

Modélisation des cinétiques d'abattement de la matière organique dans un système intégré Réacteur anaérobie-Chenal algal à haut rendement en mode normal et en mode étage

Najoua Haddaoui, Jamal Eddine Jellal

Laboratoire de Génie Civil- Structure Traitement des Eaux, École Mohammadia d'Ingénieurs - Rabat.

La modélisation de la cinétique d'abattement de la matière organique dans un système intégré RA-CAHR est de nature complexe vu la variabilité des facteurs physicochimiques, bactériologiques et algologiques qui sont mis en jeu.

Cependant, le recours vers la notion d'un réacteur biologique parfaitement homogène peut simplifier d'une part la mise en équation des différents phénomènes liés à la biodégradation, la croissance bactérienne et celle algale en considérant une cinétique d'ordre un.

D'autre part, l'introduction du facteur γ et le facteur α traduit la notion de symbiose qui règne au sein du réacteur. La considération du facteur ω_0 vient renforcer la notion de déséquilibre ressentie par le système lors du fonctionnement diurne et nocturne.

Le modèle établi tient compte des principaux paramètres de dimensionnement des réacteurs qui sont la charge, le débit et le temps de séjour, cependant ce système reste limité par la charge organique qui lui est appliquée et donc ne dessert que des petites et moyennes collectivités.

Notre modèle cinétique 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 suite de dimensionner le réacteur.

Ainsi, le modèle établi gagnerait en fiabilité si les valeurs de ces paramètres sont affinées par calage du dit modèle, opération qui consiste à confronter ses résultats à une série de données expérimentales et par ajustements successifs des paramètres descriptifs, d'améliorer le résultat obtenu afin qu'il soit le plus réaliste possible. Les valeurs issues du modèle en phase de calage doivent donc être comparées statistiquement et graphiquement aux données de terrain.

L'idée de concevoir un chenal en mode étage appelé (CARET) permettrait de traiter une charge organique supplémentaire en mode série. Cependant, le recours vers une modélisation identique s'avère nécessaire. Ce modèle mis en équation restera tributaire des constantes cinétique et biologique qui doivent être déterminées expérimentalement sur un prototype qui sera réalisé.

ABSTRACT

Modelling the reduction kinetics of organic matter within an integrated Anaerobic Reactor Algal-Channel High Yield system in normal and tiered mode.

The modelling of the reduction kinetics of organic matter in an integrated Anaerobic Reactor Algal-Channel High Yield system is complex by nature, given the variabilities in physio-chemical, bacterial and algological factors that come into play.

However, drawing on a notion of a perfectly homogeneous biological reactor can simplify on the one part the modelling of different phenomena linked to biodegradation, bacterial growth and algal growth in considering kinetics of the order of one.

The other part is to do with the fact that the introduction of the factor γ and the factor α translates the notion of symbiosis that prevails within the reactor. The consideration of factor ω_0 underpins the notion of disequilibrium sensed by the system during diurnal and nocturnal functioning.

The model established takes into account the main reactor sizing parameters, these being the load, the flow and the residence time - however this system continues to be limited by the organic load that is applied to it, meaning that it only services small and medium-sized communities.

Our kinetic model can calculate the residence time in the channel by determining for itself a treatment performance in the High Yield Algal Channel and by knowing the incoming organic load. It will then size the reactor.

The model established is thereby more reliable if the

values of these parameters are fine-tuned by being calibrated to this model, an operation that involves looking at the outcome and incorporating it into a series of experimental data along with successive adjustments to the descriptive parameters. The outcome is then improved so that it is as realistic as possible. The values emerging from the model during the calibration phase therefore have to be compared statistically and graphically to the terrain data.

The idea of designing a High Yield Algal Channel in tiered mode means that additional organic loads can be treated in tiered mode. However, it turns out that it is necessary to make use of an identical modelling. This incorporated modelling will continue to be a contributing factor to kinetic and biological constants that have to be determined by experimental means on a prototype to be created.

Keywords: bioreactor, residence time, sizing, high-yield algal channel, treatment, symbiosis.

Le système intégré Réacteur Anaérobie - Chenal Algal à Haut Rendement (RA-CAHR) présente de nombreux avantages (faible occupation de surface, autonomie énergétique, faible coût d'investissement...). De conception relativement récente, son dimensionnement est jusqu'à aujourd'hui généralement basé sur l'approche d'Oswald.

Cette dernière permet de calculer le temps de séjour des eaux usées dans le CAHR selon la formule :

$$T_0 = \frac{h \cdot C_c}{F \cdot S \cdot A} \quad (1)$$

h : quantité de chaleur de combustion de l'algue (cal/mg);

F : efficacité photosynthétique (2,5 %);

C_c : Concentration d'algues (mg/l);

S : flux énergétique solaire en cal/cm²/j. (S varie entre 0 et 800 avec 400 comme valeur typique);

A : aire du chenal occupée par un litre de culture (cm²/l);

T_0 : temps de séjour nécessaire pour atteindre C_c (j).

