

## Revue des sciences de l'eau

# Étude de la cinétique d'élimination de la matière organique dans un système intégré réacteur anaérobie-chenal algal à haut rendement

Meriem Bamaarouf, Jamal Eddine Jellal et Abdelhamid Bouzidi

---

Volume 23, numéro 2, 2010

URI : [id.erudit.org/iderudit/039909ar](http://id.erudit.org/iderudit/039909ar)

DOI : [10.7202/039909ar](https://doi.org/10.7202/039909ar)

[Aller au sommaire du numéro](#)

---

Éditeur(s)

Université du Québec - INRS-Eau, Terre et Environnement  
(INRS-ETE)

ISSN 0992-7158 (imprimé)  
1718-8598 (numérique)

[Découvrir la revue](#)

---

Citer cet article

Bamaarouf, M., Jellal, J. & Bouzidi, A. (2010). Étude de la cinétique d'élimination de la matière organique dans un système intégré réacteur anaérobie-chenal algal à haut rendement. *Revue des sciences de l'eau*, 23(2), 181–194. doi:10.7202/039909ar

---

Tous droits réservés © Revue des sciences de l'eau, 2010

Ce document est protégé par la loi sur le droit d'auteur. L'utilisation des services d'Érudit (y compris la reproduction) est assujettie à sa politique d'utilisation que vous pouvez consulter en ligne. [<https://apropos.erudit.org/fr/usagers/politique-dutilisation/>]

---

**é**rudit

Cet article est diffusé et préservé par Érudit.

Érudit est un consortium interuniversitaire sans but lucratif composé de l'Université de Montréal, l'Université Laval et l'Université du Québec à Montréal. Il a pour mission la promotion et la valorisation de la recherche. [www.erudit.org](http://www.erudit.org)

# ÉTUDE DE LA CINÉTIQUE D'ÉLIMINATION DE LA MATIÈRE ORGANIQUE DANS UN SYSTÈME INTÉGRÉ RÉACTEUR ANAÉROBIE-CHENAL ALGAL À HAUT RENDEMENT

*Kinetic study of organic matter removal in an integrated anaerobic reactor high rate algal pond system*

---

MERIEM BAMAAROUF\*, JAMAL EDDINE JELLAL<sup>1</sup> et ABDELHAMID BOUZID<sup>2</sup>

<sup>1</sup>École Mohammadia d'Ingénieurs, avenue ibn sina, BP 765 Agdal, Rabat, Maroc

<sup>2</sup>Faculté des Sciences et Techniques Settat, Maroc

Reçu le 9 janvier 2009, accepté le 21 octobre 2009

---

## RÉSUMÉ

Cette étude a pour objectif d'élaborer un modèle empirique basé sur les cinétiques d'élimination de la matière organique dans un système intégré réacteur anaérobie-chenal algal à haut rendement (CAHR), et ce, pour disposer d'un outil de dimensionnement adapté au contexte marocain. Contrairement à l'approche d'Oswald, qui est basée sur le bilan énergétique des algues, ce modèle a été élaboré selon un concept d'ingénierie qui prend en considération les paramètres de conception des réacteurs (débit, charge, etc.).

L'originalité de ce modèle consiste en l'introduction d'un paramètre  $\gamma$  qui traduit les phénomènes biologiques au sein du réacteur algal, notamment la symbiose entre les algues et les bactéries. En effet, l'approche de modélisation adoptée est basée sur l'étude de la croissance de la biomasse algobactérienne comme étant l'aspect majeur responsable de la dépollution au sein du chenal algal à haut rendement.

Cette recherche reflète l'importance de l'inclusion des paramètres biologiques dans la conception d'un bioréacteur algal. À cet effet, nous avons déterminé le facteur  $\gamma$  qui traduit le rapport algues/bactéries en s'appuyant sur le suivi de l'activité algale et la mesure de la matière volatile en suspension au niveau de la station pilote de Rabat. Ce facteur a été évalué par ORON *et al.* à 1/100. Nous avons confirmé ce chiffre par les résultats expérimentaux.

Ainsi, le modèle établi permet, en se fixant un rendement d'élimination dans le chenal algal à haut rendement et connaissant la charge organique entrante au système intégré, de déterminer le temps de séjour dans le chenal et, par la suite, de dimensionner le réacteur. Les limites de validité du modèle ont été vérifiées sur des données expérimentales obtenues dans la station pilote de Rabat et la station d'épuration de la ville d'Ouarzazate.

Cette approche de modélisation se trouve vérifiée pour un temps de séjour de un jour et demi à deux jours dans le réacteur

---

\*Auteur pour correspondance :

Téléphone: 00 212 661 90 10 34

T.élecopieur: 00 212 537 77 88 53

Courriel: [meriem@emi.ac.ma](mailto:meriem@emi.ac.ma)

anaérobie et pour des charges organiques brutes entrantes au système de l'ordre de  $650 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ .

Les essais (deux jours - quatre jours) donnent une meilleure corrélation. Donc, nous pouvons considérer que la combinaison d'un temps de séjour de deux jours dans le réacteur anaérobie et quatre jours dans le chenal algal à haut rendement serait une bonne base de dimensionnement de ces systèmes au Maroc.

**Mots-clés :** *bioréacteur, temps de séjour, dimensionnement, chenal algal à haut rendement, épuration, symbiose.*

## ABSTRACT

The objective of this study was to build an empirical model for the design of wastewater plants by using an integrated system comprising an anaerobic reactor and a high rate algal pond. This model is based on the kinetics of elimination of organic matter in the reactors, and, in contrast to the Oswald approach based on the algal energy balance, this model was constructed according to an engineering concept taking into consideration the design parameters of the reactors (flow, charges, etc.). This new approach is characterized by the introduction of a parameter that is indicative of symbiosis between algae and bacteria. In fact, the model is based on the growth of algae-bacteria biomass as a major aspect of depollution in the high efficiency algal channel. The limits of validity of this model have been verified on experimental data collected at the Rabat pilot station located in the Agronomic and Veterinary Hassan II Institute, and from the wastewater treatment plant of the city of Ouarzazate.

This work reflects the importance of biological parameters in the conception of an algal bioreactor. The factor  $\gamma$ , which is the algae/bacteria ratio, was evaluated by Oron and collaborators to be around 1/100, a result confirmed using experimental data from the Rabat pilot station. This design approach was verified for a retention time of 1.5 to 2 days in the anaerobic reactor and raw organic loads entering the system around  $600 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ . One can consider that the combination of a retention time of two days in the anaerobic reactor and four days in the High Rate Algal Pond could be a good basis for the design for such systems in Morocco.

**Key words:** *bioreactor, retention time, design, High Rate Algal Pond, treatment, symbiosis.*

## 1. INTRODUCTION

Au Maroc, la sécheresse est un fait évident dont il faut tenir compte. En effet, depuis trois décennies, elle est devenue un phénomène marquant de la climatologie du pays. Il s'avère donc nécessaire de mobiliser toutes les ressources en eau, notamment les eaux usées épurées.

Les travaux sur le chenal algal à haut rendement se sont multipliés à partir de la fin des années 1950, sous l'impulsion d'Oswald (NURDOGAN et OSWALD, 1995; OSWALD et GOTAAS, 1957) pour mettre au point une technique optimisant l'épuration des eaux usées et la production d'algues : le chenal algal à haut rendement ou CAHR.

