biomasse

Détail des calculs

$$99,67/154,18 = 64,4\% \text{ (g/DCO)}$$

$$26,68 / 154,18 = 17,30\% \text{ (g/DCO)}$$

$$27,83/154,18 = 18,05\% \text{ (g/DCO)}$$

$$Y \text{ protéine} = 0,085 \text{ (g DCO / g DCO substrat)} \quad Y \text{ glucose} = 0,15 \text{ (gDCO / g DCO substrat)}$$

$$\text{DCO biomasse protéine } 99,67 * 0,085 = 8,47 \text{ (g/DCO)}$$

$$\text{DCO biomasse glucose } 26,68 * 0,15 = 4 \text{ (g/DCO)}$$

$$\text{DCO d'acide palmitique} = 734,72 * 3 = 2204,16 \text{ (g/DCO)}$$

$$\text{DCO glycérol} = 111,32 \text{ (g/DCO)}$$

$$\text{DCO lipide} = 2204,16 + 111,32 = 2315,48 \text{ (g/DCO)}$$

$$\text{Pourcentage d'acide palmitique } 2204,16/2315,48 = 95\%$$

$$\text{Pourcentage glycérol } 111,32 / 2315,48 = 0,048 \text{ soit } 5\%$$

$$0,048 * 27,83 = 1,34 \text{ (g/DCO)}$$

$$95\% * 27,83 = 26,49 \text{ (g/DCO)}$$

$$Y \text{ glycérol} = 0,1 \text{ (g DCO / g DCO substrat)} \text{ et } Y \text{ d'acide palmitique} = 0,054 \text{ (g DCO / g DCO substrat)}$$

$$\text{DCO biomasse glycérol } 1,34 * 0,1 = 0,134 \text{ (g/DCO)}$$

$$\text{DCO biomasse d'acide palmitique } 26,49 * 0,054 = 1,43 \text{ (g/DCO)}$$

$$\text{DCO biomasse} = \text{somme des DCO biomasse} = 14,03 \text{ (g/DCO)}$$

$$8,47 + 4 + 0,134 + 1,43 = 14,03 \text{ (g/DCO)}$$

# **Annexe 3**

## **Articles et posters soumis**

CE TRAVAIL A PERMIS LA REDACTION DE CINQ ARTICLES QUI  
ONT ETE SOUMIS

ARTICLE N°1:

**Suspended solids settling and determination of the half removal time in anaerobic wastewater stabilization ponds (Tunisia)**

**Effebi K.R., Keffala C. and Vasel J. L.**

Soumis dans la Revue des Sciences de l'Eau, février 2008, en cours de correction.

ARTICLE N°2:

**Proposal of a database for waste stabilization ponds as a tool for modelization (Case study of performance of five plants in Tunisia)**

**Effebi K.R., Jupsin H., Vasel J.-L.**

Communication par poster dans un colloque (6<sup>th</sup> International IWA specialist group conference on WSP/ 30 septembre 2004 Avignon).

ARTICLE N°3:

**Acidogenic and methanogenic activities in anaerobic ponds**

**Effebi K.R., Jupsin H., Vasel J.-L.**

Communication par poster lors du 7ème colloque du groupe IWA « 7th IWA Specialist Group Conference on Waste Stabilization Ponds, Advances in Pond Technology and Management, 25 - 27 September 2006 (Bangkok) »

ARTICLE N°4:

**Elimination of helminth parasites eggs in wastewater by sedimentation**

**Dssouli Khadija, EL Halouani Hassan, Effebi K.R.**

Communication par poster lors du 7ème colloque du groupe IWA « 7th IWA Specialist Group Conference on Waste Stabilization Ponds, Advances in Pond Technology and Management, 25 - 27 September 2006 (Bangkok) »

ARTICLE N°5:

**Evaluation des taux d'accumulation et de production de boue dans les bassins de stabilisation appliqués sous climat méditerranéen: Etude de cas en Tunisie**

**Keffala C, Effebi K.R, Ghrabi A. and Vasel J. L.**

Soumis dans la Revue des Sciences de l'Eau, Avril 2008, en cours de correction.

## SUSPENDED SOLIDS SETTLING AND HALF REMOVAL TIME IN STABILIZATION PONDS (TUNISIA)

**Kôkôh Rose Effebi<sup>1</sup>, Chema Keffala<sup>2</sup> and Jean Luc Vasel<sup>1\*</sup>**

1 Université de Liège, Département Sciences et Gestion de l'Environnement, Unité Assainissement et Environnement, 185 Avenue de Longwy, 6700 Arlon, Belgique

Email address: [jlvasel@ulg.ac.be](mailto:jlvasel@ulg.ac.be).

Tel.: +3263230849, Fax: +3263230800,

2 Institut National de Recherche Scientifique et Technique (INRST) Laboratoire Eau et Environnement – Borj Cédria BP 95 Hamman Lif, 2050 Tunis, Tunisie

**Abstract** The presence of suspended solids and soluble matters in waste stabilization pond may be a problem especially when wastewater is heavily loaded. Part of suspended solids (SS) is removed by sedimentation.

This work presents an experimental approach on the study of the removal of suspended solids in wastewater in a testing column in order to improve the settling process in ponds.

The aim of this study is to determine the half removal time ( $t_{50}$ ) in influent, anaerobic, facultative and maturation ponds of the experimental wastewater treatment plant of CERTE (Tunisia), by a settling column test. The column was 2 m high with sampling systems at various depths: 40, 80, 120, 160 and 200 cm. The experimental duration was 15, 30, 45, 60, 75, 90, 105 and 120 min. Half-removal suspended solids time  $t_{50}$  is defined as the time at which 50% of SS is removed. We used the models described by Tay (1982) and Krishnan (1976), also presented in Edeline (1998).

The experimental results demonstrated that higher the suspended solids concentration in the influent, smaller is the  $t_{50}$  and better the settling. So these results show that the settling test on column can be used to estimate the half removal time ( $t_{50}$ ) for the study of settling characteristics of suspended solids in wastewater stabilization ponds.

**Résumé:** En lagunage la présence de matières en suspension et de matières solubles dans les eaux usées peut constituer un problème, plus particulièrement quand les eaux sont fortement chargées. Cependant une partie des matières en suspension est éliminée par sédimentation et il est donc important de chiffrer la contribution de la décantation sur le rendement global.

Ce travail présente une approche expérimentale de l'étude de l'élimination des matières solides dans les eaux usées par le biais d'un test réalisé dans une colonne de décantation en vue de mieux comprendre et d'améliorer les processus de décantation dans les bassins.

L'objectif de cette étude est de déterminer le temps de demi décantation ( $t_{50}$ ) au moyen d'essais de décantation en colonne sur des échantillons prélevés dans les lagunes anaérobie, facultative, de maturation ainsi que dans l'influent de la station expérimentale des eaux usées domestiques du CERTE (Centre de Recherche et des Technologie de l'Eau) en Tunisie. Ces essais permettent de déterminer le  $t_{50}$ , qui

représente le temps de décantation au bout duquel nous observons 50% d'élimination des matières en suspension.

La colonne utilisée à cet effet a 2m de hauteur et est munie d'un système d'échantillonnage à différentes profondeurs : 40, 80, 120, 160 et 200 cm. Les temps de prélèvement sont de 15, 30, 45, 60, 75, 90, 105 et 120 minutes. Les modèles décrits par Tay (1982) et Krishnan (1976) ont été utilisés pour l'interprétation de nos résultats.

Nous constatons que dans cette station les concentrations de MES ne changent pas énormément d'un bassin à l'autre et malheureusement ne couvrent pas la gamme des matières en suspension (MES) dans ce type de bassin. Ce sont des eaux plutôt riches en matière colloïdale qu'en matière solide.

Les temps correspondant à 50% d'élimination calculés selon la méthode de Krishnan sont proches de ceux déterminés graphiquement selon la méthode de Tay. Cela suppose que 50% d'élimination des MES peuvent être obtenus dans la colonne entre 70.92 et 135.13 minutes pour les différents bassins avec à peu près la même composition d'eau usée.

La plus faible valeur de  $t_{50}$  (13.90 min) est obtenue dans le cas du mélange «surnageant plus sédiment» de la lagune anaérobie avec une concentration élevée en MES.

Ainsi les résultats expérimentaux obtenus montrent que  $t_{50}$  sera d'autant plus petit que la concentration en matières en suspension dans l'influent est élevée, ce qui induit une meilleure décantation. Aussi ces résultats illustrent bien le fait que les essais de décantation en colonne peuvent être utilisés pour estimer le  $t_{50}$  en ce qui concerne l'étude des caractéristiques des suspensions solides dans les systèmes d'épuration des eaux usées.

**Key words:** half removal time, settling column and suspended solids, stabilization ponds, anaerobic ponds

**Mots clés:** colonne de décantation, matières en suspension et temps correspondant à 50% d'élimination, lagunage, lagunage anaérobie

## 1 INTRODUCTION

In hot climates stabilization ponds are often used for wastewater treatment. When the temperature is favourable anaerobic ponds may be built in the first part of the plants. In this case the anaerobic ponds act also as a primary settler where it is well known that the main process is flocculent settling.

Of course settling will also occur in the other ponds but the characteristics of the particles are different. Settling process in ponds, at least anaerobic ponds, can be considered as flocculent sedimentation. Due to the various particle sizes, Stokes velocities of large particles are higher than for small ones. This may produce collisions inducing flocculation which in return will yield larger flocs thus settling faster. The consequence is that the settling velocity is not constant and the residence time in the settler has an effect on the efficiency of the system.

This is an important difference with the sedimentation of homodisperse particles where the main design parameter of the system is not the volume (residence time) but the area of settler.

Sedimentation tanks are key primary processes in the removal of pollutants in sewage and current design principles, based upon empirically derived surface loading rates, have remained unchanged for years (Becker *et al.*, 1996).

Settling of particulate material in raw wastewater is one of the main processes to remove organic material from the liquid phase in conventional waste stabilization pond (WSP) systems. In a typical configuration of conventional WSP (anaerobic + facultative + maturation ponds), suspended matter is partly eliminated in every pond. So the retention time in each pond is important for the settling process, especially in anaerobic ponds where most of sedimentation occurs.

However, excepted for the study of Tay (1982) on domestic wastewaters with and without chemical addition, little work has been done to evaluate the settling characteristics of solids in ponds.

Accordingly, the work presented here assesses the settling characteristics in various ponds by column experiments as for the work of Tay.

This study deals with the experimental waste stabilization pond system belonging to INIRST (National Institute of Scientific and Technical Research) in Tunisia.

Many settling essays in column were done on water of the existing ponds: anaerobic, facultative, maturation 1 and 2 ponds, moreover influent but also mixed water prepared with liquid and sediments from the anaerobic pond were also tested.

We are aiming at:

- Checking if flocculent settling models can be applied to various ponds waters.
- Determining the half removal time in batch mode for various types of pond waters.
- Ultimately the model should facilitate the calculation of SS removal efficiencies on full scale facilities.

## **2 MATERIALS AND METHOD**

### **2.1 Geometric characteristics of the ponds**

Domestic wastewater is pumped from the main sewerage network of Tunis City to the experimental wastewater treatment plant of CERTE (Research Center and Water Technologies). This plant is in operation since 1992. The water is partly settled in a small primary settling tank and then distributed into the ponds.

The studied wastewater treatment system consists of four ponds connected in series: an anaerobic pond, followed by a facultative pond and two maturation ponds. This plant receives a surfacic load of  $9.3 \text{ kg BOD}_5 \text{ d}^{-1}$  and a inlet flow of  $35 \text{ m}^3/\text{d}$ . The removal efficiencies of this plant are 81.3, 149 and 73.8 mg/l respectively for SS, raw COD and raw BOD, for a theoretical total residence time of 27 days.

A layout of the waste stabilization pond system is presented in figure 1 and the characteristics are given in table 1.

## 2.2 Experimental set up and methodology

Water was sampled at the inlet of each pond (figure 1). The water was pumped directly into the test column (excepted for mixture of sediments and water). Suspended solids settling characteristics determination of pond water was carried out in a 2 m high and 20 cm diameter settling column (total volume of 62.8 l) , equipped with sampling systems at various depths: 0, 40, 80, 120, 160 and 200 cm (figure 2). We sampled (20 or 50 ml) at each level (from top to bottom) at predetermined times of 15-30-45-75-90-105-120 minutes. Suspended solids in the samples were analysed according to Standard Methods (1998). The sample volume usually (20 or 50 ml) was selected from expected results to get the best measurement accuracy.

Krishnan's method (1976) was applied to the data of these experiences. This method considers that at each time value (t) corresponds a hydraulic load (Ch) equivalent to the ascensional velocity which permitted to cross the entire column during time t. For example, if the column is 2 m high, Ch (in cm/min) = 200/t where t is the time since the beginning of the experiment.

Accordingly we can construct a removal graph which represents the percentage of the matter removed versus the hydraulic load or ascensional velocity (Ch).

This is one of the usual methods to assess the settling performance of flocculent suspensions as there is no mathematical model, as in the case of independent particles. In those methods it is assumed that settling in the column represents the phenomenon in a vertical section of water moving in the settler between the inlet and the outlet. This is the reason why the experimental column has to have the same height as the settling compartment. In this preliminary study we did not modify the depth of the test column to be sure that the half removal times would not depend on this additional factor.

We applied also Tay's model (1982), described by the following equation:

$$(S_0-S)/S_0 = \theta/(t_{50} + \theta) \quad (1)$$

Equation 1 can be rewrite as follow:

$$(S_0/S)-1=\theta/t_{50} \quad (1')$$

Where  $S_0$  and  $S$ : are concentrations of suspended solids (mg/l) respectively at  $t_0$  and at time  $\theta$ ,

$t_{50}$ : the half removal time (min) thus the time needed to get 50% removal, it is the only parameter of the model.

Equation (1), can be fitted reporting  $((S_0/S)-1)$  versus  $\theta$ . The slope of this straight line represents the half removal time reverse  $(1/t_{50})$ .

## 3 RESULTS AND DISCUSSION

The concentrations of suspended solids for each level of the column are provided on table 2; these values correspond to the case of the anaerobic pond (liquid of the pond previously mixed with sediment).

For all settling column tests on the various ponds, the principle remains the same. As time advances the particles move to the bottom of the column, accordingly the SS concentrations in lower layers of the column are increasing. An example is provided on figure 3 (pond liquid mixed with sediment).

The percentage of suspended solids removal (SS %) in table 2 is calculated according to equation (2):

$$SS\% = [(S_0 - S_{\text{average}}) / S_0] * 100 \quad (2)$$

Where  $S_0$  is the initial SS concentration and  $S_{\text{average}}$  is the average concentration of suspended solids calculated at each time. As the average is calculated from the measurements at each level it is important to have a constant distance between sampling points to get a correct "weighted" average.

Accordingly to Krishnan's method and Tay's model, described above, we determined the half removal times. Examples are provided on figures 4 and 5 in the case of the anaerobic pond (pond liquid mixed with sediment) and table 3 provides the values of  $t_{50}$  for the other ponds.

As can be seen in figure 5, Tay's model fits usually well here with  $R^2 = 0.94$ .

Here the  $t_{50}$  corresponds to the time needed to remove 50% of suspended solids obtained by interpolation of experimental values according to Krishnan method.

Overall calculated removal time (according to Krishnan method) for the different ponds is nearby graphic  $t_{50}$  (according to Tay method). Excepted graphic  $t_{50}$  for raw wastewater (liquid) which value is important 135.13 minutes compared to 60 minutes by Krishnan method for the same wastewater.

Table 3 provides the results obtained on inlet waters and waters from the various ponds. As can be seen Tay's model fits usually very well, all the  $R^2$  values are greater than 0.51.

As expected  $t_{50}$  values are not constant and ranges from 70.92 to 135.13 min, excepted for the mixture of sediments and anaerobic waters (13.90 min). This special test was done to evaluate the settling properties of sediments accumulated in the ponds. In fact those sediments can be resuspended by various processes: biogas production, mixing, pumping.... From the test we can deduct that the settling properties of those sediments are good and even if some resuspension occurs it should not last for a long time.

Tay (1982) studied the settling performance and the hydraulic behaviour of primary settling tanks at three Ontario domestic wastewater treatment plants located in Sarnia (SS = 124 mg/l), Windsor (SS = 102 mg/l) and Burlington (SS = 220 mg/l) by settling column tests. The half removal times were quite similar for the three plants. He obtained  $t_{50} = 53$  min for the test without chemical addition and  $t_{50} = 17$  and 6 min for the tests with addition of  $\text{FeCl}_3$  and  $\text{FeCl}_3$  plus polymer respectively.

Will and Davis (1962) studied the hydraulic behaviour of full scale primary settling tanks by tracer studies combined with settling characterization of the wastewater by column tests. The raw wastewater was mainly domestic with initial average suspended solids concentrations of 276 mg/l. They obtained a half removal time

value of 33 minutes. As it can be seen the values of  $t_{50}$  may be different due to the various characteristics of wastewater (i.e; initial concentrations).

In a similar study with influent suspended solids in the range 500 to 12500 mg/l from ponds treating starch industry's effluents in Thailand, Binod (2004) got half removal times of 40 and 9 minutes respectively, but with much concentrations that in our case.

Figure 6 shows the relation between the half removal times (Tay's model) and initial concentrations of suspended solids as obtained during this study. As can be seen higher the initial SS concentrations shorter the half removal time.

In our case the half removal times plotted versus the initial concentrations of suspended solids can be estimated by the following relation fitted on the data presented on table 4.

$$t_{50} = 1400.8(S_0)^{-0.57} \quad (3)$$

$$\text{With } R^2 = 0.91$$

This shows that higher the SS concentration and the settling velocity, smaller the half removal time. But here the high value of initial suspended solids for the sample with mixed liquid and sediment can be attributed to the case of hindered sedimentation (Kynch in model) instead of flocculent settling, as it is the case with the other essays. If this point is considered as an outlier the relationship still fits with a decreasing exponential. Table 4 shown that the values of half removal time obtained experimentally during this study are close to those of the model corresponding to equation 3.

#### 4 CONCLUSIONS

Very few studies were dedicated to the efficiency of the settling process in waste stabilization ponds, especially in anaerobic ponds. We can imagine that anaerobic ponds function similarly to primary settling tanks but the settling characteristics of the water from other ponds could be quite different. This study essentially focused on the half removal times determined from settling column tests on waste stabilization ponds waters. The system studied has been operating in CERTE-Tunisia for some years and can be considered "at steady state". It was selected because of the presence of an anaerobic pond and because average temperature is considered as typical of rather hot climates.

We observed that Krishnan and Tay's models fits well with experimental data and that half removal times could be determined from settling columns experiments.

In this plant the SS concentrations did not change drastically from one pond to another and unfortunately did not cover the global range for SS in ponds.

The experimental half removal time in the CERTE plant were in the range 70.92 to 135.13 min for the various pond, with a tendency to increase between the inlet and the outlet. A smaller  $t_{50}$  (13.90 min) is obtained when a mixture of liquid and sediment of anaerobic pond thus with higher concentrations. From our experiments we suggest a relationship between  $t_{50}$  and initial SS.

Anyway the direct use of those  $t_{50}$  values to interpret the global settling efficiency of the pond would yield higher efficiencies than observed as the residence time of water in ponds is usually some days thus  $S/S_0$  is less than 0.1 in equation 1.

We have now to combine hydrodynamic models of ponds and fluxes due to resuspension of sediments to get a realistic model of the settling efficiencies in ponds.

Modelling of the biological processes in stabilization ponds in general and especially in anaerobic ponds would greatly benefit from a rational approach integrating the exact contribution of the settling process in the performances of those systems. We suggest here an experimental approach to assess the settling characteristics of those waters. The next step will be to extrapolate the results of the test to quantify the performances of full scale facilities. Those steps are important milestones needed for a comprehensive approach of accumulation rates and contribution of the sediment compartment in the biological processes occurring in ponds systems.

## REFERENCES

- Becker F. A., Hedges P. D., Smission R. P. M. (1996) The distributions of chemical constituents within the sewage settling velocity grading curve. *Wat. Sci. Tech.*, **33** ( 9), 143-146.
- Binod K. (2004) Modelling of anaerobic treatment of wastewater in ponds. PhD thesis, School of Environment, Resources and Development, Asian Institute of Technology, Thailand, 151 p.
- Edeline F. (1998) L'épuration physico-chimique des eaux. Editions Cebedoc, 288 p.
- Ghrabi A. (1994) Traitement des eaux usées par lagunage naturel à microphytes : adaptation d'un pilote semi industriel en condition climatique tunisienne. Thèse de Doctorat, Univ. Montpellier II, France, 210 p.
- Krishnan P. (1976). Column settling for flocculant suspension, discussion, *JEED* (ASCE), 102, 227-229.
- Standard Methods for the examination of water and wastewater (1998) 20<sup>th</sup> edn. American Public Health Association/ American Water Works Association/ Water Environment Federation, Washington, DC, USA.
- Tay J. H. (1982) Development of a settling model for primary settling tanks. *Water Res.*, **16**, 1413-1417.
- Will R. F. and Davis C. (1962) Flow pattern in a rectangular sewage sedimentation tank. 1<sup>st</sup> International Conference on Water Pollution Research, pp. 335-385

Table 1. Main dimensions of ponds (Ghrabi, 1994)

Ponds	Anaerobic	Facultative	Maturation 1	Maturation 2
<b>Length and width (m<sup>2</sup>)</b>	<b>7.22x4.10</b>	<b>19.03x5.18</b>	<b>19.03x6.40</b>	<b>19.03x6.25</b>
<b>Depth (m)</b>	<b>3.25</b>	<b>2.34-1.44</b>	<b>1.34</b>	<b>1.22</b>
<b>Volume (m<sup>3</sup>)</b>	<b>96</b>	<b>180</b>	<b>164</b>	<b>147</b>

Table 2. Suspended solids values at each settling time and layer of the settling column (case of anaerobic pond: pond liquid mixed with sediment)

Settling		(Initial concentration (S <sub>0</sub> ): 2880 mg/l)						SS (%)
Time removal (min)	Ch (m/h)	S (mg/l) at different levels in the column (cm)						
		(0 cm)	(40)	(80)	(120)	(160)	(200)	
15	8	2500	1940	1640	1200	900	740	48.38
30	4	1770	1520	1200	860	680	520	62.09
45	2.67	1620	1040	920	780	520	460	69.10
60	2	880	620	580	500	420	380	80.44
75	1.6	640	440	480	440	400	320	84.26
90	1.33	620	420	380	380	340	300	85.88
105	1.14	580	340	340	320	300	280	87.5
120	1	320	300	280	267	240	160	90.93

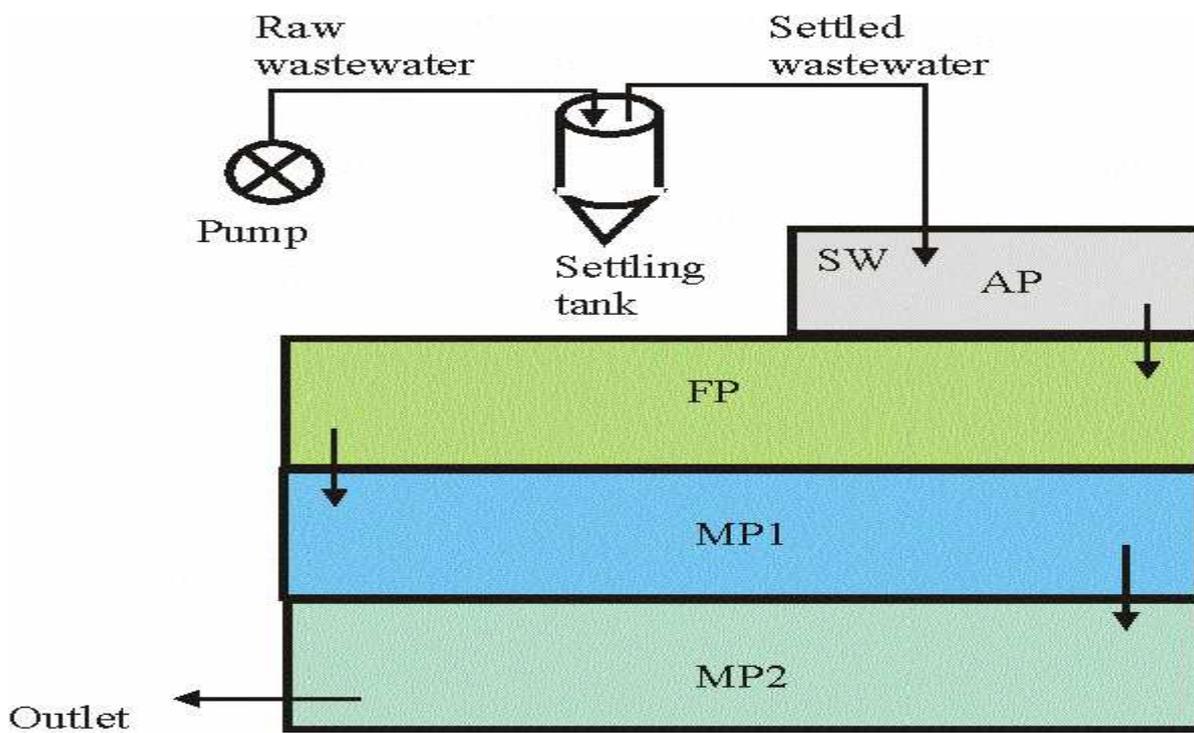
Ch: ascensional velocity; S: suspended solids concentration at each time; SS: suspended solids.

Table 3. Comparison of half removal time in each pond

	Krishnan	Tay method	R <sup>2</sup>
	t <sub>50</sub> (mn)	t <sub>50</sub> (mn)	
Raw wastewater (liquid)	60	135.13	0.95
Anaerobic pond (liquid)	90	84.03	0.72
Facultative pond (liquid)	120	125	0.90
Maturation pond 1 (liquid)	60	70.92	0.51
Maturation pond 2 (liquid)	120	120.48	0.89
Anaerobic pond (mixed liquid + sediment)	15	13.90	0.94

**Table 4. Comparison of settling model and performance of the settling column test**

	$S_0$ (mg/l)	Krishnan $t_{50}$ value (mn)	$t_{50}$ model $t_{50} = 1400.8(S_0)^{-0.57}$
Anaerobic pond (mixed liquid and sediment)	2880	15	14.94
Influent (liquid)	285	60	55.86
Maturation pond 1 (liquid)	125	60	89.35
Anaerobic pond (liquid)	110	90	96.11
Maturation pond 2 (liquid)	107.5	120	97.38
Facultative pond (liquid)	105	120	98.69



(SW: settled water, AP: anaerobic pond, FP: facultative pond, MP1: first maturation pond, MP2: second maturation pond, S: outlet)

**Figure 1. Layout of WSP of the experimental plant of CERTE in Tunisia (water was sample at the inlet of each pond)**

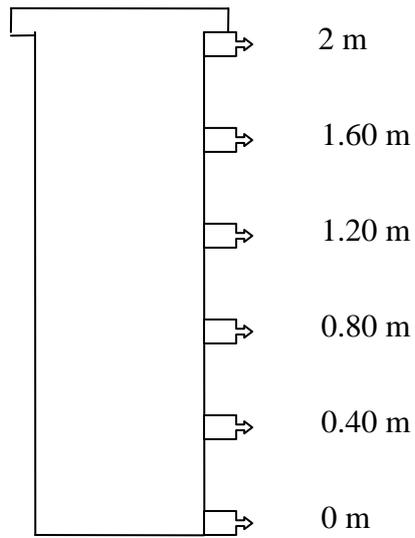


Figure 2. Scheme of settling column

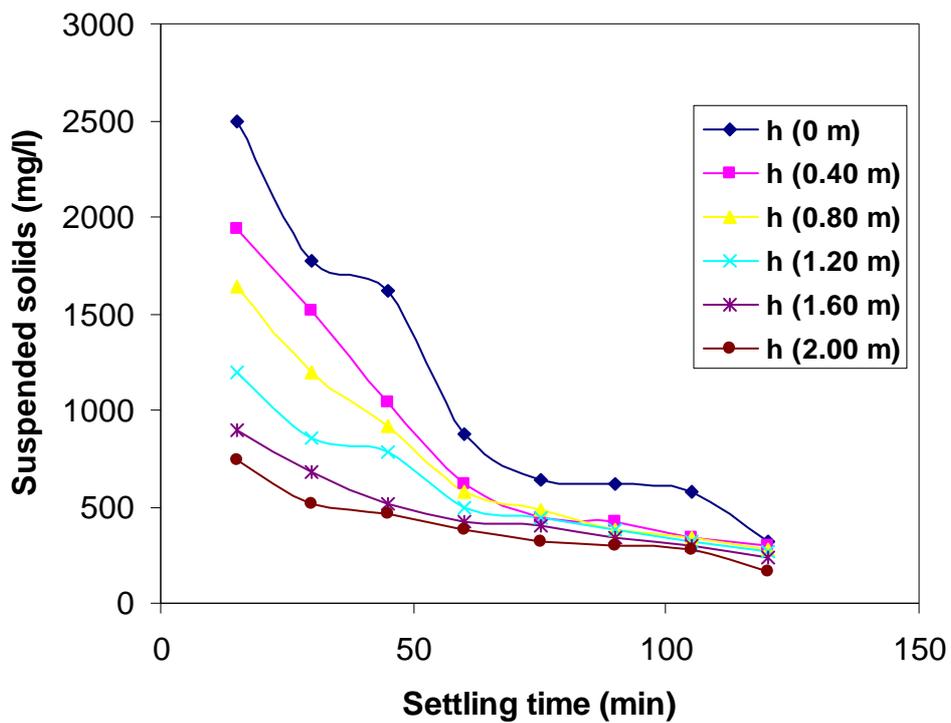


Figure 3. Evolution of suspended solids versus settling time (case of anaerobic pond: liquid mixed with sediment,  $S_0 = 2880$  mg/l)

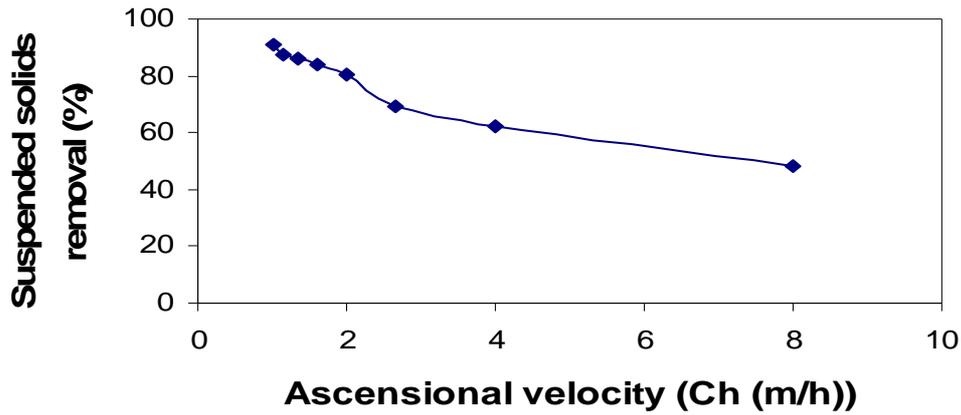


Figure 4. Suspended solids removal versus ascensional velocity (case of anaerobic pond: mixed liquid plus sediment)

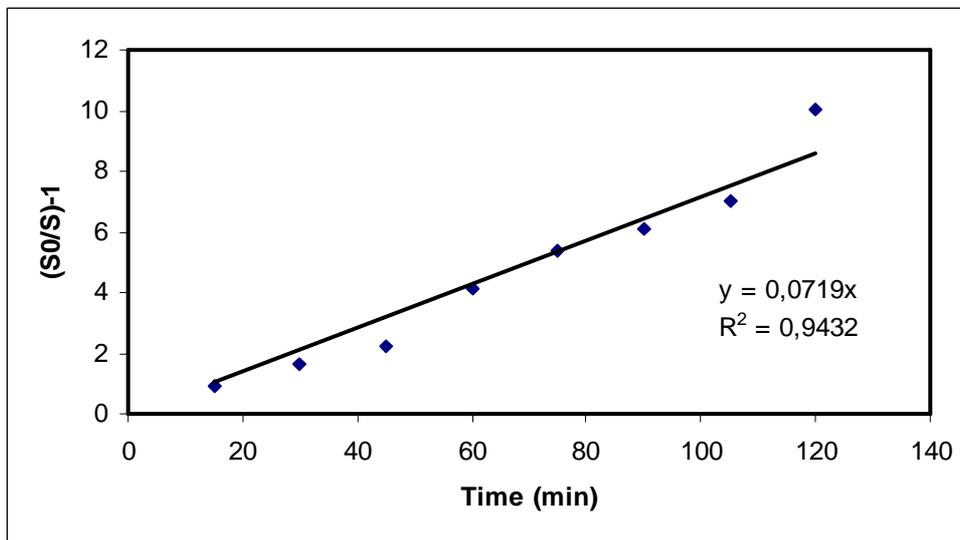


Figure 5. Interpretation of data from table 2 by Tay's model (anaerobic pond (mixed liquid + sediment),  $t_{50} = 13.90$  mn)

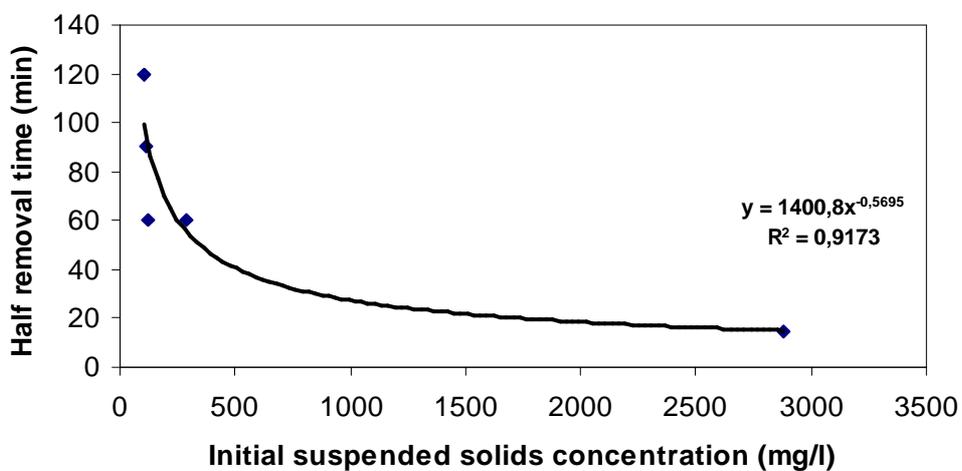


Figure 6. Half removal time versus initial suspended solids concentration of the different ponds

**PROPOSAL OF A DATABASE FOR WASTE STABILIZATION PONDS AS A TOOL FOR MODELIZATION (Case study of performance of five stations in Tunisia).**

EFFEBI K.R<sup>1</sup>, JUPSIN H.<sup>1</sup>, VASEL J.-L.<sup>1</sup>

Unité Assainissement et Environnement  
 Université de Liège –campus d’Arlon  
 185 Av de Longwy B6700 Arlon Belgium

Corresponding author: Prof. J.-L. Vasel

Tel : +32-(0)63-230849

E-mail jlvasel@ulg.ac.be

**Abstract:** The present paper’s objective is to describe the proposal of a database currently under construction as part of a wider project concerning waste stabilization ponds. The structure of the database is detailed in the present study. Such information is expected to greatly improve stabilization pond characterization, to provide useful data for modeling and, finally, to facilitate the management of such systems. An example of a Case study of performance of five stations in Tunisia is given to illustrate our database. Others statistical, comparison or modelization studies can be done from the database. This paper is also a call for contributions to the database.