Le CAHR est un réacteur photosynthétique à l'intérieur duquel cohabitent des algues microscopiques avec des bactéries hétérotrophes. Il se caractérise par une faible profondeur des bassins (entre 30 et 60 cm), une agitation continue, un temps de séjour court (deux à six jours) et une faible accumulation de boues (OSWALD et GOTAAS, 1957). La récupération de la biomasse algale, le coût élevé de l'énergie et la restriction du terrain utilisé (par rapport aux bassins de stabilisation) font du CAHR un système de traitement économique (SHELEF et AZOV, 1987).

L'élaboration de cette technologie a conduit à l'ajout d'un réacteur anaérobie (RA) à l'amont du chenal algal à haut rendement, suite à des travaux de recherche menés par OSWALD et GOTAAS (1957). Plus tard, le système fut complété par l'adjonction d'un bassin de maturation, placé en aval du CAHR, pour la désinfection de l'effluent : c'est le procédé de traitement par système intégré (RA-CAHR).

Au Maroc, l'idée de mettre au point la technologie (RA-CAHR) a pris naissance à la suite d'un travail de recherche initié à l'Institut Agronomique et Vétérinaire (IAV) de Rabat. En 1992, le système développé a été construit à grande échelle, côte à côte avec une filière de bassins de stabilisation (BDS) à Ouarzazate. La comparaison de ces deux systèmes a conduit à la conclusion que le CAHR était plus performant que la série de trois bassins facultatifs des BDS. En plus, une économie de superficie couverte d'au moins 40 % pouvait être obtenue par rapport à ces derniers (CRAPSE, 2004).

Ce système, initialement conçu par OSWALD (1957), a connu diverses applications à travers le monde et a donné des résultats satisfaisants. Cependant l'approche conceptuelle proposée par OSWALD (1957) et qui est basée sur le bilan énergétique des algues, ne tient pas compte des paramètres de dimensionnement, notamment : le débit, la charge polluante et les conditions de fonctionnement des réacteurs.

L'optimisation des réacteurs biologiques repose sur une bonne connaissance des cinétiques de croissance et d'épuisement du substrat. Or, peu d'études fondamentales de ces phénomènes ont été faites, bien que de nombreux travaux sur les réacteurs aient été publiés.

D'autre part, la recherche de fondements biologiques dans les bioréacteurs nécessite une meilleure compréhension du processus de croissance, qui doit s'appuyer essentiellement sur l'observation et l'expérimentation.

À cet effet, nous avons entrepris une étude sur le système intégré, en régime permanent de fonctionnement, dont les principaux objectifs sont :

- l'étude de la cinétique de dégradation dans le bassin anaérobie (noté Réacteur 1);
- l'étude de la cinétique de dégradation dans le chenal algal (noté Réacteur 2);
- la modélisation du fonctionnement des deux réacteurs en série.

Le modèle théorique que nous proposons est basé sur l'étude des bilans de matière et les cinétiques d'élimination de la matière organique dans le système intégré (RA-CAHR). Il se caractérise par l'introduction du paramètre qui traduit les phénomènes biologiques au sein du réacteur algal.

## 2. MATÉRIEL ET MÉTHODES

### 2.1 La station pilote

La station pilote dans laquelle ont été menés les essais est du même type que celle qui a été conçue par Oswald à l'Université de Californie aux États-Unis. Elle est sise à l'Institut Agronomique et Vétérinaire Hassan II à Rabat (latitude 32°N, longitude 6°30W) avec une intensité lumineuse moyenne de 500 w•m<sup>-2</sup> en période hivernale.

#### 2.1.1 Les eaux usées

Le système a été alimenté par une eau usée domestique, prélevée d'un collecteur secondaire du réseau d'assainissement de Rabat, au niveau du quartier Takadoum. Un volume d'eau usée de 5 m<sup>3</sup> par jour est prélevé par pompage, transporté par citerne et déversé dans le bassin de stockage (Tableau 1).

**Tableau 1. Caractéristiques de l'eau usée brute.**  
**Table 1. Raw wastewater characteristics.**

Paramètres	Valeurs
DCO	500 - 800 mg O <sub>2</sub> •L <sup>-1</sup>
MVS	480 mg•L <sup>-1</sup>
O <sub>2</sub> dissous	0 mg•L <sup>-1</sup>
T °C	16 °C – 18 °C
pH	7,2 – 7,8
Coliformes fécaux	2,1 10 <sup>7</sup> – 6,6 10 <sup>7</sup> germes•100 mL <sup>-1</sup>

#### 2.1.2 Bassin de stockage

D'une capacité de 5 m<sup>3</sup>, il sert en même temps au stockage et à la régulation du débit.

#### 2.1.3 Puits de fermentation

Les puits de fermentation assurent le traitement anaérobie. Ils ont un volume de 5 m<sup>3</sup> chacun et une profondeur de 3 m. Leurs sections sont carrées, de 1,3 m de côté et se voient élargies vers la surface pour atteindre 2 m de côté sur 20 cm de hauteur. Cette conception permet d'avoir une anaérobiose parfaite en profondeur et une zone superficielle aérobie avec développement d'algues, empêchant ainsi le développement des mauvaises odeurs. La conception de ces deux bassins séparés permet de varier le temps de séjour dans le chenal au cours des essais.

#### 2.1.4 Chenal algal à haut rendement

Le chenal pilote utilisé a une superficie de 25 m<sup>2</sup>, une profondeur de 40 cm et comporte quatre compartiments en piste de course.

L'agitation en continu est assurée à l'aide d'une roue à huit palettes, entraînée par un moteur électrique d'une puissance de 0,5 kWh. Le mouvement de la roue permet aux palettes de s'enfoncer dans l'eau à tour de rôle (quatre tours•min<sup>-1</sup>.) provoquant ainsi une circulation de l'eau dans le chenal, avec une vitesse de 0,2 m•s<sup>-1</sup>. L'étude de l'état du mélange par la mesure de l'oxygène dissous, la demande chimique en oxygène, la matière volatile en suspension et l'activité algale au niveau de différents points du chenal algal (JELLAL, 1994) montrent que cette vitesse assure, d'une part, un mélange parfait du

bassin et, d'autre part, maintient en suspension permanente la biomasse algale.

### 2.1.5 Bassin de maturation

D'une superficie de 3 m<sup>2</sup> et d'une profondeur de 1 m, il a été initialement conçu pour réduire le nombre de germes pathogènes de l'effluent du chenal, mais il a servi comme bassin de stockage de l'effluent, assurant une autonomie de pompage de cinq à huit heures, en fonction du temps de séjour.

## 2.2 La station d'épuration d'Ouarzazate

Elle comporte deux filières d'épuration : une filière par lagunage et une autre par chenal algal à haut rendement. Les deux filières sont alimentées à partir d'un bassin anaérobie. Dans cette étude, nous nous intéressons à la filière d'épuration par CHAR.

### 2.2.1 Le bassin anaérobie

D'une surface de 844,8 m<sup>2</sup> et d'une capacité de 1 663,2 m<sup>3</sup>, il a une profondeur de 3 m. Il alimente les bassins de stabilisation de la filière de lagunage et le CHAR.