**Keywords:** Analysis, database, hydrodynamic, modelization, nominal load, pond, WSP.

**INTRODUCTION**

The history of stabilization ponds currently dates back to over 40 years (Marais, 1966; Gloyna, 1971), as hundreds of plants have been built all around the world. During a rather long period the design of waste stabilization ponds (WSP) was based on empirical relationships (Marais, 1966; Mara, 1976; Ellis, 1980) and most papers presented the performances of ponds as black box models where removal efficiencies were related to basic parameters such as applied loads.

Very few models have been proposed so far using the main physicochemical and biological processes involved in the evolution of those aquatic ecosystems.

The database presented in this paper was initiated to facilitate information exchange between researchers in such a way that the modelization process should be speeded up. We present also a case study of performance of five stations located in Tunisia.

**I PRESENTATION OF THE WSP DATA-BASE**

The aim of the database is to create a general structure enabling the storage and facilitating exchange of data about various types of ponds. Figure 1 shows the general presentation of the WSP Database. Its main items are plants (20), pictures (2), nominal capacity (29), published papers (3), reports (3), hydrodynamics (31), data (physico-chemical) (33), contact person (6), and pond information (23). For each of those items the number of fields is indicated. The types of ponds considered in the study are anaerobic ponds, aerated lagoons, facultative ponds, maturation, HRAP, fish ponds, zooplancton, Lemna, tertiary and mixed ponds.

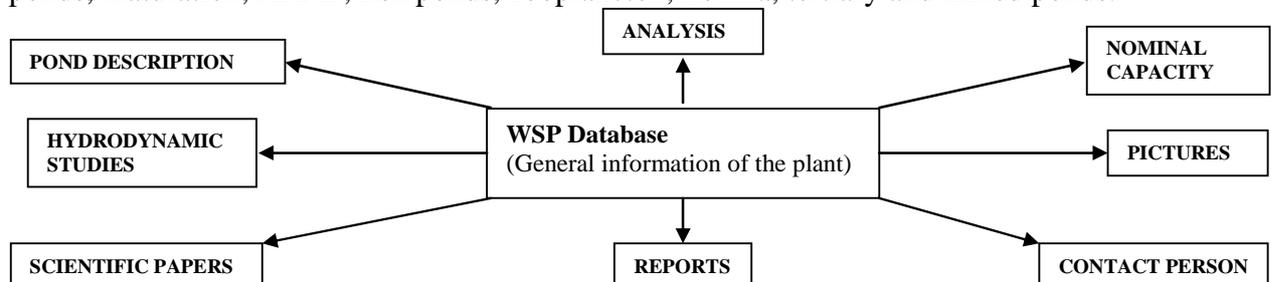


Figure 1: General presentation of the WSP Database.

## II THE DATABASE STRUCTURE

The “Waste Stabilization Ponds” database first collects general information about the pond. When the WSP plant is identified it is possible to provide other optional information, such as the name of a contact person; and the type of information available. When the responses to those items are affirmative, other related tables or forms can be opened. The database management software is Access 97. Table 1 gives the content and the fields of the database.

**Table 1: Description of the database tables and fields.**

**The database contains a main table (STATION) with access to secondary tables.**

### The main table: STATION

Plant number in the DB	Number of ponds	Present manager	Available pictures
Plant name	Available plans	Data source	Nominal load
Country	File type of plan /	Effluent standard	Water tightness
Longitude	drawing	Receptor environment	measurements
Latitude	File name	Historic	Hydraulic studies
Altitude	Additional treatment	Transformation	Available data
Building year	Decommissioned		

**Access pathways to secondary tables in the main table are the following:**

<b>Pictures</b>	<b>Nominal load</b>	<b>Papers</b>	<b>Reports</b>
<b>Hydraulic</b>	<b>Analysis</b>	<b>Contact persons</b>	<b>Basins</b>

**Every secondary table contains different fields given in the following tables (a, b, c, d, e, f, g, h):**

#### a) Pictures (different fields)

Picture number
Plant number, file name

#### b) Hydraulic studies (different fields)

Hydraulic study number	Tracer mass injected g	Remarks	Published
Plant number	Tracer mass recovered g	Response curve file type	Weather forecast: rain
Pond number	Response curve file name	Extrapolated curve	Weather forecast: Wind
Inlet mean flowrate m <sup>3</sup> /d	Visual observation: dead zone	Extrapolation star point	Mean rain
Outlet mean flowrate m <sup>3</sup> /d	Visual observation: shortcut	Interpolated curve	measurement
Inlet flowrate file name	Visual observation: density	Interpolation start point	Mean wind
Outlet flowrate file name			measurement
Flow file type			Air temperature
Tracer type			Water temperature
			Velocity
			Velocity file name
			Velocity file type

**c) Nominal capacity (different fields)**

Nominal load number	BOD concentration gO <sub>2</sub> /m <sup>3</sup> BOD load kgO <sub>2</sub> /j COD concentration gO <sub>2</sub> /m <sup>3</sup> COD load kgO <sub>2</sub> /j SS concentration g/m <sup>3</sup> SS load kg/d NK concentration gN/m <sup>3</sup>	NK load kg N/d E-coli concentration Other bacteria NH <sub>4</sub> concentration gN/m <sup>3</sup> NO <sub>2</sub> concentration gN/m <sup>3</sup> NO <sub>2</sub> load kgN/j NO <sub>3</sub> concentration gN/m <sup>3</sup> NO <sub>3</sub> load kg N/d	PT concentration gP/m <sup>3</sup> PT load kg P/d PO <sub>4</sub> concentration gP/m <sup>3</sup> PO <sub>4</sub> load kg P/d Helminth concentration Domestic, industrial, mixed, industrial wastewater percentage
---------------------	---	--	---

**d) Analysis (different fields)**

Analysis number	Filtered NKT (mg N/l)	SS (mg/l)	Filename continuous period
Plant number	Other bacteria parameters	T (°C)	period
Pond number	N-NO <sub>3</sub> (mg N/l)	pH	File type
Date/hour	N-NH <sub>4</sub> (mg N/l)	Turbidity	Number of parameters
Location (on plan)	N-NO <sub>2</sub> (mg N/l)	Chlorophyll /A	Frequency, number of cycles, remarks/units
Depth	Raw PT (mg P/l)	Helminth	
Raw COD (mg O <sub>2</sub> /l)	Filtered PT (mg P/l)	Fecal coliforms	
Filtered COD (mg O <sub>2</sub> /l)	P-PO <sub>4</sub> (mg P/l)	Continuous measuring period	
Raw BOD (mg O <sub>2</sub> /l)			
Filtered BOD (mg O <sub>2</sub> /l)			
Raw total NK (mg N/l)			

**e) Published papers (different fields)**

Available papers	Plant number	File name number	Various references
Paper number			

**f) Contact persons (different fields)**

Contact person number	Street	Country	Phone number 1
Plant number	Number	Title 1	Fax number 1
Company	Postcode	Surname 1	E-mail 1
	First letter postcode	First name 1	

**g) Reports (different fields)**

Available reports	Plant number	File name number	Various reports
Report number			

**h) Basins: Pond description (different fields)**

Pond number	Pond type	Year of last sludge removal	Total power (Kw)
Plant number	Baffles	Access road	Installed power
Volume (m <sup>3</sup> )	Water inlet system	Type of embankment	Estimated electrical consumption
Area (m <sup>2</sup> )	Water outlet system	Water tightness	Remark
Width (m)	Design criterion	Mechanical device type	
Length (m)	Sludge discharge system	Number of mechanical devices	
Mean depth (m)			

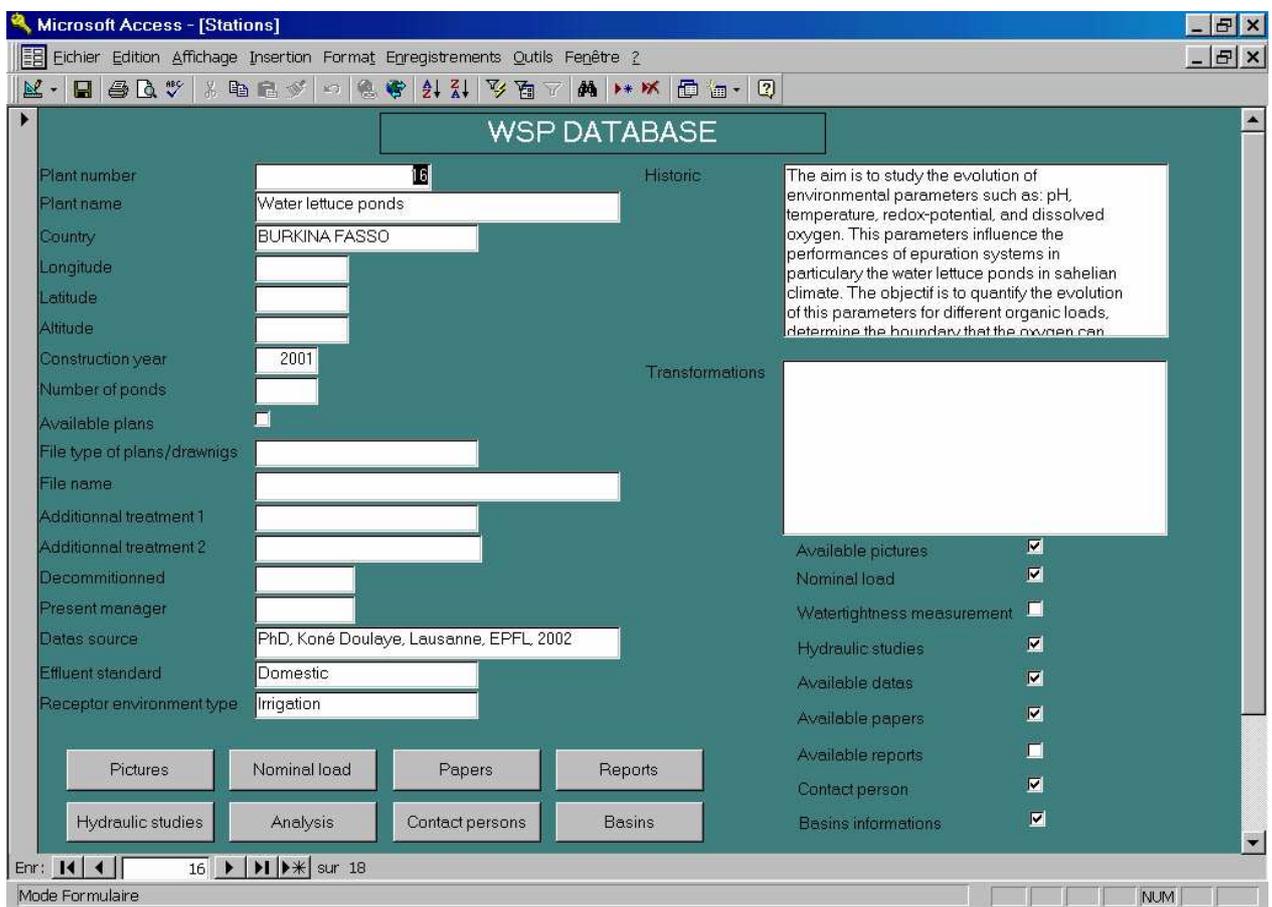
### III DESCRIPTION OF THE DIFFERENT FIELDS

Here is an example of the database's content to illustrate the principle.

The data are taken from a PhD thesis from Lausanne University (Kone, 2002) concerning a pilot plant located in Burkina Faso. The aim of this study was to treat domestic wastewater with water lettuce and to reuse the treated water for irrigation. The pilot station was a floating macrophyte type pond (water lettuce) under Sahelian climate. The main data collected were environmental parameters such as pH, temperature, redox potential and dissolved oxygen. Other informations are mentioned such as the influent flowrate, the equivalent population, the BOD load. Those data can be compared to other data or can be used for statistical analysis.

The following figure shows what appears on the main menu in the case of the Burkina Faso facility (Figure 2).

Figure 2: Screen view of the Burkina Faso floating macrophyte type pond pilot study.



#### IV THE DATA'S ORIGINS

Data of various origins were gathered in this database.

- Relevant literature: several publications have already been encoded.
- WSP manager: analyses are often available at WSP sites directly.
- Field measurements: data collection concerning various plants in Belgium, France and North Africa.
- International contacts: many people involved in the water sector have been a great help by providing their WSP data either as manuscripts or in digital form.

#### V PRESENT STATE

The current database contains 40 records for anaerobic ponds in Morocco, Zimbabwe, South Brazil, Quebec, Egypt, France and Burkina –Faso, 47 records from full scale lemna ponds in Zimbabwe, 27 records from HRAP in Tunisia, Morocco, France (Montpellier), Australia, South Africa, Brazil and Spain.

The data are issued from pilot scale plants or from full scale facilities, with 150 records from 114 different wastewater treatment facilities gathered to date.

#### VI CASE STUDY OF THE PERFORMANCE OF FIVE STATIONS IN TUNISIA

After presentation and description of the different fields of the database, we can illustrate the usefulness of such a tool. So we have decided to study the performance of five plants located in Tunisia.

Tables 2, 3 and 4 give the general description, the design parameters and the removal efficiencies parameters of the different stations respectively. Figure 3 gives the different number of inhabitant with high value (65000) for the Côtère nord plant and low value for Rades unit (6000). All the stations (El Jem, Côtère nord, Rades, Moknine and Sidi Bouzid) are natural wastewater treatment systems.

Table 2: General description of the stations (ONAS (Tunis), 1994)

<b>Plants name</b>	<b>type of wastewater</b>	<b>receiving environment</b>	<b>configuration</b>
El Jem	domestic	irrigation	2 anaerobic, one facultative and one maturation ponds
Côtère nord	domestic	irrigation / sea	2 anaerobic, 2 facultative 2 maturation and one fourth ponds
Rades	domestic	waterway	9 ponds (experimental stabilization pond)
Moknine	domestic-industrial	irrigation	2 ponds
Sidi Bouzid	domestic-industrial	waterway (Oued)	2 anaerobic, one facultative and one maturation ponds

Table 3: Design parameters

Plants name	cap.	Q (m <sup>3</sup> /d)	A (m <sup>2</sup> )	org. load (kg BOD/d)	COD <sub>r</sub> (mg/l)	BOD <sub>5r</sub> (mg/l)	SS <sub>r</sub> (mg/l)
El Jem	18000	1250	92560	600	-----	504	-----
Côteière nord	65000	15750	890000	5000	771	288	228
Rades	6000	700	-----	265	435	163	101
Moknine	60000	6400	220000	3000	1444	525	287
Sidi Bouzid	25000	2100	100000	900	1248	559	745

cap. (inhabitant), Q(flow rate), A (area), org. load (organic nominal load in BOD<sub>5</sub>), COD<sub>r</sub> (raw Chemical oxygen demand), BOD<sub>5r</sub>(raw Biochemical oxygen demand), SS<sub>r</sub>(raw suspended solids).

Table 4: outlet values and removal efficiencies

Plants name	org. load <sub>t</sub> (kgO <sub>2</sub> /d)	COD <sub>t</sub> (mg/l)	BOD <sub>5t</sub> (mg/l)	SS <sub>t</sub> (mg/l)	COD <sub>t</sub> (%)	BOD <sub>5t</sub> (%)	SS <sub>t</sub> (%)
El Jem	152	-----	105	-----	-----	79	-----
Côteière nord	688	297	47	54	61	84	76
Rades	29	258	47	69	41	71	32
Moknine	372	444	101	133	69	81	54
Sidi Bouzid	89	370	56	60	70	90	92

\*indice value (t) : treated water

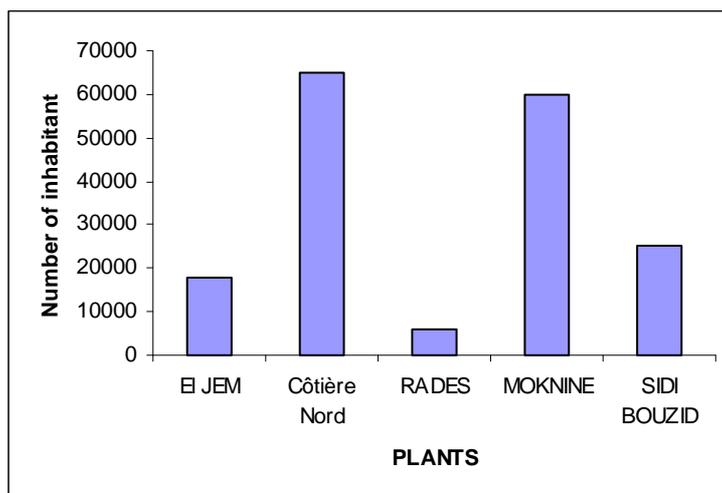


Figure 3: Number of inhabitant of the plants

All the removal efficiencies parameters (COD, BOD, SS) from the plants are above the average except Rades station with 41% for COD and 32 % for suspended solids. The removal efficiency for BOD for all the facilities (between 71 and 90 %) is better than for the other parameters.

Looking these removal efficiencies we can say that the treatment is satisfactory and the performances are good. On the other hand when we look at the data for the treated water for COD, BOD and SS, the standard (COD 90 mg/l, BOD 30 mg/l and SS 30 mg/l) are not fulfilled. All the data are above the standard; this is not a surprise because the natural WSP process is a technology that is usually not suitable to reach low effluent concentrations especially as in regard of the suspended solids. In return WSP provides effluents with a good bacteriological quality; which is very interesting in littoral areas or in case of reuse of treated

water as it's generally the case. Examples of efficiencies are provided on figures 4, 5, 6, 7 and 8.

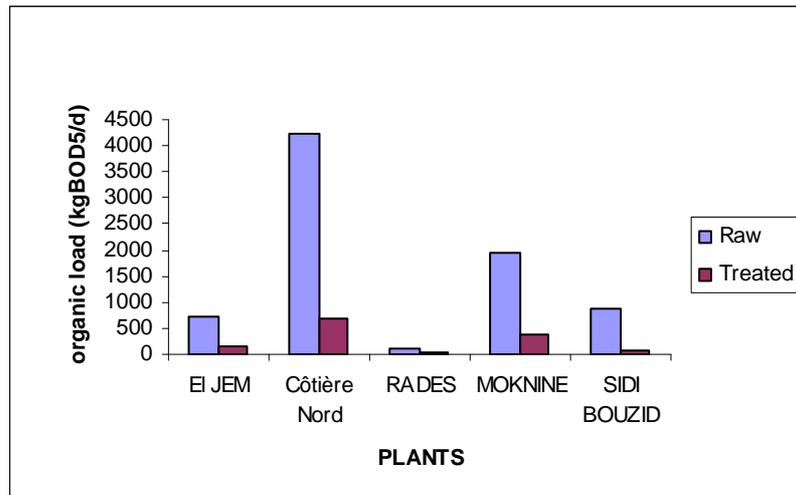


Figure 4: Organic load inlet and outlet of the plants

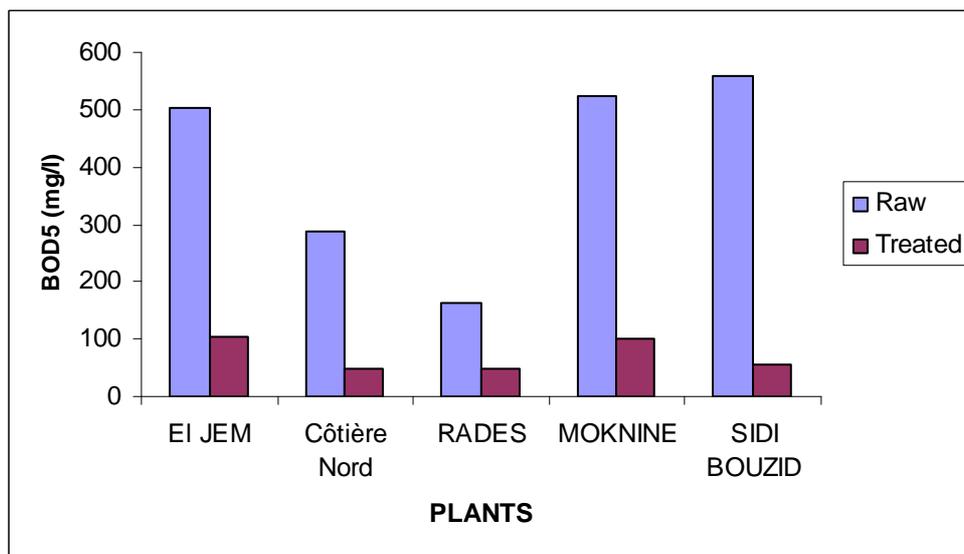


Figure 5: Evolution of BOD<sub>5</sub> in the plants

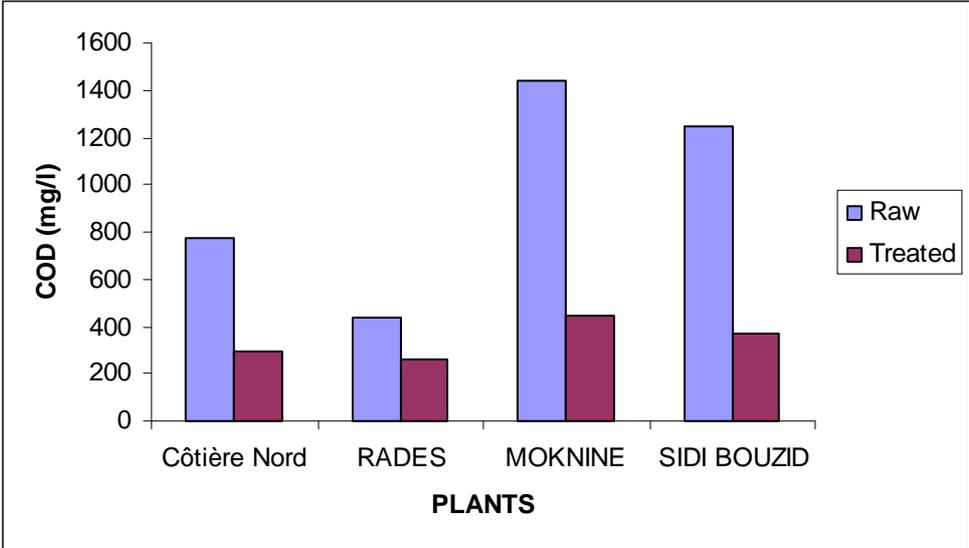


Figure 6: Evolution of COD in the plants

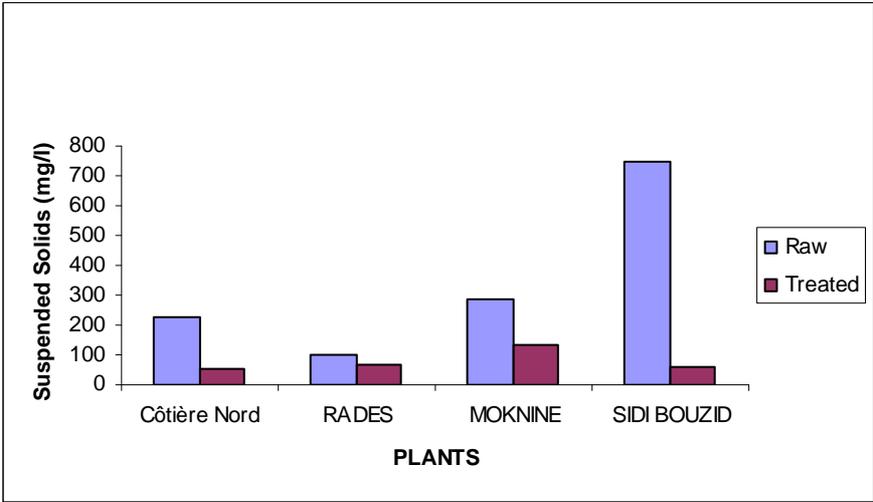


Figure 7: Evolution of the suspended solids in the plants

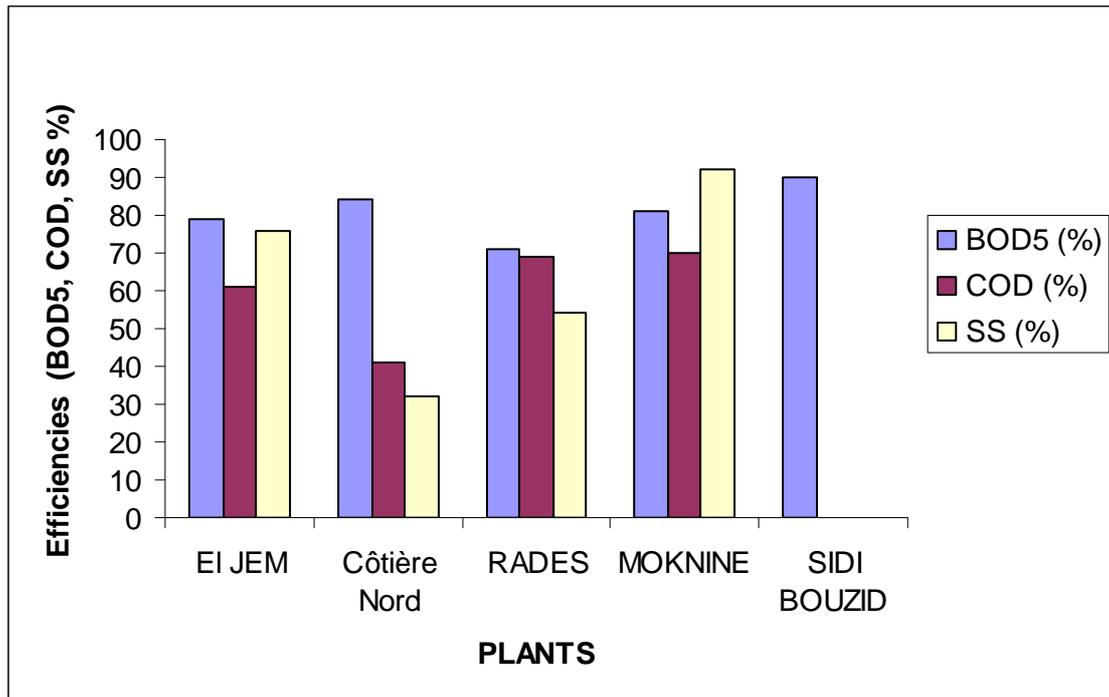


Figure 8: Efficiencies parameters of the plants

## CONCLUSION

This type of database will hopefully be a useful tool for researchers. Experimental results could furthermore be used to calibrate models. The authors are planning to provide access to this database via a web-based interface with a view to collecting and exchanging data files. One part of the data collected was used here to illustrate the efficiencies parameters of five stations located in Tunisia. When enough data will be available comparison with other facilities with the same climate will be possible and design criteria could be improved.

For the facilities where more data are available the data set could be used to calibrate models. A process to accept contributions and exchange data will be defined in the near future. Candidates wishing to participate to this database are already invited to contact the authors at the above address.

## REFERENCES

- ELLIS, K.V. (1980), Stabilization ponds water quality, preliminary treatment and pre-treatment. In: waste stabilization ponds, design and operation, WHO/EMRO. Technical publication N°3, 181-206.
- GLOYNA, E.F. (1971), Waste Stabilization Ponds. World Health Organization, Geneva, Monograph n°60.
- KONE, D. (2002), Epuration des eaux usées par lagunage à microphytes et à macrophytes en Afrique de l'Ouest et du Centre : état des lieux, performances épuratoires et critères de dimensionnement, Ecole Polytechnique Fédérale de Lausanne. 166 p.
- MARA, D.D. (1976), PhD Thesis Sewage treatment in hot climates. John Wiley and Sons, Chichester, UK. 168p.
- MARAIS, G.V.R. (1966), New factors in the design operation and performances of waste stabilization ponds. Bulletin OMS-WHO, 34, 737-763.

## Annexes

ONAS (Office Nationale d'Assainissement de la Tunisie) (1994). Rapport de synthèse générale. Société des eaux de Marseille.

## ACIDOGENIC AND METHANOGENIC ACTIVITIES IN ANAEROBIC PONDS

Effebi K. R.<sup>1</sup>, Jupsin H., Vasel J.-L.<sup>1</sup>

<sup>1</sup> University of Liege, Departement Sciences et Gestion de l'Environnement, Unité Assainissement et Environnement, 185 Avenue de Longwy, 6700 Arlon, Belgium.

Corresponding author. Tel.: +3263230849, Fax: +3263230800, Email address: [jlvasel@ulg.ac.be](mailto:jlvasel@ulg.ac.be).

**Abstract** Anaerobic ponds are used rather often in hot climates. But the design of those ponds is still based on empiric rules. As for other types of extensive systems we should try to progress to the development of mathematical models describing in details the behaviour of such bioreactors.

In the case of anaerobic ponds the two main processes of treatment (settling and biological activities) should be quantified separately. Moreover one should know more precisely where does the biological activity mainly occur: in the liquid phase or in the sediments accumulated on the bottom of the ponds. We focalised on the measurement and on the comparison of biological activities in the liquid layer and in the sediments.

Acidogenic and methanogenic kinetics were quantified on biomasses sampled in a full scale anaerobic pond located in Tunisia.

A study of the increase and decrease of acetic acid on the acidogenic and methanogenic phase respectively was carried out in closed glass bottles (500ml) maintained at mesophilic temperature (37°C).

The aim of this study is to determine the kinetic of acidogenic and methanogenic phases. Liquid and sediment of anaerobic pond were centrifuged to collect biomass which was conserved in a physiological liquid in anaerobic conditions. We defined a methodology for kinetic measurement of acidogenic and methanogenic phases.

From the calculated specific activities the respective contributions of the liquid layer and sediments can be calculated which provides precious indications for the modelisation of anaerobic ponds.

Global values are also compared to values issued from literature.

**Key words** acidogenic; anaerobic pond; biomass; kinetic; methanogenic; liquid and sediment layer.

### Introduction

Anaerobic ponds are used for treatment of concentrated organic wastewater from domestic and industry especially in hot climates.

Its design is based on empiric rules and consideration is given to the organic volumetric load.

Anaerobic ponds are rather efficient on the elimination of organic matter based on sedimentation and anaerobic degradation.

The anaerobic digestion is a complex process in which organic matter is converted into a mixture of methane and carbon dioxide. The overall conversion is carried out by a mixture of micro-organisms through several biochemical reactions in series and in parallel (Henze and Harremoës, 1983).

Anaerobic reactions taking place in the sediment include solubilization of biodegradable particulate matter followed by acidogenesis, acetogenesis and methanogenesis.

Generally the reactions occurring in the liquid layer are often neglected and are attributed to the convection movements and gas bubble (methane production) in the bottom related by the sediment layer.

The anaerobic conversion of organic matter leads to the intermediate formation of volatile fatty acids (VFA), mainly butyrate, propionate and acetate, subsequently butyrate and propionate degradation due to syntrophic metabolism, results in the production of acetate. Acetate is further degraded by acetoclastic methanogens into CO<sub>2</sub> and CH<sub>4</sub>, acidogenic activity is usually higher than methanogenic rate because it takes place first and its product (acetate) is used during methanogenesis.

The substrate used for acidogenic activity determination is usually glucose, which is considered as the main intermediate in the pathway of anaerobic digestion of carbohydrate complex organic (Soto *et al.*, 1993). About methanogenic activity determination VFA were used, especially acetic acid.

However few studies deal with the kinetics parameters of acidogenic and methanogenic activity in anaerobic ponds.