### 2.2.2 Le chenal algal à haut rendement

À la sortie du bassin anaérobie, un débit de  $3 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3 \cdot \text{s}^{-1}$  alimente le chenal. Ce dernier a été dimensionné pour un temps de séjour de six jours en hiver et trois jours en été. Le chenal est en forme de piste de course, comprenant dix compartiments d'une longueur moyenne de 80 m, d'une largeur de 3,70 m et de 0,45 m de profondeur, son volume est de 1 316 m<sup>3</sup> et sa surface de 3 024 m<sup>2</sup>.

## 2.3 Méthode d'échantillonnage dans les deux stations

Plusieurs échantillons sont prélevés dans la journée à l'entrée du bassin anaérobie et conservés à une température de 4 °C, après ajout de quelques gouttes d'acide sulfurique. L'échantillon composite ainsi formé est analysé quotidiennement. Quant à l'échantillon issu du chenal, il est directement analysé.

## 2.4 Les paramètres suivis

Au cours des essais, les caractéristiques physico-chimiques de l'eau usée ont été suivies avant et après chaque unité de traitement ainsi que l'activité algale dans le chenal. Pour l'eau

usée épurée issue du chenal, l'analyse des caractéristiques physico-chimiques est effectuée sur un échantillon débarrassé des algues par centrifugation à 3 000 g ( $g = 9,81 \text{ m}^2 \cdot \text{s}^{-1}$ ) pendant dix minutes.

### 2.4.1 La DCO soluble

C'est une appréciation du carbone organique basé sur l'oxydation, durant deux heures, de la matière organique et minérale en milieu acide à chaud (chauffage à reflux). L'agent oxydant est le dichromate de potassium en excès, en présence de sulfate d'argent comme catalyseur et de sulfate de mercure comme agent complexant pour les chlorures.

L'excès de  $\text{K}_2\text{Cr}_2\text{O}_7$  est titré par une solution de sel de Mohr (sel double de sulfate de fer et d'ammonium) en utilisant la ferroïne comme indicateur. Les résultats sont exprimés selon la méthode décrite par RODIER (1987).

Les échantillons issus des eaux usées brutes ont subi une décantation préalable pendant deux heures, puis une filtration sur une rame filtrante sous vide avec des membranes Millipore de porosité 0,8 mm.

### 2.4.2 Les matières volatiles en suspension (MVS)

Les MVS se présentent comme la différence entre les matières en suspension totales (MST) et les matières minérales (MM). Les MST sont la différence de poids de creusets avant et après deux heures à l'étuve, à une température de 105 °C. La matière organique étant calcinée à 500 °C, les MM sont le poids des mêmes creusets (même échantillon) après leur introduction dans le four pendant deux heures, à une température de 500 °C. Donc  $\text{MVS} = \text{MST} - \text{MM}$  (RODIER, 1987).

### 2.4.3 L'activité algale

Elle a été suivie par dosage de la chlorophylle totale (a+b), après extraction à l'acétone aqueuse à 80 %. Pour cela, 10 mL de l'échantillon de la suspension algale sont centrifugés à 1 000 g pendant 20 minutes. Le culot est déposé dans 10 mL d'acétone à 80 %, après un séjour de 24 heures dans l'obscurité (pour éviter la photo-oxydation des pigments) et l'extrait est centrifugé 1 000 g pendant 15 minutes pour le clarifier. Les concentrations de chlorophylle a et b sont déterminées au moyen d'un spectrophotomètre à double faisceaux aux longueurs d'ondes de 663 nm et 645 nm respectivement. La concentration de la chlorophylle est déterminée selon la formule de MAACKINNEY :

$$\text{Chlorophylle a} = 12,7A_{663} - 2,69A_{645} \quad (1a) \quad \text{de croissance algal et le taux de dilution (ABELIOVICH et WEISMAN, 1978).}$$

$$\text{Chlorophylle b} = 22,9A_{645} - 4,7A_{663} \quad (1b)$$

a et b sont exprimés en  $\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$ .  $A_{663}$  et  $A_{645}$  étant l'absorbance respectivement à 663 nm et 645 nm.

## 2.5 Approche de modélisation

Plusieurs représentations graphiques des phénomènes de croissance des micro-organismes ont été utilisées. En effet, la représentation dans le plan ( $dX/dt$ , X) a un intérêt particulier pour le calcul graphique des fermenteurs continus, la phase décroissante de cette courbe correspond à la phase de ralentissement.

Cette phase est d'une importance pratique considérable. Nous verrons en effet que, pour des raisons de stabilité, le point figuratif de fonctionnement des fermenteurs continus sans recyclage de microorganisme doit se situer dans cette zone (ROQUES, 1980).

En général, le CAHR doit être considéré comme un large chémostat dans lequel le maintien d'une communauté algale stable nécessite l'établissement d'un équilibre entre le taux

## 2.6 Hypothèses et considérations

### 2.6.1 La cinétique adoptée pour la croissance bactérienne

Nous proposons dans notre étude un modèle d'ordre « 1 » qui décrit bien la partie décroissante de la courbe de la figure 1. Cette partie correspond à la phase de ralentissement:

$$\frac{dX}{dt} = -aX + b \quad (2)$$

avec : a et b les constantes cinétiques du modèle, exprimées respectivement en ( $\text{j}^{-1}$ ) et ( $\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}\cdot\text{j}^{-1}$ ).

### 2.6.2 La cinétique adoptée pour la croissance algale

De la même manière, nous proposons un modèle d'ordre « 1 », qui décrit la partie décroissante de la courbe de croissance algale (JELLAL, 1994).

$$\frac{dA}{dt} = -a_c \cdot A + b_c \quad (3)$$

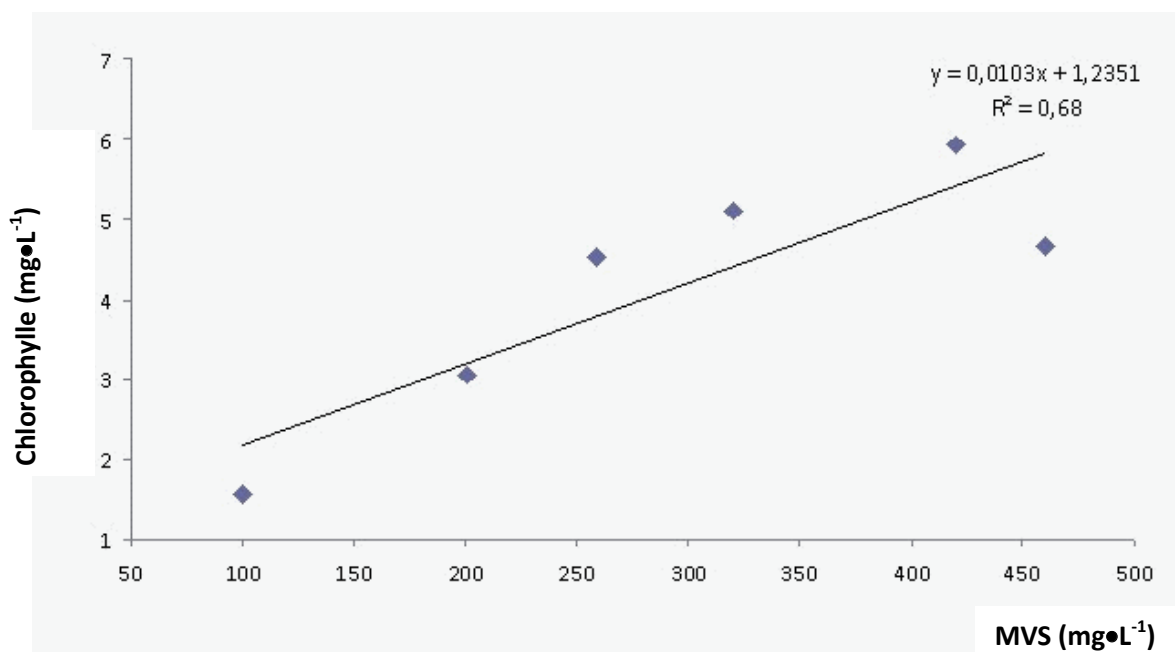


Figure1. Évolution des matières volatiles en suspension et de l'activité algale au cours du premier essai (3 j – 6 j).  
Changes in the volatile suspended solids and the algal activity in the first test (3 d – 6 d).



avec :  $a_c$  et  $b_c$  les constantes cinétiques du modèle, exprimées respectivement en ( $j^{-1}$ ) et ( $mg \cdot L^{-1} \cdot j^{-1}$ ).

### 2.6.3 Le mélange

Des essais effectués sur la station pilote de Rabat et la station d'épuration d'Ouarzazate ont consisté en la mesure de la DCO, les matières en suspensions (MES), l'oxygène dissous et la température en différents points des bassins anaérobies et du chenal algal, au niveau des deux stations. Ces mesures ont montré que le mélange y est homogène (EL HAMOURI *et al.*, 1988).

### 2.7 Exploitation des résultats

Dans cette étude, nous avons mis l'accent sur la caractéristique d'élimination de la DCO, en fonction de la variation du temps de séjour. Les stations d'épuration qui ont fait l'objet de cette étude sont localisées, l'une à Rabat et l'autre à Ouarzazate. Les valeurs expérimentales exploitées dans cette recherche ont été obtenues en 1994, suite aux travaux de la thèse de JELLAL (1994).

### 2.8 Bilans de matière

Les bilans de substrat et de biomasse se basent sur la relation :

Accumulation = Entrée – Sortie ± Élaboration par croissance

Accumulation :

$$\left( \frac{d(VX)}{dt} \right)_{Acc} \quad (4a)$$

Le terme réactionnel :

$$\left( \frac{d(VX)}{dt} \right)_{Réac} \quad (4b)$$

Q représente le débit en  $m^3 \cdot j^{-1}$ , V le volume du réacteur en  $m^3$ . X représente la biomasse bactérienne.

Le taux de conversion biomasse bactérienne-substrat ( $\alpha$ ) et inversement substrat-biomasse bactérienne ( $\gamma$ ) est donné par les relations :

$$\alpha = - \frac{dS}{dt} / \frac{dX}{dt} \quad (5a)$$

$$\gamma = - \frac{dX}{dt} / \frac{dS}{dt} \quad (5b)$$

S représente le substrat, nous l'avons assimilé à la DCO (demande chimique en oxygène).

En régime stationnaire, les bilans s'écrivent :

$$\left( \frac{d(VX)}{dt} \right)_{Acc} = 0 = Q \cdot (X_1 - X_2) + \left( \frac{d(VX)}{dt} \right)_{Réa} \quad (6a)$$

$$\left( \frac{d(VS)}{dt} \right)_{Acc} = 0 = Q \cdot (S_1 - S_2) + \left( \frac{d(VS)}{dt} \right)_{Réa} \quad (6b)$$

$$\left( \frac{d(VA)}{dt} \right)_{Acc} = 0 = Q \cdot (A_1 - A_2) + \left( \frac{d(VA)}{dt} \right)_{Réa} \quad (6c)$$

$X_1, X_2$  : Concentration en biomasse entrante et sortante respectivement dans le CAHR en  $mg \cdot L^{-1}$ .

$S_1, S_2$  : Concentration en substrat entrante et sortante respectivement dans le CAHR en  $mg \cdot L^{-1}$ .

A représente la biomasse algal.

$A_1, A_2$  : les concentrations en biomasse algal au temps  $t_1$  et  $t_2$  en  $mg \cdot L^{-1}$ .

$D_c = \frac{Q}{V}$  : Le taux de dilution dans le CAHR en ( $j^{-1}$ ).

Nous avons introduit un nouveau paramètre reliant la biomasse bactérienne à la biomasse algal :  $\gamma$ . En effet, ce paramètre exprime le rapport algues/bactéries. Il traduit la symbiose entre les deux espèces (ORON *et al.*, 1979).

Nous exprimons ce paramètre par la relation suivante :

$$\gamma = \frac{dA}{dt} / \frac{dX}{dt}$$

$$\text{or : } \alpha = \frac{dS}{dt} / \frac{dX}{dt} \quad \text{et} \quad \gamma = \frac{dA}{dt} / \frac{dX}{dt}$$

$$\frac{dS}{dt} = - \frac{\alpha}{\gamma} \times \frac{dA}{dt} \quad (7)$$

Le bilan matière devient :

$$D_c \cdot (X_1 - X_2) + \frac{dX}{dt} = 0 \quad (8a)$$

$$D_c \cdot (S_1 - S_2) + \frac{dS}{dt} = 0 \quad (8b)$$

$$D_c \cdot (A_1 - A_2) + \frac{dA}{dt} = 0 \quad (8c)$$

Nous n'avons pas d'ensemencement  $A_1 = 0$ , l'équation (8c) devient :

$$-D_c \cdot A_2 + \frac{dA}{dt} = 0 \quad (9)$$

De plus, étant donné (8c), on obtient :

$$-D_c \cdot A_2 - a_c \cdot A_2 + b_c = 0 \quad (10)$$

donc :  $a_c$  et  $b_c$  représentent les constantes cinétiques du modèle de la croissance algale.

$$A_2 = \frac{b_c}{D_c + a_c} \quad (11)$$

D'après les équations (7) et (8b) :

$$D_c \cdot (S_1 - S_2) - \frac{\alpha}{\gamma} \times \frac{dA}{dt} = 0 \quad (12)$$

nous avons :

$$\frac{dA}{dt} = -a_c \cdot A_2 + b_c \quad (13a)$$

$$D_c \cdot (S_1 - S_2) - \frac{\alpha}{\gamma} \times (-a_c \cdot A_2 + b_c) = 0 \quad (13b)$$

donc :

$$D_c \cdot (S_1 - S_2) - \frac{\alpha}{\gamma} \times \frac{dA}{dt} = 0 \quad (14)$$

Par la suite :

$$D_c \cdot (S_1 - S_2) - \frac{\alpha}{\gamma} \times (-a_c \cdot A_2 + b_c) = 0 \quad (15a)$$

$$A_2 = \frac{b_c}{D_c + a_c} \quad (15b)$$

donc :

$$D_c \cdot (S_1 - S_2) - \frac{\alpha}{\gamma} \times \left( -a_c \cdot \left( \frac{b_c}{D_c + a_c} \right) + b_c \right) = 0 \quad (16)$$

On en déduit la relation du modèle :

$$S_1 - S_2 = \frac{\alpha}{\gamma} \cdot \left( \frac{b_c}{D_c + a_c} \right) \quad (17)$$

### 3. RÉSULTATS ET DISCUSSION

#### 3.1 Détermination des paramètres de réaction

##### 3.1.1 Détermination de $\gamma$

ORON *et al.* (1979) ont réalisé des essais expérimentaux sur deux bassins pilotes. Ils ont suivi durant une année la DBO, DCO, MVS et ont procédé à un comptage direct des cellules algales. Ils ont montré que le rapport algues/bactéries dans le chenal algal à haut rendement est autour de 1/100.