Accordingly, the work presented here assesses the biological activity both in liquid phase and in sediments accumulated at the bottom of an anaerobic pond. So we defined a methodology for kinetic measurement of acidogenic and methanogenic phases.

Acidogenic and methanogenic kinetics characterised by the increase (production of HAc) and decrease (consumption of HAc) of acetic acid respectively, were quantified on biomass samples in a full scale anaerobic pond located in Tunisia.

### **Materials and method**

This study deals with the anaerobic waste stabilisation pond of the experimental plant of CERTE (Research Center and Water Technologies) in Tunisia. We focalised on the measurement and on the comparison of biological activities in the liquid layer and in the sediments from anaerobic pond. This plant is in operation since 1992. Wastewater are settling in a primary settling tank and then distributed in the other ponds. The wastewater treatment system consists of 5 ponds connected in series. Out of these one is anaerobic pond, followed by facultative pond and three maturation ponds. This station received surfacic load in BOD<sub>5</sub> of 2930 kg/ha/d and a flow of 45 m<sup>3</sup>/d for the anaerobic pond. Our study is only on the anaerobic pond and its main characteristics are: surface area (7,22\*4,10) m<sup>2</sup>; depth 3,25 m and 96 m<sup>3</sup> as volume. The removal efficiencies of the anaerobic pond only is 32%, 12%, 14% and 28% respectively for SS, soluble COD, raw COD and raw BOD, for a theoretical residence time of 27 days.

#### **Centrifugation of biomass**

Two liters of water from the liquid layer and 25 ml of sediment of anaerobic pond were sampled and centrifuged at 3000 rpm during 15 minutes separately. The collected biomass were rinsed out twice two times with physiological liquid and centrifuged again. Then biomass from liquid layer and sediment layer were kept separately in 500 ml glass bottles filled with physiological liquid. We injected nitrogen gas in each glass bottle to maintain anaerobic condition. 25 ml of each glass bottle were analysed for SS and VSS to evaluate the kinetic per gram of dry biomass.

#### **Operating procedure**

- Introduction into a new glass bottle (500 ml) of 150 ml of glucose (1.5g/l) and 150 ml of acetic acid (0.1g/l) solutions as substrate for acidogenic and methanogenic phases respectively;
- Addition of 25 ml of the biomass suspension (from liquid layer or from sediment) for the measurement of acidogenic or methanogenic activity in liquid or sediment layer, and 125 ml of physiological liquid (NaCl at 9g/l);
- Addition of 200 ml of deaerated distilled water;
- After homogenisation by shaking the glass bottle, nitrogen gas was bubbled to maintain anaerobic condition;
- Then the glass bottle was closed down with septum and conserved at 37° C.

### Monitoring

Production (acidogenic phase) or consumption (methanogenic phase) in liquid or sediment layer from anaerobic pond of acetic acid was monitoring just after the operating procedure. Samples were collected every hour, centrifuged at 3000 rpm during 15 minutes and 0.5 ml of the supernatant was used for measurement of acetic acid (HAc).

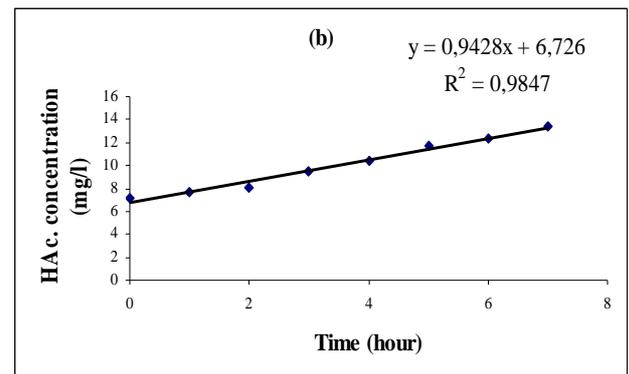
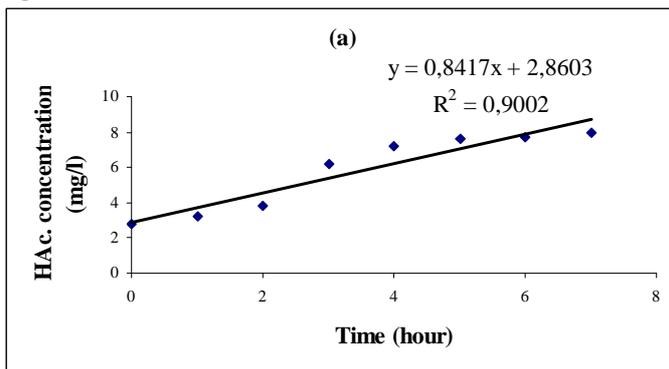
### Analytical procedures

Parameters including SS, VSS, T°C, O<sub>2</sub> were analysed according to Standard Methods (1998).

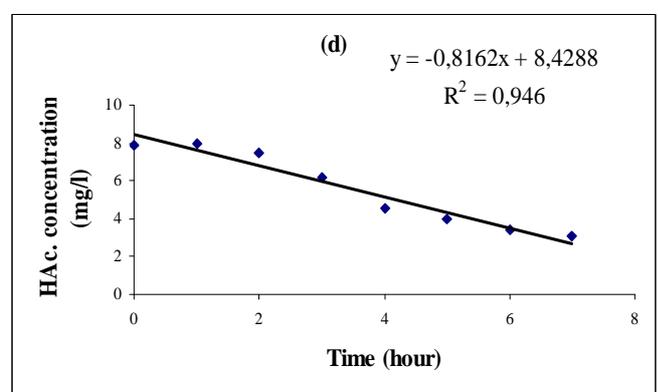
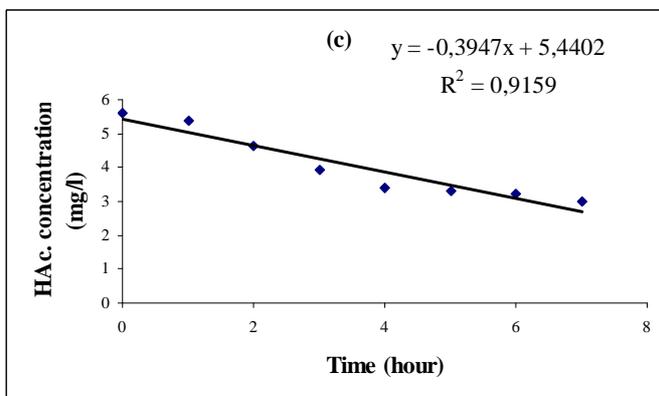
The kinetics of acidogenic and methanogenic were assessed and acetic acid was measured by the colorimetric method described by CEBEDEAU (2000). The principle of this spectrophotometric method is based on the variation of the solution coloration which is proportional to the AGV concentration. The AGV react with ethylene glycol and concentrated sulfuric acid to form esters in condition well define of temperature (100° C) and time (3mn); the esters formed give the hydroxymic acids and in presence of ferric chloride (FeCl<sub>3</sub>) colour the solution which is read at 500 nm of optical density. The measurement is done tree times for each sample and the average represents the exact value of HAc express in equivalent HAc.

### Results and Discussion

The methodology and procedures described above were applied to determine the kinetic parameters. In this section we give the results of acidogenic and methanogenic activities in liquid and sediment layer of anaerobic pond. Examples of measurements are provided on figures (a, b, c, d).



Figures (a) and (b) : Graphs of acetic acid production in liquid biomass (a) and sediment biomass (b) (Acidogenic Activity/ substrat : glucose (1.5 g/l))



Figures (C) and (d) : Graphs of acetic acid consumption in liquid biomass (C) and sediment biomass (d) (Methanogenic Activity/ substrat : acetic acid : (0.1 g/l))

Table 1: Parameters measurement in the liquid and sediment layers of anaerobic pond

Step	substrates	conc. (g/l)	Activities		
			(mgHAc./l.h <sup>-1</sup> )	(gCOD/gSS/d)	(gCOD/gCOD/d)
Acidogenic (liquid biomass)	glucose	1.5	0.84	0.09	0.09
Acidogenic (sediment biomass)	glucose	1.5	0.94	0.05	0.06
Methanogenic (liquid biomass)	acetic acid	0.1	0.39	0.04	0.04
Methanogenic (sediment biomass)	acetic acid	0.1	0.81	0.04	0.05

(Conc.: concentration; liquid biomass 0.232g/l as SS and 0.156 g/l as VSS; sediment biomass 0.504g/l as SS and 0.280g/l as VSS).

Table 2: Comparison of Kinetic parameters of acidogenic and methanogenic activities (this study and literature)

Step	substrates	concentration (g/l)	Activity (gCOD/gVSS/d)	references
Methanogenic (sludge)	acetic acid	0.12	0.19	(Soto <i>et al.</i> 1993)
Methanogenic (sludge)	acetic acid	0.25	0.39	(Soto <i>et al.</i> 1993)
Acidogenic (sludge)	soluble matter	---	0.42-1	(Henze <i>et al.</i> 1995)
Methanogenic (sludge)	acetic acid	---	1-2.13	(Henze <i>et al.</i> 1995)
Acidogenic (pure cultures)	glucose	---	13 (max.)	(Henze and Harremoës, 1983)
Acidogenic (liquid biomass)	glucose	1.5	0.14	(this study)
Methanogenic (liquid biomass)	acetic acid	0.1	0.06	(this study)
Acidogenic (sediment biomass)	glucose	1.5	0.08	(this study)
Methanogenic (sediment biomass)	acetic acid	0.1	0.07	(this study)

It should be considered that the methanogenic step rate is usually lower than the acidogenic one, especially when soluble substrates are considered (Soto *et al.*, 1993), our data correspond to this case.

Our kinetics coefficients are smaller than those mentioned by Henze *et al.* (1995), who obtained kinetics values in the range 0.42-1 from acidogenic activity and 1-2.13 gCOD/gVSS/d from methanogenic activity when organic matter in wastewater is dominated by dissolved easily degradable matter or by acetic acid respectively. Or Soto *et al.* (1993) who used gas chromatography for measurement.

This difference could be related to the physiological status of biomass in the liquid phase where the conditions (ORP for example) is probably not optimal for anaerobic activity. In our case there was also a delay between sampling of biomass and kinetic measurements.

## Conclusions

We provide here a methodology to measure acidogenic and methanogenic activities in liquid and sediment biomass of anaerobic pond. The obtained values confirm that part of the activity is located in the liquid phase. In a further step those kinetics will be used to modelise and quantify anaerobic degradation combined with settling suspended solids in anaerobic ponds.

## References

- CEBEDEAU (2000). Mode opératoire du dosage des acides gras volatils et leurs sels.
- Henze M., Harremoës P., La Cour Jansen J. and Arvin E. (1995). Wastewater treatment : Biological and chemical processes. Springer, Heidelberg.
- Henze M. and Harremoës P. (1983). Anaerobic treatment of wastewater in fixed film reactors. Wat. Sci. Tech., 15 (8), 1-101.
- Soto M., Mendez R. and Lema J. M. (1993). Methanogenic and non-methanogenic activity tests. Theoretical basis and experimental set up. Wat. Res., 27 (8), 1361-1376.
- Standard Methods for the examination of water and wastewater (1998). 20<sup>th</sup> edn. American Public Health Association/ American Water Works Association/ Water Environment Federation, Washington, DC, USA.

## ELIMINATION OF HELMINTH PARASITES EGGS IN WASTEWATER BY SEDIMENTATION

Khadija DSSOULI<sup>1</sup>, Hassan EL HALOUANI<sup>1</sup>, EFFEBI K.R.<sup>2</sup>.

**1 Centre de l'Oriental des Sciences et Technologie de l'Eau, UMP Oujda**

**Tél. 056500602, Fax.056500603, E-mail. elhalouanih@yahoo.fr**

**2 University of Liege, Unité Assainissement et Environnement, 185 Avenue de Longwy, 6700 Arlon, Belgium.**

**Abstract** The presence of helminth eggs parasites in the wastewater constitutes the main constraint for their reuse in agriculture. WHO requests less than 1 egg/l for water destined to irrigation. The average concentration of helminth ova in the studied wastewater is around 30 eggs/l. This work presents an experimental approach on the study of the elimination of helminth eggs in wastewater in a testing column in order to improve the functional and dimensional characteristics of primary settling ponds and anaerobic ponds. The study was done on a 2 m high column with sampling systems at various depths: 50, 100, 150 and 200 cm. Waste water was collected in the sewer system of the city of Oujda (Morocco). For five experimental durations 8h, 16h, 24h, 48 h and 72h. Helminth ova were counted on samples collected at various depths and times.

Data are presented as well as interpretation and comparison with Stokes velocities.

Comments for design of primary settling ponds and anaerobic ponds are presented.

**Keywords: helminth eggs, settling, removal efficiency**

### INTRODUCTION

In countries where the hydric stress is important wastewater reuse in agriculture is attractive but the utilisation of rough wastewater without any treatment is a risk for human beings and cattle due to the presence of viruses, bacteria, protozoans and helminths (Shuval *et al.*, 1986). Moreover WHO (OMS, 1989) indicates that the presence of helminths, especially intestinal nematodes, is the main constraint for treated wastewater reuse in agriculture. This is the reason why less than 1egg/l is requested. Various studies were done to evaluate the efficiency of conventional systems (activated sludge, sand filtration,..) towards helminth ova removal (Schwartzbrod *et al.*, 1989), but also WSP (Mandi *et al.*, 1993). In the case of stabilisation ponds it appears that most of the removal is observed in the first basins which in Morocco are usually anaerobic ponds. This study was decided to improve the knowledge of the removal mechanisms in order to optimise the efficiency of anaerobic ponds.

### MATERIAL AND METHODS

The totality of wastewaters from the city of Oujda are used, so far without any treatment, for the irrigation of more than 500 ha mostly for fruits and vegetables. More than 60 % of the wastewaters from the city are collected by the main canal.

The study was performed on the variations (height and time) of helminth eggs on a 2m settling column in batch mode. Previous studies were performed on smaller columns: 53 cm (Newton *et al.*, 1949) or in 66cm depth tanks (Cram, 1943). In our case we decided to adopt a depth in the usual range of primary settling ponds or anaerobic ponds i.e. 2 m.

For each test a volume of 80 l of wastewater was collected in the main sewer of the city.

The tests were performed in a 2m depth column (diameter 22.7 cm).

Sampling was done through openings located at 50, 100, 150 and 200 cm. Testing times were 8, 16, 24, 48, 72 hours. Three replicates were done for every duration.

At the end of the test all the water in the corresponding bands was collected, 10 aliquots (2 l) were prepared and settled again for 12 hours. Supernatant are evacuated and the deposits are collected and centrifuged for further analysis.

Identification of helminth eggs was done using Arther- Fitzgerald- Fox's protocol (Arther *et al.*, 1981). Counting of eggs was done under photonic microscope equipped with a Mac Master cell.

Krishnan’s Method was applied to the data of these experiences. This method considers that at each time value (t), corresponds a hydraulic load (Ch) equivalent to the ascensional velocity which permitted to cross completely the column at a time (t). For example, if the column is 2 m height, Ch (in cm/min ) = 200/t where t is the time since the beginning of the experiment.

Accordingly to this theory, we can construct a removal graph which represents the percentage of the matter removed (here helminth eggs) versus the hydraulic load (Ch).

We applied also Joo-Hwa Tay’s model (1982), describes by the following equation:

$$(N_0-N)/N_0 = \theta/(t_{50} + \theta) \quad (1)$$

Where  $N_0$  and  $N$ :respectively initial and at time  $\theta$ , concentration of helminth ova (eggs/l),

$\theta$  : retention time (min), for which we measured  $N$ ,

$t_{50}$  : the half removal time (min) thus the time needed to get 50 % removal; this is the parameter of the model.

Equation (1), which is the equation of the removal graph can be linearised reporting  $N_0/(N_0-N)$  versus  $1/\theta$ . The slope of this straight line represents is the half removal time ( $t_{50}$ ).

### RESULTS AND DISCUSSION

For most of the experiments the helminth ova identified are dominated by nematodes with respectively 97, 99, 99, 99 and 88 % for 8, 16, 24, 48 and 72 hours experiments.

Nematodes isolated belong to the following species Ascaris sp., Strongles, Strongyloides sp., Enterobius sp., Trichuris sp., Ankylostoma sp. and Capillaria sp. Ascaris sp. are largely dominating Cestodes are represented by Hymenolepis sp., Taenia sp. and Moniezia sp.

According to Krishnan method’s and Joo-Hwa Tay model’s,described above we determined the half removal time  $t_{50}$  in the range of 1.97 hour for the total of helminths eggs removal and 1.42 hour for the ascaris eggs removal. Examples are provided on figures 1, 2 and 3 a and b.