Pour confirmer la valeur du paramètre  $\gamma$  établie par ORON *et al.* (1979), nous avons utilisé les résultats expérimentaux de la station pilote de Rabat. L'activité algale a été assimilée à la mesure de la chlorophylle et l'activité bactérienne à la mesure des MVS.

Ces essais concernent la variation des temps de séjour dans le bassin anaérobie ( $T_a$ ) et dans le chenal algal ( $T_c$ ). Deux couples d'essais ont été pris en considération : ( $T_a$ ,  $T_c$ ) = (3 j, 6 j) et ( $T_a$ ,  $T_c$ ) = (2 j, 4 j). Les résultats des mesures obtenues sont regroupés dans les tableaux 2 et 3.

MST représente la matière en suspension totale, MM la matière minérale et MVS la matière volatile en suspension.

B représente les eaux usées brutes, A les eaux usées dans le bassin anaérobie et S les eaux usées à la sortie du CAHR.

(\*) représente des valeurs obtenues dans des conditions de dilution par les pluies.

Les courbes des figures 1 et 2 représentent MVS = f (chlorophylle) pour ces deux essais :

Nous avons  $\gamma$  :

$$\gamma = \frac{\frac{dy}{dt}}{\frac{dx}{dt}} \quad (18)$$

De même  $\gamma$  :



**Tableau 2.** Évolution des matières volatiles en suspension et de la chlorophylle au cours du 1<sup>er</sup> essai (3 jours – 6 jours).

**Table 2.** *Changes in volatile suspended solids and chlorophyll during the first test (3 d – 6 d).*

Paramètres	MST (mg·L <sup>-1</sup> )			MM (mg·L <sup>-1</sup> )			MVS (mg·L <sup>-1</sup> )			Activité algale
Dates	B	A	S	B	A	S	B	A	S	Chlorophylle (mg·L <sup>-1</sup> )
4 <sup>e</sup> j	920	825	700	400	225	405	520	600	420	5,93
5 <sup>e</sup> j	890	740	620	889	220	280	11*	520	460	4,65
6 <sup>e</sup> j	1010	665	540	385	242	345	625	423	320	5,1
7 <sup>e</sup> j	790	790	545	380	290	535	410	700	259	4,52
8 <sup>e</sup> j	990	650	430	590	30*	330	400	720	100	1,56
9 <sup>e</sup> j	1000	780	365	500	80	164	500	700	201	3,05

**Tableau 3.** Évolution des matières volatiles en suspension et de l'activité algale au cours du 2<sup>e</sup> essai (2 jours – 4 jours)

**Table 3.** *Changes in volatile suspended solids and algal activity during the second test (2 d – 6 d).*

Paramètres	MST (mg·L <sup>-1</sup> )			MM (mg·L <sup>-1</sup> )			MVS (mg·L <sup>-1</sup> )			Activité algale
Dates	B	A	S	B	A	S	B	A	S	Chlorophylle (mg·L <sup>-1</sup> )
1 <sup>er</sup>	980	-	600	-	-	360	-	-	240	3,98
2 <sup>e</sup> j		740	600	250	300	375	490	440	225	0,90
3 <sup>e</sup> j	890		720	300	350	440	590	370	280	0,9
4 <sup>e</sup> j	900	900	840	500	500	570	400	400	270	1,06
5 <sup>e</sup> j	-	-	-	-	-	-	-	-	-	3,8
6 <sup>e</sup> j	-	-	800	-	-	-	-	-	-	5,3
7 <sup>e</sup> j	1000	780	900	340	520	280	660	260	620	8,7
8 <sup>e</sup> j	920	-	890	400		150	520	-	740	8,46
9 <sup>e</sup> j	1100	800	840	600	600	140	500	400	700	7,51
10 <sup>e</sup> j	1080	905	1000	490	700	380	700	390	620	7,15

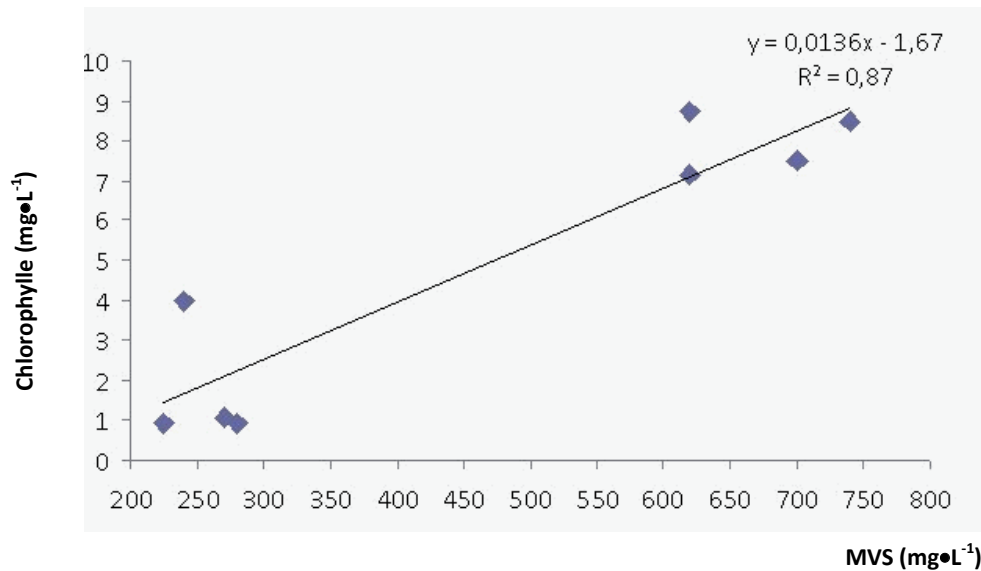


Figure 2. Évolution des matières volatiles en suspension et de l'activité algale au cours du 2<sup>e</sup> essai (2 jours – 4 jours).  
Changes in the volatile suspended solids and the algal activity in the second test (2 d – 4 d).

$$\gamma = \frac{\frac{\Delta y}{\Delta t}}{\frac{\Delta x}{\Delta t}} = \frac{\Delta y}{\Delta x} = \frac{dy}{dx} \quad (19)$$

donc  $\gamma$  :

$$y = \gamma \cdot x + C \quad (20)$$

avec :

- C = constante.
- $\gamma$  = concentration de la biomasse algale (mg·L<sup>-1</sup>).
- x = concentration de biomasse bactérienne (mg·L<sup>-1</sup>).

À partir des deux graphes on tire le résultat suivant :

- Pour l'essai (3-6) :  $\gamma = 0,0103$
- Pour l'essai (2-4) :  $\gamma = 0,0136$

### 3.1.2 Détermination de $\alpha$

Nous avons considéré que 60 % du substrat est converti en biomasse bactérienne. ROQUES (1980) donne un intervalle pour le taux de conversion de substrat en biomasse, allant de 0,42 à 0,67, donc nous prendrons  $\alpha = 1/Y = 1,67$  (METCALF et EDDY, 1979).

### 3.1.3 Détermination des constantes cinétiques $a_c$ et $b_c$ du modèle

Afin de déterminer les constantes cinétiques de notre modèle de croissance dans le CAHR, nous allons exploiter les résultats expérimentaux obtenus dans la station d'épuration d'Ouarzazate. Chaque valeur expérimentale représente la moyenne d'une série de mesures de trois mois (Tableau 4).

### 3.2 Résultats de la cinétique d'ordre 1

Nous avons établi :

$$S_1 - S_2 = \frac{\alpha}{\gamma} \cdot \left( \frac{b_c}{D_c \cdot + a_c} \right) \quad (21)$$

donc :

$$\frac{1}{S_1 - S_2} = \frac{\gamma}{\alpha} \cdot \left( \frac{a_c}{b_c} \right) + \frac{\gamma}{\alpha \cdot b_c} D_c \quad (22)$$

Le terme  $1/(S_1 - S_2)$  est une droite en fonction de  $D_c$ . Nous obtenons le graphique représenté à la figure 3.

D'après la courbe de la figure 3, nous pouvons déterminer les paramètres de cette droite :

$$\frac{1}{S_1 - S_2} = 0,0054 + 0,0186 D_c \quad (23)$$

Tableau 4 Les données expérimentales de la STEP d'Ouarzazate.  
 Table 4 Experimental data of the wastewater treatment plant of Ouarzazate City.

Essais	DCO (mg•L <sup>-1</sup> )	
	S <sub>1</sub> (mg•L <sup>-1</sup> )	S <sub>2</sub> (mg•L <sup>-1</sup> )
T <sub>c</sub> (j)	RA	CAHR
5,24	210	102
3,14	228	142
4	219	112
4,5	220	116

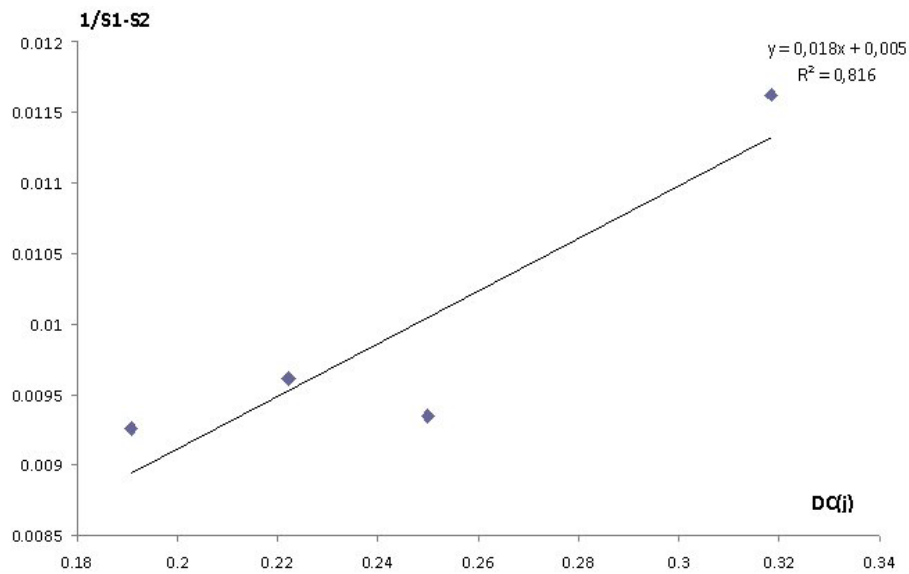


Figure 3.  $1/(S_1-S_2)$  en fonction de  $D_c$ . La linéarisation du bilan (21) nous a permis d'établir l'équation (22), donc le terme  $1/(S_1-S_2)$  en fonction du taux de dilution  $D_c$ , est une droite (courbe de la figure 3) à partir de laquelle nous avons déterminé les constantes cinétiques du modèle.

*1/(S<sub>1</sub>-S<sub>2</sub>) as a function of D<sub>c</sub>. Linearization of (21) gives equation (22), and thus plotting the term 1/(S<sub>1</sub>-S<sub>2</sub>) as a function of the degree of dilution (D<sub>c</sub>) yields the kinetic constants of the model.*

donc :

$$\frac{1}{S_1 - S_2} = \frac{1}{185} + \frac{1}{53,7} D_c \quad (24)$$

D'après les relations (22) et (24), on déduit :

$$\frac{\gamma}{\alpha} \left( \frac{a_c}{b_c} \right) = \frac{1}{185} \quad (25a)$$

$$\frac{\gamma}{\alpha \cdot b_c} = \frac{1}{53,7} \quad (25b)$$

donc :  $a_c = 0,29 \text{ j}^{-1}$   
 $b_c = 0,32 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$

Notre modèle de cinétique de croissance algale dans le chenal devient alors :

$$\frac{dA}{dt} = -0,29 \cdot A + 0,32 \text{ mg} \cdot (\text{L} \cdot \text{j}^{-1}) \quad (26)$$

Par conséquent, le modèle de croissance de premier ordre que nous avons adopté nous a permis d'établir les relations suivantes :

$$S_1 - S_2 = \frac{53,7}{D_c + 0,29} = \frac{9990 \times T_c}{54 \times T_c + 185} \quad (27)$$

$$A_2 = \frac{0,32}{D_c + 0,29} \quad (28)$$

$$X_2 = \frac{32}{D_c + 0,29} \quad (29)$$

Afin d'exprimer la charge organique sortante du chenal en fonction de la charge organique initiale entrante au système intégré RA-CAHR, nous avons, de la même manière, et en s'appuyant sur les résultats expérimentaux des deux stations, établi un modèle cinétique pour le réacteur anaérobie :

$$S_0 - S_1 = \frac{1000 \times T_a}{1,73 \times T_a + 1,7} \quad (30)$$

Notre modèle cinétique devient alors :

$$S_2 = S_0 - \left( \frac{9990 \times T_c}{54 \times T_c + 185} + \frac{1000 \times T_a}{1,73 \times T_a + 1,7} \right) \quad (31)$$

- $A_2$  : Biomasse algale à la sortie du chenal. ( $\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$ );

- $X_2$  : Biomasse bactérienne à la sortie du chenal. ( $\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$ );
- $T_c$  : Temps de séjour dans le CHAR (j);
- $T_a$  : Temps de séjour dans le RA (j);
- $S_0$  : Concentration en substrat de l'influent brut ( $\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$ );
- $S_1$  : Concentration en substrat de l'influent sortant du RA et entrant au CHAR ( $\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$ );
- $S_2$  : Concentration en substrat de l'effluent sortant du CHAR ( $\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$ );
- $D_c$  : Taux de dilution ( $\text{j}^{-1}$ ).  $D_c = 1/T_c$ .