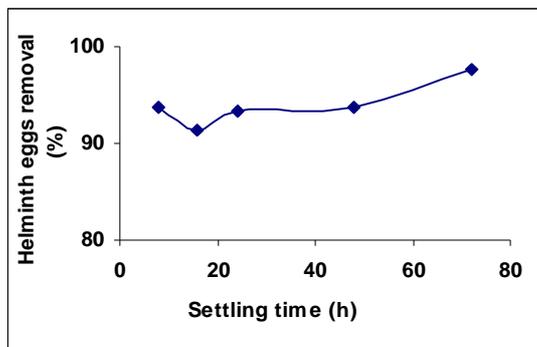


Figure 1: Evolution of Total Helminth ova removal eggs removal versus settling time velocity

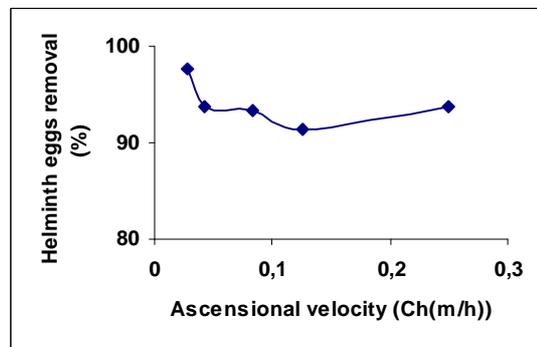


Figure 2: Total Helminth versus ascensional vélocity

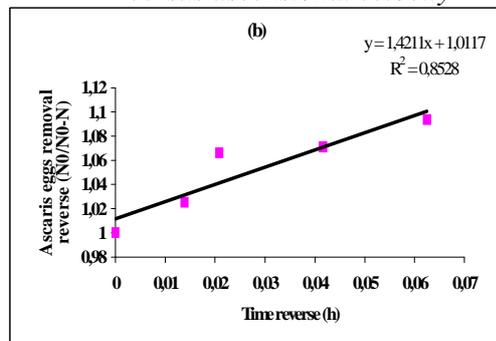
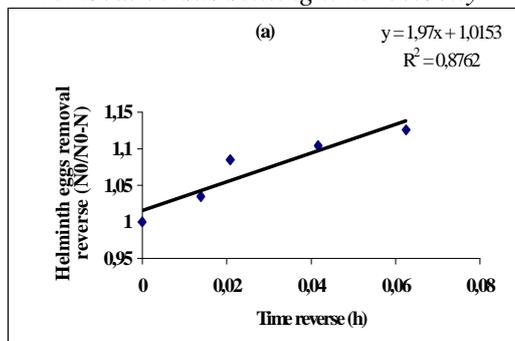


Figure 3: Interpretation of data from table 2 by Joo-Hwa Tay model’s ((a): Total Helminth eggs with  $t_{50}= 1.97$  h and (b) : Ascaris with  $t_{50}= 1.42$  h)

## Annexes

As all the species (excepted *Ascaris sp*) were not present in all the « bands » the interpretation presented here is on the total number of eggs. It is confirmed that the settling velocity is rather high. This means that settling of helminth eggs can be considered as a whole, if some eggs are entrapped in bioflocs the settling velocity keeps rather close to Stokes' velocities.(see table1) We calculated a global  $t_{50}$  of less than 2 hours but it is probably even less and experiments on shorter periods are scheduled.

One has to notice that for longer experimental periods some eggs can be found again in upper layers. This means that helminth ova could be resuspended again due to the biological activity. For example this resuspension could be due to biogas (or H<sub>2</sub>S) production from the sediments.

*Table 1 : Calculated Stokes velocity for most common Helminth eggs associated to human risk*

Species (human)	dimension (µm) (length)*(width)	D (µm)	form	density	Stokes velocity (10 <sup>-4</sup> m/s)	references
<i>Ascaris</i>	(45-75)*(33-50)	49.90	elliptic	1.11	3.4	(Shuval et al., 1986)
<i>Ankylostoma duodenale</i>	(60)*(40)	48.99	ovoid	1.05	1.1	(Shuval et al., 1986)
<i>Taenia saginata</i>	(35-40)*(30-35)	34.91	elliptic	1.22	2.33	(David et al., 1982 in Ayers, 1992a)
<i>Trichuris Trichuira</i>	(35-40)*(30-35)	49	elliptic	1.15	2.7	(Shuval et al., 1986)
<i>Ascaris</i>	(45-75)*(33-50)	49.9	elliptic	1.1	1.38	this study
<i>Ankylostoma duodenale</i>	(60)*(40)	48.99	ovoid	1.05	0.68	this study
<i>Capillaria hepatica</i>	(51-68)*(29-37)	66	cylindrical	1.13*	3.10	this study
<i>Capillaria philippinensis</i>	(36-45)*(21)	29.16	ovoid	1.13*	0.61	this study
<i>Enterobius vermicularis</i>	(50-60)*(20-32)	37.81	ovoid	1.13*	1.02	this study
<i>Hymenolepis diminuta</i>	(72-86)*(60-79)	139	circular	1.13*	13.89	this study
<i>Hymenolepis nana</i>	(30-44)	60	circular	1.13*	2.59	this study
<i>Strongyloides</i>	(50-58)*(20-35)	38.53	elliptic	1.13*	1.06	this study
<i>Taenia saginata</i>	(35-40)*(30-35)	34.91	elliptic	1.22	1.5	this study
<i>Trichuris Trichuira</i>	(50-58)*(22-27)	49	cylindrical	1.15	1.96	this study

(D : equivalent diameter, \* calculated on average density, water density (20°C) = 0.998, dynamic viscosity (20°C) = 0.001 Pa.s.) Those velocities were calculated from Stokes theory assuming the density of the solids and the equivalent diameter.

Table 2: Total helminth and Ascaris eggs values at each settling time and band of sedimentation

Settling time (h)	N <sub>0</sub> (eggs/l)		N (eggs/l) versus the column band (cm)							
			(0-50cm)		(50-100)		(100-150)		(150-200)	
	(a)	(b)	(a)	(b)	(a)	(b)	(a)	(b)	(a)	(b)
0-8	33.91-23.53		3.4 - 3		0.31 -0.29		0.62-0.6		3.2-2.01	
16	26.88 -22		1.59 -1.56		1.48 -1.45		2.9-2.1		4.68-3.03	
24	31.15 -28.05		0.74 -0.15		0.11 -0.11		0.19-0.19		7.95-5.86	
48	37.78 -24.8		0.6 -0.58		0.46 -0.46		3.12-1.97		3.28-2.89	
72	33.77 -20.59		0.23 -0.16		0.27 -0.27		0.05-0.05		2.65-1.85	

#### Settling time and half removal time

Parasites	settling time (h)	depth of settling tank (m)	references
Ascaris eggs	0.5	0.66	(Cram, 1943)
Taenia eggs	2	0.53 (column)	(Newton <i>et al.</i> , 1949)
Total Heminth eggs	1.97 (t <sub>50</sub> )	2 (column)	this study
Ascaris eggs	1.42 (t <sub>50</sub> )	2 (column)	this study

N<sub>0</sub>: initial helminth eggs; N: helminth eggs for each time and depth; a: total helminth ; b: ascaris values.

Kowal (1985) indicates that in his experiments the removal efficiency of helminth eggs depends on settling rate but also on hydraulic residence time.

## CONCLUSION

Our results confirm that main mechanism of helminth ova removal in waste stabilization pond is settling. From batch test experiments the settling velocities of various helminth eggs can be quantified. Those settling velocities are very close to Stokes velocities calculated on the shape of ova. The settling velocities can also be quantified in batch tests in rather easy experiments as suggested in this paper.

As most of the species have similar Stokes velocities the criteria on the total number of ova or on Ascaris (which is the more abundant in our case) provides similar results. Another consequence is that, as for any settling system, the removal efficiency will depend mainly on the area of the first pond in a series.

From equation (1) the time needed to get a given efficiency (for example to go from 30 eggs/l to 0.5 (less than 1)) can be calculated..

Of course the t<sub>50</sub> parameter is obtained in batch experiments. In a full scale facility operating in continuous mode the efficiency of the pond could be influenced by the hydrodynamic of the pond. Thus the t<sub>50</sub> parameter should be multiplied by a correcting factor. The value of this factor should be correlated with parameters describing the hydrodynamic of the ponds. This correcting factor is being tested on ponds whose hydrodynamics are also characterised.

## ACKNOWLEDGMENT

This work has been funded by « Programme d'Appui à la Recherche Scientifique » (PARS) coordinated by CNRST, Ministry « Enseignement Supérieur et de la Recherche Scientifique. Projet PARS AGRO 091 » Marocco.

## REFERENCES

- Arther R.G., Fox J.C. and Fitzgerald P.R., 1981. Parasite ova in anaerobically digested sludge. J.W.P.C.F, 53, 1334-1338.
- Ayers R. M., 1992. On the removal of nematodes eggs in waste stabilisation ponds and consequent potential health risks from effluent reuse. PhD Thesis, UNiversity of Leeds, U. K.
- Cram E.B., 1943. The effect of various treatment processes on the survival of helminth ova and protozoan cysts in sewage. Sew. WKS.J., 15, 1119-1138.

## Annexes

- Joo Hwa Tay, **1982**. Development of a settling model for primary settling tanks. *Wat. Res.*, 16, pp. 1413 to 1417.
- Kowal N.E.**, 1985. Health effect of land application of municipal sludge. E.P.A, 600/1, 85-015, U. S. Environmental Protection Agency, Cincinnati, U.S.A, 33-38.
- Mandi L., Ouazzani N., Bouhoum K. et Boussaid A.**, 1993. Wastewater treatment by stabilization ponds with and without macrophytes under arid climate. *Water. Sci. Tech.*, 28, 10 : 177-181.
- Newton W.L., Benneth H.J. et Figget W.B.**, 1949. Observation on the effects of various sewage treatment processes upon eggs of *Taenia saginata*. *Am. J. Hyg*, 49 : 166.
- OMS.**, 1989. L'utilisation des eaux usées en agriculture et en aquaculture : recommandations a avisées sanitaires. Rapport d'un groupe scientifique de l'OMS. Organisation Mondiale de la Santé, Rapport technique n°778, Genève.
- Schwartzbrod J., Stein J.L., Bouhoum K. et Baleux B.**, 1989. Impact of wastewater treatment on helminth eggs., *Wat. Sci. Tech.*, 21, 3 : 295-297.
- Shuval H.I.**, 1977. *Water renovation and reuse*. Ed. Shuval H.I., Academic Press Publish, New york.
- Shuval H.I., Adin A., Fattal B., Rawitz F. et Yekutiél P.**, 1986. Wastewater in developing countries: Health effects and technical solutions. World Bank Tech. pap N° 51, 326 p.

## **Sediment accumulation and evaluation of sludge production in wastewater stabilization ponds under mediterranean climatic: Case study of Tunisia**

**Keffala C.<sup>1</sup>, Effebe R.<sup>2</sup>, Ghrabi A.<sup>1</sup>, Jupsin H.<sup>2</sup>, Vassel J.-L.<sup>2</sup>**  
[keffalachema@yahoo.fr](mailto:keffalachema@yahoo.fr) ; [ahmed.ghrabi@certe.rnrt.tn](mailto:ahmed.ghrabi@certe.rnrt.tn) ; [effeb2001@yahoo.fr](mailto:effeb2001@yahoo.fr)  
[H.Jupsin@ulg.ac.be](mailto:H.Jupsin@ulg.ac.be) ; [jlvasel@ulg.ac.be](mailto:jlvasel@ulg.ac.be)

### **Abstract**

The accumulation rates of sludge and its characteristics were studied in three wastewater stabilization ponds in Tunisia (one facultative and two maturations)

The accumulation rates and distribution of sludge were determined by measuring the thickness of the sludge layer at 85 locations through each pond. The average sludge accumulation rates ranged from 0.015 to 0.018 m<sup>3</sup>/cap.yr, with a value of 0.027 corresponding to the total accumulation, and 2.34 to 3.22 dw/cap.yr. In the three ponds, the distribution of sludge is uneven, with more important accumulation near the inlet. To measure the horizontal variation in the sludge characteristics, 10 sludge cores were collected in the inlet and in the outlet of the facultative pond, whereas, for the vertical variation, sludge cores was sectioned into slices. Several parameters such as C, N, P, SS and VS were measured on these sub samples. Results shows that SS content in the deepest layer is higher than that near the surface, whereas, C, N, P, VS decrease with depth.

**Keywords:** sludge accumulation rate, wastewater stabilization ponds, sludge distribution, nutrient

### **Introduction**

A typical system of conventional waste stabilisation ponds consists of several constructed ponds operating in series (anaerobic, facultative and maturation ponds); larger systems often have two or more series of ponds operating in parallel. Unlike facultative and maturation ponds where a high proportion of organic carbon ends up as algal cells, anaerobic ponds which are efficient at removing BOD, converts organic carbon principally into methane and carbon dioxide (Picot *et al.*, 2003). Conversion to biogas appears to be a more successful treatment mechanism, considering that the presence of algae reduces the quality of effluent. However, the use of anaerobic ponds is often limited due to the release of malodorous gas (Paing *et al.*, 2003).

At the bottom of the ponds, a sludge layer forms due to the sedimentation of influent suspended solids as well as algae and bacteria that grow in the pond. This layer represents a reservoir of organic substances that can either be anaerobically digested with the release of methane from the pond surface or solubilised and recycled into the water column to act as substrates and nutrients for further microbial activity. A non biodegradable residue from settled solids or produced as a result of the microorganisms biological activities accumulates in the deeper layers until the sludge is removed by desludging. Thus, reducing gradually the active volume of the pond and shortening hydraulic residence time, so that the pond performance tends to deteriorate with time; (Cavalcanti *et al.*, 2002; Schneiter *et al.*, 1984).

---

<sup>1</sup> Wastewater treatment and recycling laboratory, INRST, Hammam-Lif, Tunisia

<sup>2</sup> University of Liège, Département of Sciences and Environnemental Management, 185 Avenue de Longwy, 6700 Arlon, Belgium.

Corresponding author: Tel.: +3263230849, Fax: +3263230800, Email: [jlvasel@ulg.ac.be](mailto:jlvasel@ulg.ac.be).

Sludge accumulation is normally expressed by assuming an amount produced per capita per year. In spite of this fact it is not always easy to determine accurately the equivalent population served, sludge accumulation per capita can vary considerably from place to place. Thus more regional data corresponding to average load per capita and local climate are needed. It's not strange, therefore, to find figures reported in the literature to describe sludge accumulation exhibiting a wide variation (Muwaffaq *et al.*, 1995) The accumulation rates of sludge which depend on temperature, wind velocities (Bilhalva *et al.*, 2004 ; Nelson *et al.*, 2004) age and geometry of the pond as well as characteristics of produced sludge must be estimated so that the frequency of sludge removal can be determined and integrated into the pond design, maintenance schedule, and budget (Nelson *et al.*, 2004) .

The accumulation rate is not constant and decrease with time due to anaerobic degradation and consolidation of sludge (Picot *et al.*, 2004). One of the most important factors which influence the sludge degradation efficiency is the local climatic conditions (Mende *et al.*, 1995). It's generally accepted that very little anaerobic degradation occurs at temperatures below 15°C, since at such temperatures, bacterial growth and metabolism are reduced (Lens *et al.*, 2001). According to Ghrabi *et al.*, (1994), Papadopoulos *et al.*, (2003) high accumulation occurs during winter and low ones during summer due to the increased digestion rate.

The types of bacteria involved in the anaerobic processes namely the acidogenic and methanogenic bacteria become more active under warm conditions. The optimum temperature range for mesophilic anaerobic degradation is considered to be in the range 30 °C to 35 °C (Tchobanoglous *et al.*, 1987).

In addition to quantify the rate of sludge accumulation it is necessary to know how the sludge is distributed in a pond. The sludge distribution which is primarily a function of pond configuration (Franci *et al.*, 1999) can have a significant impact on the ponds hydraulics and consequently the treatment efficiency (Nelson *et al.*, 2004).

The first objective of this paper is to determine the quantity, distribution and rate of accumulation of solids in a full scale primary facultative and maturation pond operating under semi-arid conditions. The second aim of this work is to study the physical, chemical characteristics of the sludge accumulated in a facultative pond for the treatment of urban wastewater and their horizontal and vertical variation within the sludge layer.

## Materials and methods

### 1 Characteristics of field site

The semi-industrial wastewater treatment plant is connected to sewer system of Tunis City. The wastewater is settled in a primary settler, in witch some suspended solids are removed by sedimentation. After settling, wastewater enters into the stabilisation ponds.

The pond system comprises an anaerobic pond (AP) (29.6 m<sup>2</sup> area; 3.25 m depth), facultative one (FP) (98.57 m<sup>2</sup> area; 1.44-2.34 m depth) and two maturation ponds M1P, M2P (121.79; 118.93 m<sup>2</sup> respectively, with depth of 1.34; 1.22 m) in series. The Schematic diagram of the waste stabilisation ponds is presented in Fig. 1

At the time of sampling and experimental measure, waste water stabilisation ponds had been in operation for at least 97 months. During this study, only FP, M1P and M2P were selected due to the difficult accessibility inside the others ponds (anaerobic and planted one).