Ainsi, l'examen conjoint de l'ensemble des résultats nous a permis de proposer les conclusions suivantes :

- Grâce au suivi de l'activité algale et la mesure de la matière volatile en suspension au niveau de la station pilote de Rabat, nous avons pu déterminer la valeur du paramètre. Ce facteur a été évalué par ORON *et al.* (1979) à 1/100. Nous avons confirmé ce résultat.
- Le deuxième essai (2 j - 4 j) donne une meilleure corrélation, ce qui prouve que la combinaison de deux jours dans le réacteur anaérobie et quatre jours dans le chenal algal constitue une bonne base de dimensionnement du système intégré pour le contexte marocain.
- Ce modèle nous permet, en se fixant un rendement d'élimination dans le CAHR et connaissant la charge organique entrante, de calculer le temps de séjour dans le chenal et, par la suite, de dimensionner le réacteur. Le modèle établi tient compte des paramètres de dimensionnement des réacteurs (charge, débit, temps de séjour). Il reflète également les phénomènes biologiques au sein du réacteur algal, notamment la symbiose entre les algues et les bactéries, qui est considérée comme étant le moteur de ce réacteur. Ces phénomènes sont représentés par le paramètre  $\gamma$  que nous avons introduit dans le modèle cinétique.

### 3.3 Vérification du modèle

Pour pouvoir valider notre modèle, nous avons utilisé les résultats expérimentaux obtenus sur la station pilote de Rabat. En effet, quatre essais ont été considérés, dans lesquels on faisait varier le temps de séjour dans le chenal algal, puis on mesurait  $S_1$  et  $S_2$  (Tableau 5).

### 3.4 Discussion

Le tableau 5 représente une comparaison entre la charge organique sortante obtenue expérimentalement et celle calculée par le modèle cinétique. Le suivi expérimental de la charge organique à la sortie du chenal durant les temps de séjours de six, trois et quatre jours donne des résultats respectifs de 134, 160 et 130  $\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$ . Le modèle élaboré et qui permet de déterminer

**Tableau 5** Charges organiques expérimentales et théoriques en DCO dans le CAHR de la station pilote de Rabat.

*Table 5* Experimental and theoretical organic loads in terms of chemical oxygen demand in the high rate algal pond of the pilot unit of Rabat City.

$T_c$ (j)	$S_1$ (mg•L <sup>-1</sup> )	$S_2$ calculée (mg•L <sup>-1</sup> )	$S_2$ expérimentale (mg•L <sup>-1</sup> )
6	255	137,4	134
3	262	175,8	160
4	253	153,3	130
3	208	121,8	180

la concentration  $S_2$  à la sortie du chenal en tenant compte des cinétiques d'élimination de la matière organique, d'une part, et des temps de séjours respectivement dans le bassin anaérobie et le CAHR, d'autre part, aboutit à des valeurs similaires aux valeurs expérimentales. De ce fait, nous considérons que le modèle est significativement fiable.

### 3.5 Étude des limites de l'approche de modélisation dans le bassin anaérobie

En général, le rendement dans le bassin anaérobie est de l'ordre de 50 à 60 %. Nous avons fixé ce dernier à 50, 60 et 70 % et suivant la charge  $S_0$ , nous déterminons, par l'approche établie, le temps de séjour dans le bassin anaérobie. Les résultats obtenus sont représentés sous forme de graphique (Figure 4).

L'examen de cette figure nous permet de constater que plus on exige un rendement élevé au bassin anaérobie, plus le temps de séjour augmente. Pour des charges en DCO supérieures à 700 mg•L<sup>-1</sup>, le temps de séjour peut dépasser huit jours. C'est un long séjour au bout duquel l'effluent d'entrée au chenal algal sera caractérisé par de faibles charges, contenant des substrats difficilement biodégradables; ceci risque de perturber son fonctionnement. Donc, cette approche de modélisation est valable pour des charges polluantes d'effluent dont la DCO est de l'ordre de 500 à 700 mg•L<sup>-1</sup> et des temps de séjours de un jour et demi à deux jours.

Dans le bassin anaérobie, nous estimons la validité de l'approche de modélisation de la cinétique de croissance. En effet, cette approche nous permet de déterminer le temps de

séjour nécessaire pour un rendement d'élimination souhaité et fixé au préalable et, par la suite, la conception du réacteur.

Néanmoins, l'exploitation des modèles élaborés est conditionnée par la composition des eaux usées. En effet, les constantes numériques des modèles établis ne sont valables que pour le même type d'eau usée ayant servi à l'ajustement statistique (EDELIN, 1980). De ce fait, cette approche reste valable pour des charges polluantes et des rendements similaires à ceux de Rabat.

### 3.6 Étude des limites de l'approche de modélisation dans le chenal algal à haut rendement

Dans cette partie, nous allons étudier les limites du modèle établi. Pour ce faire, on se fixe un rendement d'élimination. En fonction de la charge initiale entrante  $S_0$ , on étudie la variation du temps de séjour dans le chenal.

En général, le rendement dans le chenal est de l'ordre de 40 à 70 %. Nous avons fixé ce dernier à 40, 50, 60 et 70 % et suivant la charge  $S_0$ , nous déterminons, par l'approche établie, le temps de séjour dans le chenal algal (Figure 5).

L'interprétation de cette figure montre que le temps de séjour dans le réacteur anaérobie ( $T_a$ ) a une influence très prononcée sur le rendement du chenal. En effet, lorsque le temps de séjour augmente dans le bassin anaérobie, au niveau du CAHR, il diminue. Pour des charges en DCO entrant au système intégré supérieures à 650 mg•L<sup>-1</sup>, les temps de séjours au niveau du chenal augmentent excessivement. Nous estimons la validité de notre approche de modélisation, qui se trouve vérifiée pour

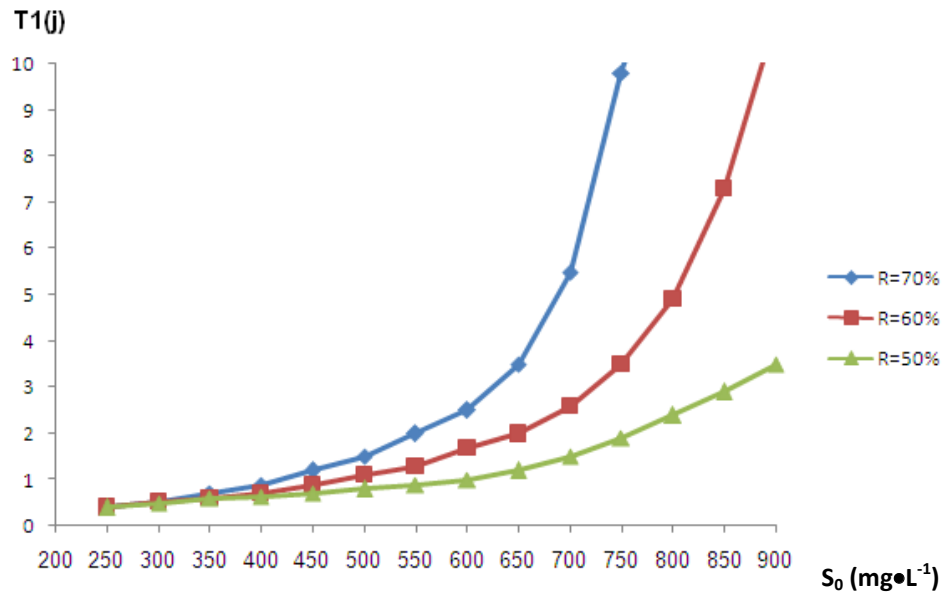


Figure 4. Temps de séjour  $T_1$  dans le réacteur anaérobie en fonction de la variation de la charge  $S_0$ .  
Residence time  $T_1$  in the anaerobic reactor as a function of the organic load  $S_0$ .

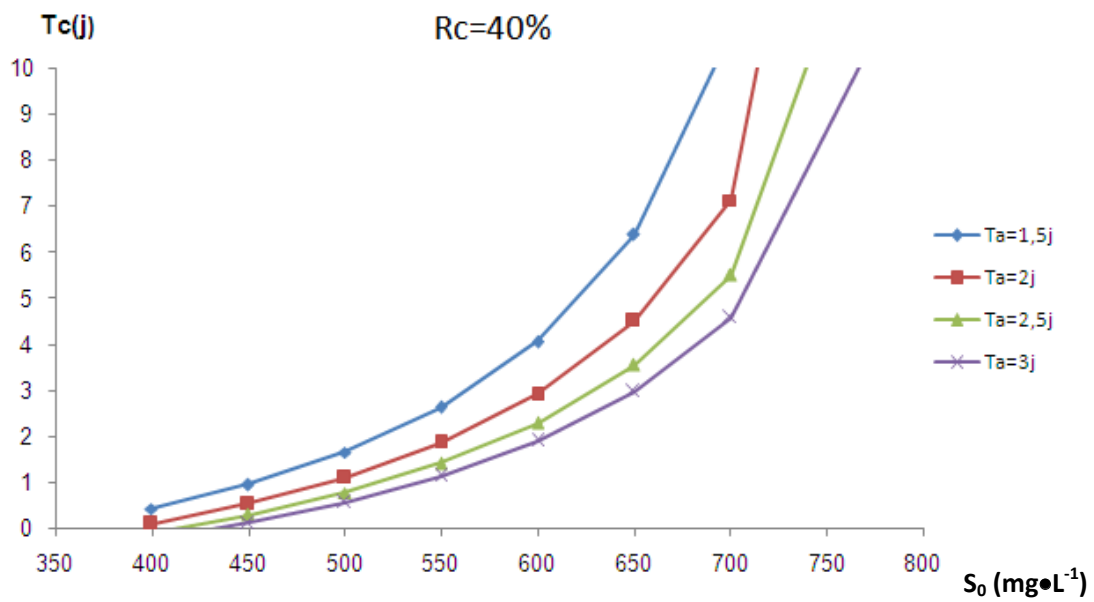


Figure 5 Temps de séjour  $T_c$  dans le chenal en fonction de la variation de la charge  $S_0$ .  
Residence time  $T_c$  in the high rate algal pond as a function of the organic load  $S_0$ .



un temps de séjour de deux jours dans le réacteur anaérobie et quatre jours dans le CAHR, pour des charges organiques brutes entrantes au système entre 500 et 650 mg•L<sup>-1</sup>.

#### 4. CONCLUSION

L'étude de la cinétique d'élimination de la matière organique dans le CAHR nous a permis d'élaborer un modèle de dimensionnement. En effet, connaissant la charge organique entrante au chenal et en se fixant un rendement d'élimination, nous pouvons déterminer le temps de séjour dans le chenal algal et, par la suite, le dimensionner.

Le dimensionnement du chenal algal peut tenir compte aussi de la charge initiale  $S_0$  entrante au système et du temps de séjour dans le bassin anaérobie. Ce modèle permet le dimensionnement en tenant compte des paramètres biologiques au sein du réacteur algal qui sont traduits par le facteur  $\gamma$ . Ce facteur reflète le phénomène de symbiose entre les algues et les bactéries, qui est considéré comme étant le moteur de ce système.

Le système intégré n'est pas une technique standard avec des critères bien établis. Il est en cours d'expérimentation. Vu l'opportunité qu'il offre de réutiliser les eaux usées après épuration, il conviendrait de le développer. Le modèle ainsi établi peut être considéré comme un outil de dimensionnement adapté au contexte marocain.

La technologie du système intégré peut être recommandée aux petites et moyennes communautés ainsi qu'aux installations touristiques. Elle peut également s'insérer dans les schémas d'assainissement décentralisés, dans lesquels de petites stations d'épuration peuvent être construites dans le tissu urbain et s'intégrer parfaitement au paysage.

#### 5. RÉFÉRENCES BIBLIOGRAPHIQUES

ABELIOVICH A. et D. WEISMA (1978). Role of heterotrophic nutrition in growth of the algae *Scenedesmus obliquus* in high rate algal oxidation ponds. *Appl. Environ. microbiol.*, 35, 32-35.

CRAPSE (CENTRE RÉGIONAL DES ACTIVITÉS POUR LA SANTÉ ET L'ENVIRONNEMENT) (2004). *Réacteur anaérobie et chenal algal à haut rendement*. Centre Régional des Activités pour la Santé et l'Environnement, Amman, Jordanie, 112 p.

EDELIN F. (1980). *L'épuration biologique des eaux résiduaires : théorie et technologie*. TECH & DOC (Éditeur), Paris, France, 306 p.

EI HAMOURI B., A. BOUCHEBCHOUB, N. RHALLABI, M. MARCHICH et M. TALBI (1988). Traitement des eaux usées domestiques dans un chenal algal à haut rendement - État du mélange. *Dans : Actes de l'Institut Agronomique et Vétérinaire (Hassan II)*, Rabat, Maroc, vol. 7, pp. 3-7.

JELLAL J. (1994). *Contribution à l'optimisation des performances d'un chenal algal à haut rendement dans l'élimination de la matière organique*. Thèse d'état, Université Sidi Med Ben Abdellah, Maroc, 200 p.

METCALF L. et H.P. EDDY (1979). *Wastewater Engineering: Treatment, Disposal and Reuse*. McGRAW HILL (Éditeur), New York, NY, 93 p.

NURDOGAN Y. et W.J. OSWALD (1995). Enhanced nutrient removal in high-rate ponds. *Water Sci. Technol.*, 31, 33-43.

ORON G., G. SHELEF, A. LEVI, A. MEYDAN et Y. AZOV (1979). Algae/bacteria ratio in High-Rate Pond used for waste treatment. *Environ. Water Resour. Eng.*, 38, 570-576.

OSWALD W.J. et H.B. GOTAAS (1957). Photosynthesis in sewage treatment. *Transaction of the American Society of Civil Engineers*, 122, 73-105.

ROQUES H. (1980). *Fondement théoriques du traitement biologiques des eaux*. TECH & DOC (Éditeur), Paris, France, Vol 1, pp. 292-339.

RODIER J. (1987). *Dans l'analyse de l'eau - eaux naturelles, eau résiduaire, eau de mer*, DUNOD (Éditeur), Paris, France, 173 p.

SHELEF G. et Y. AZOV (1987). High-rate oxidation ponds the Israeli experience. *Water Sci. Technol.*, 19, 245-255.