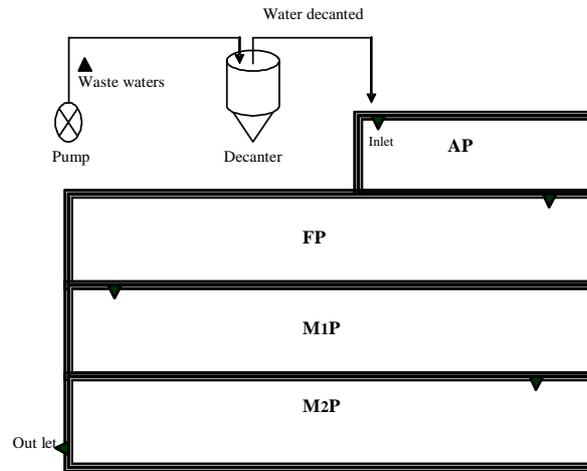


Fig 1: Schematic diagram of the wastewater stabilisation pond

Knowing that Tunisian inhabitant rejects 33 g DBO per day and the mass loading rate measured at the entry of the station is 9.3 kg DBO5/j, the calculated number of inhabitants served by this control station is 282. This value is variable according to the mass loading rate of supply related to each pond.

## 2 Measurement of sludge thickness

The rate of accumulation of particulate matter in the pond was determined at one meter intervals across the complete width and length of the pond. To determine the sludge distribution and average accumulation rate, the sludge layer was measured in facultative and the two maturation ponds at 90 to 108 locations over each pond using a stem. The technique is transposed from CEMAGREF work, then modified by the unit «Sanitation and environment» of university of Liège (Belgium). The thickness of the sediments results from the subtraction the total depth of the basin, measured by the main stem, and that of the water layer measured by a slipping stem provided at its lower end with a porous disc which will stop at the deposits surface. The difference between the heights of these two stems determines the thickness of the section deposits.

Three-dimensional surface profiles of the sludge distribution in each pond were created with a surface mapping program (Surfer. Version 7.00, Golden Software, Inc., Golden, Co). Grid files were generated from each data set by the point kriging method using exact interpolation. Surfer was also used to calculate the total sludge volume for each pond by interpolating the sludge surface using Simpson's 3/8 rule and integrating.

Apparent sludge accumulation rates (mm/yr) were calculated for each pond by dividing the total sludge volume by the pond bottom area and the number of years of operation.

## 3 Sampling

The facultative pond was selected for sampling where the sludge accumulation was important. Sludge cores were extracted from a footbridge, by sludge coring system, at two different locations situated in the inlet and outlet zones of the ponds. Considering the respective

positions of these points, the difference between the sludge would be maximal. Sludge coring apparatus was developed by the unit «Sanitation and Environment». The sample is taken by vertically inserting a cylindrical Plexiglas tube, 30 cm length and 5 cm interior diameter in the layer of sediments. This tube is opened at its lower end while its higher end is equipped with a non-return valve. Maintained at the end of a long iron bar, this system can be used at various depths (fig. 2).



Fig.2: Sediment sampling system

Five cores samples have been taken in each point, overlying water was removed using a pump and the remaining sediment was analysed to obtain a mean value for each location. Such cores are designed to evaluate the horizontal variations of the characteristics of sediments from facultative pond.

To evaluate vertical variations within the sludge layer, 18 sludge cores were also collected from the same pond (FP) by the sludge coring system to retain sediment without causing significant vertical disturbance of the sludge layers. After removing of overlying water, the cores were frozen then sectioned into stratified sub-samples (5cm for each slice). Such cores are also designed to evaluate the sediment chemical characteristics of the facultative pond.

The sediment samples were transported in a cooler to the laboratory and stored at 4°C before analysis.

#### **4 Laboratory analyses**

On the sludge samples, laboratory analysis including suspended solids, volatile solids, total nitrogen, phosphorus and carbon were performed in accordance with the analytical methods described in AFNOR.

### **Results and discussion**

#### **1 Sludge distribution and rate of accumulation**

In the first facultative pond (FP), the distribution of sludge was very uneven (figure 3a); the thickness of measured sludge layer ranged between 4 and 84 cm, being thicker in the

first compartment of the pond (2.34 of depth) with a mean accumulation rate of 4.1 cm/yr. (Table 1).

Table 1: Average thickness of sediment in three stabilisation ponds

Ponds	Age (months)	Sediment thickness (cm)			Accumulation rate (cm/yr)
		Average	min	max	
FP	97	33	4	84	4.1
M1P	97	12.8	4	44	1.6
M2P	97	10.2	2	42	1.3

Cavalcanti *et al.*, (2001) concluded that if the pond is subdivided in sections or lanes so that mixing is minimised, the settleable solids will settle in the first section of the pond. In the two maturation ponds, maximum sludge thickness occurring near the inlet and the outlet of the ponds, higher accumulation also occurred in some of the corners (figure 3b, 3c). The sludge becomes anaerobic and is buoyed up by the gaseous products of anaerobic decomposition; these floating masses are then blown into the corners by the wind (Middlebrooks *et al.*, 1982; Hammou *et al.*, 1992).

In the same way, Bilhalva *et al.*, (2004) showed that in a full-scale primary facultative pond operating for most of the time under high wind conditions; the bulk of the sludge accumulation was greatest in the inlet zone and confirmed that sludge deposition within this zone was affected by wind action.

The results from this research contributes to a growing body of evidence demonstrating that in facultative ponds with single inlets, the majority of sludge accumulates directly in front of the inlet (Shneiter *et al.*, 1983; Carré *et al.*, 1990; Nelson *et al.*, 2004)

According to Nelson (2004), alternative inlet configuration such as installing additional inlet pipes or increasing the inlet velocity or direction would distribute the sludge over a larger area.

Table 2: Sludge accumulation rate in the three stabilisation ponds

Ponds	Age (months)	Vs (m <sup>3</sup> )	population	SS (g/l)	Vs / Vt	Accumulation rate		
						mm/yr	m <sup>3</sup> /cap.yr	Kg Dw/cap.yr
FP	97	34,53	231,13	174	19,1	43,3	0,018	3,22
M1P	97	14,74	124,29	170	8,9	15	0,015	2,49
M2P	97	11,83	98,90	158	8	12,3	0,015	2,34
FP, M1P, M2P	97	61,1	282	167			0,027	4,49

(Vs: sediment volume calculated by surfer, Vt: total volume of pond, SS: suspended solid concentration reported on average samples took at the inlet, medium and the outlet of each pond, Dw: dry weight).

**Sludge accumulation rates (mm/yr)** were calculated for each pond by dividing the total sludge volume by the pond bottom area and the number of operation months, than multiplied by 12.

**Sludge accumulation rates (m<sup>3</sup>/cap.yr)** were calculated for each pond by dividing the total sludge volume by the number of population and the number of operation months, than multiplied by 12.

**Sludge accumulation rates (Kg Dw/caps.yr)** were calculated for each pond by dividing the total dry matter of sludge by the number of population and the number of operation months, than multiplied by 12. The total dry weight of sludge is the multiplication of the total sludge volume by SS concentration of each pond.

**Population for each pond** were calculated by dividing the mass loading rate (kg DBO /j) at the inlet of each one by the rate of Tunisian reject (33g DBO5/j); **population related to the three ponds** were calculated by dividing the mass loading rate (kg DBO /j) at the principal inlet of the station by the rate of Tunisian reject (33g DBO5/j)

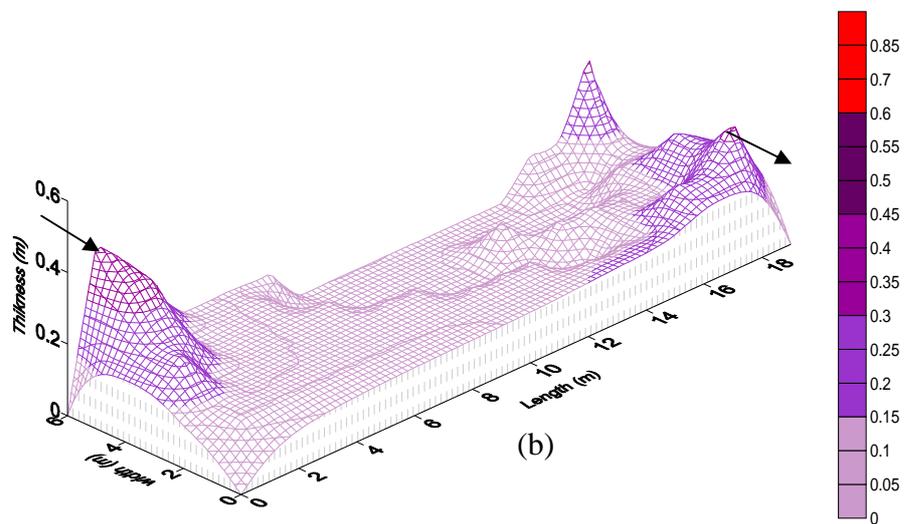
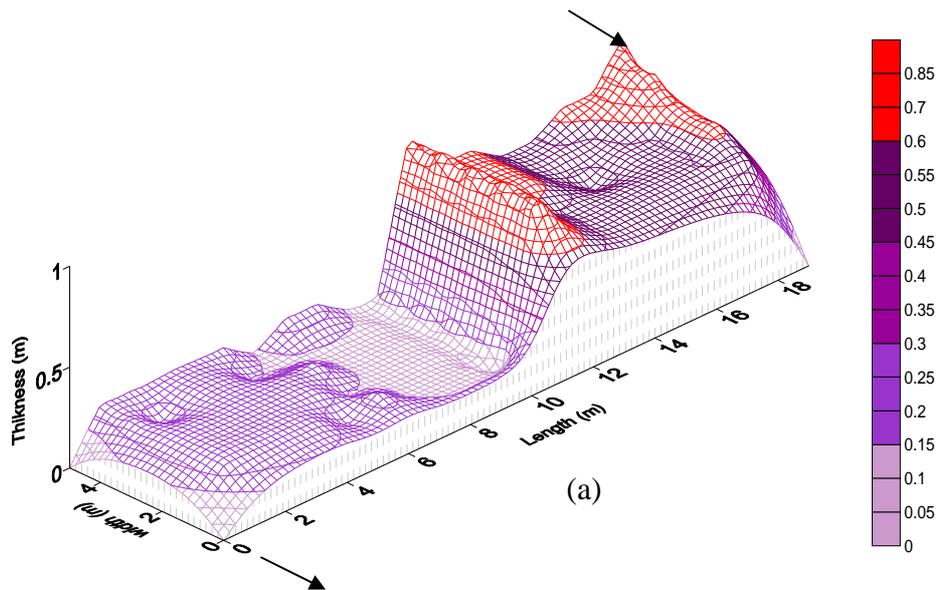
The sludge accumulation rates were determined both as the net average annual increase in sludge thickness and on per capita basis as both are used in (table 2). In this research, the measured average annual thickness ranged from 12.3 to 43.3 mm/year, with a larger value corresponding to the first facultative pond and a mean value of 23.5 mm/yr. This result is expected because it receives the higher loading rate. These rates are comparable to those reported by Picot *et al.*, (2004); 8-27 mm/year in 19 French primary facultative ponds in operation for 12 to 24 years. Nelson *et al.*, (2004) reported an average annual accumulation varying from 19 to 21 mm/year in 3 Mexican primary facultative ponds in operation for 3 to 10 years. Through values reported in literature, the average annual accumulation rate of sludge varied widely because thickness is strongly affected by pond loading rate, and treatment efficiency of each pond. In agreement with Picot *et al.*, (2001); the time of operation of the pond is important to mention, because the annual rate of accumulation of the sludge is smaller with the age of the pond; exemplifying for the anaerobic ponds of Mèze, located in France, whose rate of sludge accumulation was of 62 cm/yr after 7 months of operation and decreased for 12 cm/yr after 18 months of operation. This fact is also verified by Ito (2001) that presents data obtained by Tsutiya and Cassettari (1995) of 2.2 cm/yr for facultative pond with 12 years of operation, and reports Nascimento's data (1999) of 1.33 cm/yr for a pond with 15 years of operation. It's better to provide sludge accumulation rates in volume per person per year or in dry weight per person per year in order to compare several ponds which may have different area and volume ratio. In this study, the average per capita accumulation rates obtained in FP, M1P and M2P are respectively 0.018, 0.015 and 0.015 m<sup>3</sup>/cap.yr, thus a total accumulation rate of 0.027 m<sup>3</sup>/cap.yr. These values are less than the medium value of 0.064 m<sup>3</sup>/cap.yr obtained on 19 facultative ponds located in the south of France in operation for 13 and 24 years, and reported by Picot *et al.*, (2004) but similar to values reported by Nelson *et al.*, (2004) that ranged from 0.021 to 0.036 m<sup>3</sup>/cap .yr in Mexico. Under oceanic conditions, Carré *et al.*, (1990) observed an average value of 0.12 m<sup>3</sup>/cap.yr on 12 primary ponds. In the case of our study, the average per capita accumulation rate obtained for experimental ponds are close to value that have been measured by Gomes de Sousa (1988) in Portugal reporting a value of (0.02 m<sup>3</sup>/ cap.yr) and similar to that reported by Picot *et al.*, (2003) who obtained a value of 0.017 m<sup>3</sup>/ cap.yr when studying on anaerobic ponds. Nelson *et al.*, (2004) observed an average value of (0.036 m<sup>3</sup>/ cap.yr) on a facultative pond, whereas, an accumulation rate of 0.028 m<sup>3</sup>/cap.yr have been measured by Cavalcanti *et al.*, (2002) in a polishing pond treating UASB effluent under tropical climatic conditions.

Nelson *et al.*, (2004) concluded that 0.04 m<sup>3</sup>/ cap.yr is a reasonable value. On the other hand, the values measured in the two maturation ponds are two to four times smaller than the values reported in the literature. Nelson *et al.*, (2004) concluded that 0.04 m<sup>3</sup>/ cap.yr is a reasonable estimate of the average rate of sludge accumulation in both facultative and anaerobic ponds even in regions with average temperatures well below 20°C. Although, a value of 0.1 m<sup>3</sup>/pers.yr is recommended, when designing anaerobic ponds with average temperatures below 10°C (Mara and Pearson, 1998).

In this study, from 8 to 19 % of the pond volumes were occupied by solids. This filling rate can not affect pond performance. We think that with a filling rate above 30 %, ponds require desludging. Owing to the seasonal variations in sludge accumulation, desludging should be achieved at the end of summer, when the winter stock has been metabolized (Mara and Pearson, 1998)

## Annexes

The rates of accumulation sediment expressed in dry weight per person per year, in the three experimental ponds varied between 2.34 to 3.22 kg Dw/ cap.yr. Thus, a total accumulation rate of 4.49 kg Dw/ cap.yr. Contrarily to the maturation ponds, the value obtained for the facultative basin (3.22 kg Dw/ cap.yr) is similar to those obtained by Nelson *et al.*, (2004) in Mexican facultative pond where reported a value of 3.48 kg Dw/ cap.yr.



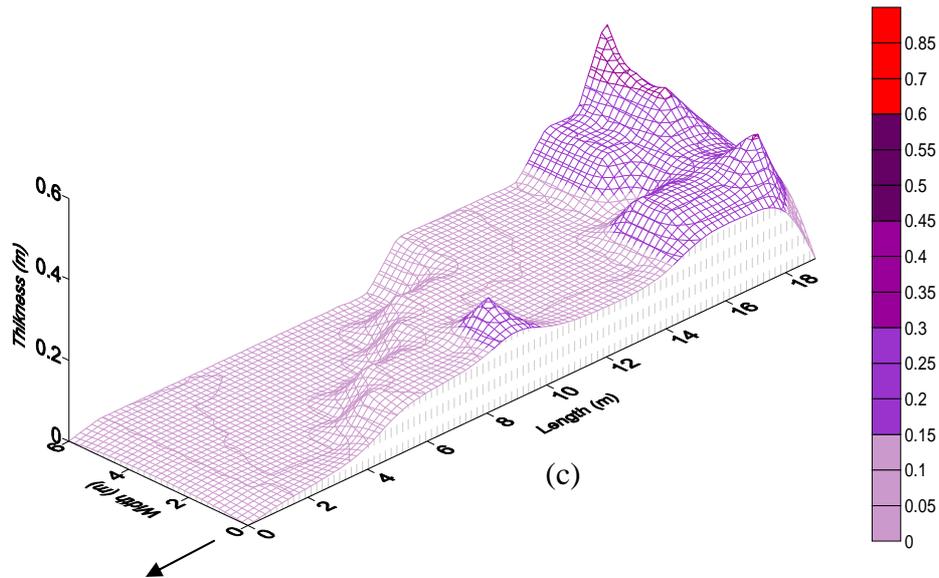


Fig.3: Sludge distribution in the three ponds (a) FP (b) M1P (c) M2P  
 The locations of the inlets and outlets are indicated by arrows  
 Colours represent the sludge thickness

## 2. Sediment characterization, vertical and horizontal variations

In the case of this study, only the sediments of the facultative pond (FP) are subject to detailed physicochemical analysis.

Table 3: Sediment characteristics in the facultative pond

Number of samples = 98	Dry matter (g/100g fresh matter)	Volatile matter (%)	Carbon (%)	Nitrogen (%)	Phosphorus (%)
<b>Average</b>	16.8	51.3	26.3	2.5	1.2
<b>Standard deviation</b>	5.6	4.9	3.1	3.6	2.6

The averages of the physicochemical analysis carried out during the year 2004, on 18 cores taken from (FP) and sectioned into 98 slices are represented in (table 3). The result of sediment analysis shows an important organic matter content (51.3 %), this last one indicates low stabilization of the sludge originated from this pond. This value can be compared with the obtained sludge reported by Zanotelli *et al.*, (2005) who recorded values of 56 % for VS and 24.6 % for SS, observed on sediments of an anaerobic pond preceded by a decanter. Carré and Welte (1986) reported values of 17.4 % for SS and 27.4 % for VS on sediment of wastewater treatment plant in France.

The sediment analyses showed their lower content in fertilizing elements (nitrogen and phosphorus) compared with sludge produced by other biological plants such as slurry pit and stabilized aerobic sludge which were reported in Legeas *et al.*,(1992). Although, the agricultural use of sludge is the most logical, their composition does not confer to them

## Annexes

special agronomic interest. According to Legeas *et al.*, (1992) the nitrogen and phosphorus contents are low because of their long maturation in the ponds. When the wastewater treatment system is divided into several ponds, the sludge issued from the first one, has a better fertilizing value (Carré and Welte ,1986).

The average values of each parameter (carbon, nitrogen, phosphorus, dry matter and volatile matter) are calculated from 5 replicates sludge cores collected near the inlet and outlet of the facultative pond to study the horizontal variation of the sludge characteristics.

Table 3: Sediment characteristics in the inlet and the outlet

	Inlet		Outlet	
	Average	SD	Average	SD
n = 5				
SS (g/100g fresh matter)	14.8	1.4	16.1	1.8
VS (%)	52.3	0.8	50.1	0.9
C (%)	26.5	0.8	25	0.5
NK (%)	2.5	0.8	2.5	1.1
TP (%)	1.3	0.4	1.1	1.9

\* (%) g/100g dry matter

\* (SD) Standard Deviation

Sludge characteristics shows a significant content of carbon and volatile matter, whereas, the difference between the averages concentrations in the inlet and the outlet are not significant (table 3). The ratio of volatile to suspended solids VS/SS was used as an approximate measure of the fraction of organic to inorganic matter. The values of 0.52 in the inlet and 0.5 in the outlet indicate a good mineralization of sludge. According to Picot *et al.*, (2005), when the ratio VS/MS is lower than 0.6 sludge is considered as completely mineralized.

(Nelson *et al.*, 2004; Carré and Baron (1987) showed that the sediment content of dry matter at the inlet is higher than that at the outlet, due to the greater thickness of the sludge layer, which causes more compression, but may also be affected by a higher fraction of silts and sand that settle out near the inlet.

In the other case, the vertical variation of sludge characteristics was studied within the facultative pond.

Taking into account that the pond's depth varies from 1.44 to 2.34 (m), first half of the pond (level (a)) correspond to 1.44 m, the second part, (level (b)) is the deepest and correspond to 2.34 (m). Because of the difference between the cores sediment thickness, the samples resulting from the first and second half were treated separately.

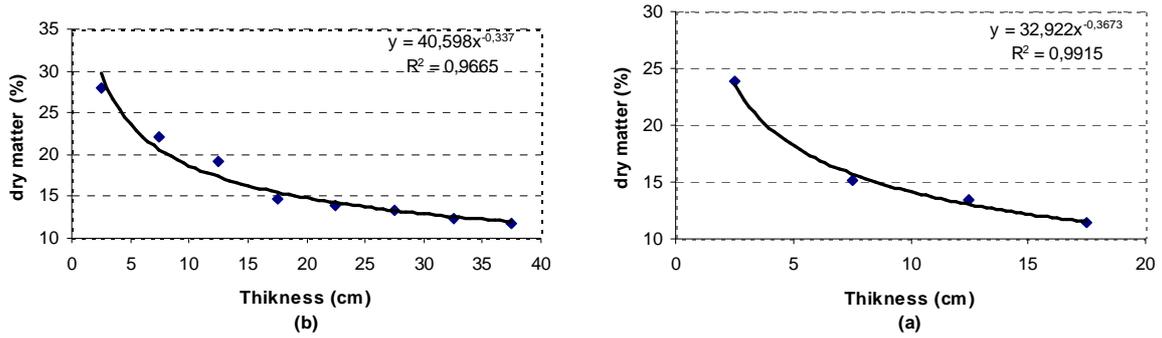


Fig. 4: Relationship between sediment thickness and dry matter content

(a) First half of pond or level (a); (b) second half of the pond or level (b)

0: correspond to the bottom of pond

The dry matter concentration was found to be dependent on the depth (Figure 4), with values increasing from around 11% at the sludge water interface to over 23% in the deepest sludge. Similar results were found by Nelson *et al.*, (2004), Carré and Baron (1987) which confirm that the content of dry matter in the deepest layer is higher than that on the surface. The increase in the content of dry matter with the depth is related to the age of the sediments.

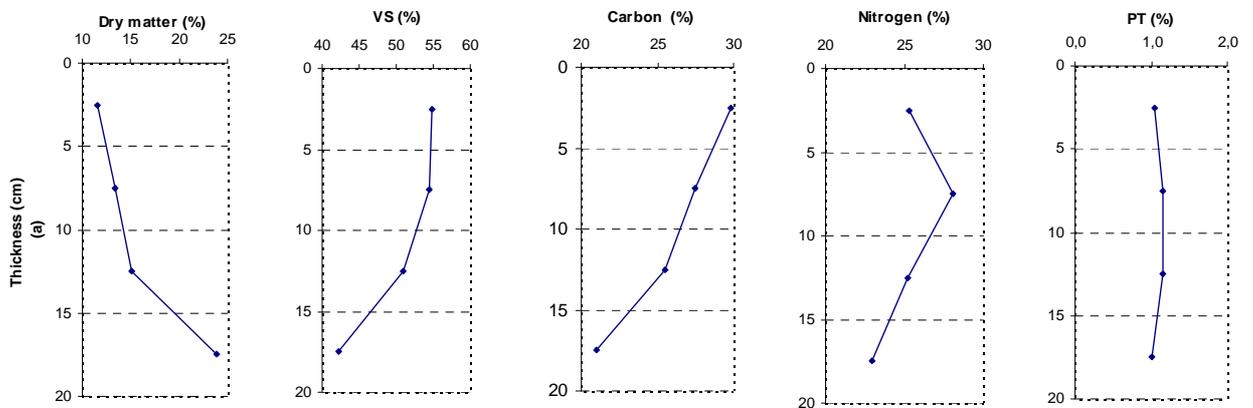


Fig 5: Vertical variation of sludge composition in the level (a) of the facultative pond

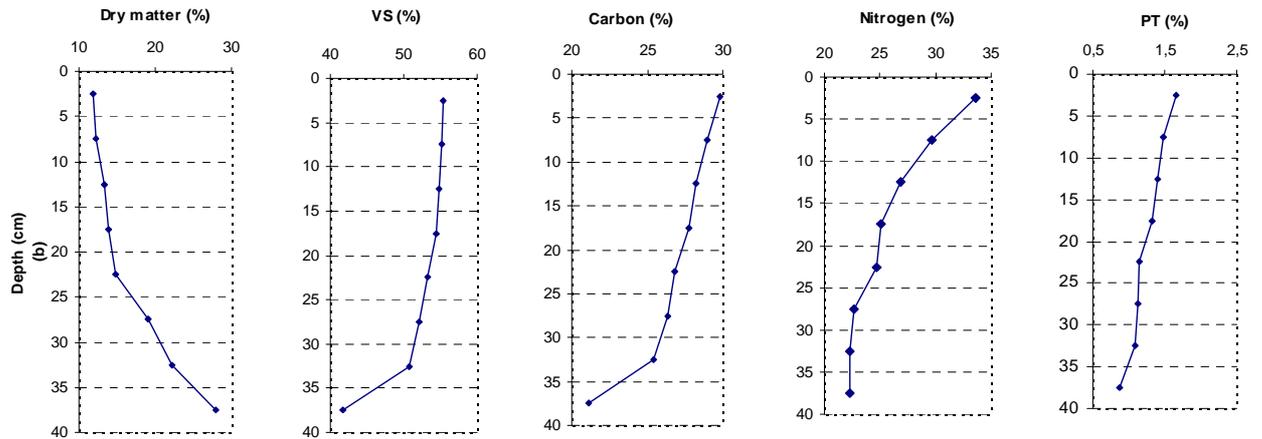


Fig 6: Vertical variation of sludge composition in the level (b) of the facultative pond

For cores taken on the level (a) as well as those taken on the level (b) of the facultative pond, the VSS content at the water-sediment surface, corresponding to young sediments, is higher than that in the deepest layer corresponding to oldest ones. These results confirm the observations of Somiya and Fujii, (1984), Namèche *et al.*, (1997).

The vertical profiles of the percentage of carbon, nitrogen, phosphorus and volatile solids (Figure 5 and 6) show a decrease with depth, this can be related to the mineralization of these compounds in the long run.

Previous studies relating to sediment pore water analysis showed that, the exchange in the interface water-sediment is controlled mainly by molecular diffusion. Biological and physical mechanisms such as bioturbation and advection have influence on the rate of exchange between the sediments and the pore water Namèche *et al.*, (1997).

## Conclusion

Sludge accumulation in three wastewater ponds is uneven. In the facultative pond, the range in per capita sludge accumulation rates was  $0.018 \text{ m}^3/\text{pers.yr}$ , whereas, in the two maturation ponds the sludge accumulation rate was  $0.015 \text{ m}^3/\text{pers.yr}$  with a total accumulation rate of  $0.027 \text{ m}^3/\text{cap.yr}$ . These values are low in comparison to those reported in literature, probably due to higher average temperatures

Based on the characteristics of parameters (SS, VS, C, N, P) the horizontal variation of sludge was not significant, whereas, for the vertical variation, the studied parameters were found to be dependent on the depth within the sludge layer.

## References

- Bilhalva Saraiva L., Ribeiro Meneses C.G., De Souza Melo H.N., Calado Araùjo A.L., Pearson H. (2004).** Determination of the sedimentation constants for total suspended solids and the algal component in a full-scale primary facultative pond operating at high wind velocities under tropical conditions. *9th International Conference on Wetland Systems (France)*
- Carré J. and Welte. B (1986).** Spéciation des métaux lourds présents dans les boues d'un bassin de lagunage naturel. *Environmental Technology Letters*, Vol. 7, pp. 351-362
- Carré J., et Baron. D (1987).** Effects of maturation on the characteristics of wastewater stabilization pond sludges. *In: IAWPRC International Conference on Waste Stabilization Ponds*, Lisbon, 7 p.
- Carré J., Laigre M. P. and Leagas M. (1990).** Sludge removal from some wastewater stabilization ponds. *Water Science & Technology* 22(3-4), 247-2520.
- Cavalcanti, P.F.F. and van Haandel, A.C. (2001).** Polishing ponds for post treatment of digested wastewater, part 1 : flow-through ponds. *Water Science & Technology.*, 44(4), 237-245.
- Cavalcanti P., van Haandel A., and Lettinga G. (2002).** Sludge accumulation in polishing ponds treating anaerobically digested wastewater. *Water Science & Technology* 45(1), pp 75-81
- Franci, R. (1999)** Management of sludge from non-mechanized stabilization ponds. Programa de Pesquisa em Saneamento Basico (PROSAB), Rio de Janeiro.
- Ghrabi A. and Ferchichi M. (1994).** Sediment accumulation in a series of four pilot-scale stabilization ponds. *Water Science & Technology* 30(8), 281-284.
- Gomes de Sousa J.M. (1988).** Wastewater stabilisation lagoon design criteria for Portugal. *Water Science & Technology*, 19(12), 55-65.
- Hammou N., Picot B., and Bontoux J. (1992).** Sedimentary deposits in a natural microphyte lagoon variation of quantities, physical-chemical characteristics and heavy metal loads. *Environm. Tech.*, 13, 647-655.
- Ito L.Y. (2001).** Características de biossólidos produzidos em lagoas de estabilização. *In : biossólidos na agricultura*. São Paulo : SABESP, p.125-131
- Leageas M., Carré J. and Laigre M-P. (1992).** L'épuration par lagunage naturel. Envasement et curage des bassins. *T.S.M. : l'eau* , 10, 459-462
- Lens P., Zeeman G., Lettinga G. (2001).** Decentralized sanitation and reuse, concepts, systems and implementation. UK: IWA.
- Mara, D.D and Pearson, H.W. (1998).** Design manual for waste stabilization ponds in mediterranean countries. Lagoon Technology international Ltd., Leeds, England. 112p
- Mende B., Nascimento M., Pereira M., Baily G., Lapa N., Morais J., Oliveira J. (1995)** Efficiency of removal in stabilization ponds I. Influence of climate. *Water Science & Technology* 31(12): 219-30.
- Middlebrooks E.J., middlebrooks Ch.H. , Reynolds J.H.; Watters G.Z., Reed S.C. and Georges D.B. (1982).** Wastewater stabilization lagoon design, performance and upgrading. Macmillan, USA, 356p
- Muwaffaq M Saqqar and Pescod M.B. (1995).** Modelling sludge accumulation in anaerobic wastewater stabilization ponds. *Water Science & Technology*; 31(12): pp.185-190.
- Namèche T., Chabir D. and Vasel J-L. (1997) :** Characterization of sediments in aerated lagoons and waste stabilization ponds. *Intern. Environ. Anal. Chem.*, Vol . 68(2), pp. 257-279.

- Nelson K.L., Jiménez B., Tchobanoglous G. And Darby J.L. (2004).** Sludge accumulation, characteristics, and pathogen inactivation in four primary stabilization ponds in central Mexico, *Wat Res.* 38, 111-127.
- Paing, J., Picot, B., and Sambuco, J.P (2003).** Emission of H<sub>2</sub>S and mass balance of sulphur in anaerobic ponds, *Water Science & Technology.*, 48(2), 227-234
- Papadopoulos, A., Parisopoulos, G., Papadopoulos, F. and Karteris, (2003).** A. Sludge accumulation pattern in an anaerobic pond under Mediterranean climatic conditions. *Wat.Res.* 37, 634-644
- Picot B., Da Costa R.H.R., Paing J., Philippi L.S., (2001).** Sludge accumulation and properties in several types of waste stabilization ponds. In “*Specialised conference on sludge management regulation, treatment, utilisation and disposal*”, IWA, 25-27 octobre, Acapulco, Mexico, 614-619.
- Picot, B., Paing, J., Sambuco J.P., Costa, R.H.R. and Rambaud, A. (2003).** Biogas production, sludge accumulation and mass balance of carbon in anaerobic ponds. *Water Science & Technology* 48(2), 243-250 .
- Picot, B., Paing, J., Toffoletto, L., Sambuco, J.P. and Costa, R.H.R. (2004).** Odor control of an anaerobic lagoon with a biological cover : floating peat beds, *Water Science & Technology.*, 44(9), 309-316.
- Picot B., Sambuco J.P., Brouillet J.L., Riviere Y. (2005).** wastewater stabilisation ponds : Sludge accumulation, technical and financial study on desludging and sludge disposal. Case studies in France. *Water Science & Technology.*, 51(12), pp.227-234.
- Schneiter, R.W., Middlebrooks, E.J. and Sleter, R.S. (1984).** Wastewater lagoon sludge characteristics. *Wat Res.*, 18(7), 861-864
- Somiya I., and Fujii S. (1984).** Material balances of organics and nutrients in an oxidation pond. *Wat. Res.*, 18, 325-333.
- Tchobanoglous G. and Schroeder E. D. (1987).** *Water Quality: Characteristics, Modeling, Modification.* Addison-Wesley Publishing Co., Reading, Massachusetts.
- Tsutiya M. T. and Cassettari O. Z. (1995).** Caracterização do lodo de lagoas de estabilização. In: XVIII Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, 1995, Salvador - BA. Anais do XVIII Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental. Rio de Janeiro - RJ : ABES, p. 49.
- Zanotelli C.T., Costa R.H.R., Perdomo C.C. (2005).** Evaluation of sludge from pond system for treatment of piggery wastes. *Water Science & Technology*, V. 51, n. 12, p. 235-238.