Les temps de séjour calculés à partir de cette relation varient généralement entre 2 et 6 jours.

Historiquement, le CAHR était conçu par Oswald (1953) dans l'optique d'une optimisation de la production algale à partir de l'épuration des EU. Il était par conséquent logique de baser son dimensionnement sur le bilan énergétique des algues qui a abouti à la formule précédente.

Aujourd'hui, cette technique d'épuration s'est avérée très compétitive, abstraction faite de la production algale. Elle mérite donc d'être développée suivant d'autres approches.

Dans l'optique d'optimiser le dimensionnement de ce système et de l'adapter au contexte marocain, nous avons élaboré un modèle de dimensionnement basé sur la cinétique d'élimination de la matière organique. L'approche de modélisation adoptée considère l'étude de la croissance de la biomasse algo-bactérienne comme étant l'aspect majeur responsable de la dépollution au sein du chenal algal à haut rendement.

Ce modèle repose sur un concept d'ingé-

nerie, il prend en considération les paramètres de conception des réacteurs (débit, charges, Temps de séjour, ...). Son originalité réside dans l'introduction d'un paramètre appelé γ qui traduit la symbiose algo-bactérienne et de coefficients de fonctionnement qui permettent de relier les bilans de la phase diurne à ceux de la phase nocturne. En effet, le fait de ne pas tenir compte de la période nocturne, période durant laquelle la photosynthèse est absente, pourrait engendrer un surdimensionnement des réacteurs.

Matériels et méthodes

La station pilote

La station pilote dans laquelle ont été menés les essais est celle de l'IAV Hassan II à Rabat (latitude 32°N, longitude 6°30'W, intensité lumineuse moyenne de l'ordre de 500 w/m² en période hivernale).

Le tableau ci-dessous résume les caractéristiques des eaux usées domestiques avant traitement dans cette STEP :

Tableau 1 : Caractéristiques des eaux usées brutes

Paramètres	valeurs
DCO	500 - 800 mg O ₂ .l ⁻¹
MVS	480 mg.L ⁻¹
O ₂ dissous	0 mg.L ⁻¹
Température	16 °C - 18 °C
pH	7,2 - 7,8
Coliformes fécaux	2.1 10 ⁷ - 6.6 10 ⁷ germes.100 ml ⁻¹

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 CAHR.

Le bassin anaérobie

D'une surface de 845 m² et une capacité de 1.663 m³, il a une profondeur de 3 m. Il alimente les bassins de stabilisation de la filière de lagunage et le CAHR.

Le chenal algal à haut rendement

À la sortie du bassin anaérobie un débit de 3.10⁻³ m³/s alimente le chenal. Ce dernier a été dimensionné pour un temps de séjour

de 6 jours en hiver et 3 jours en été. Le chenal comprend 10 compartiments d'une longueur de 80 m, de largeur 3,70 m et de profondeur 0,45 m. Son volume total est de 1.316 m³ et sa surface de 3.024 m².

Échantillonnage et analyse des paramètres suivis

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.

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 ($g = 9,81 \text{ m/s}^2$) pendant 10 minutes.

La DCO soluble

C'est une appréciation du carbone organique basée 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 K₂Cr₂O₇ 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 [ROD05].

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.

La matière volatile 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

pois de creusets avant et après 2 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 2 heures à une température de 500 °C. Donc (MVS) = (MST) - (MM) [ROD05].

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 min. Le culot est mis 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 min pour le clarifier.

Les concentrations de chlorophylle a et b sont déterminées au moyen d'un spectrophotomètre à double faisceaux aux longueurs d'onde de 663 nm et 645 nm respectivement.

La concentration de la chlorophylle est déterminée selon la formule de MacKinney:

$$\text{Chlorophylle } a = 12,7 A_{663} - 2,69 A_{645} \quad (2)$$

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

a et b sont exprimés en mg/l. A_{663} et A_{645} étant l'absorbance respectivement à 663 nm et 645 nm.

Modélisation

Considérations générales

La cinétique de croissance des micro-organismes est globalement régie par les phases suivantes:

- 4 phases principales:
 - Latence I
 - Croissance exponentielle II
 - Stationnaire III
 - Décroissance (exponentielle ou non) IV
- 3 phases transitoires:
 - Démarrage: début de la phase exponentielle.
 - Ralentissement: fin de la phase exponentielle.
 - Déclin: fin de la phase stationnaire.

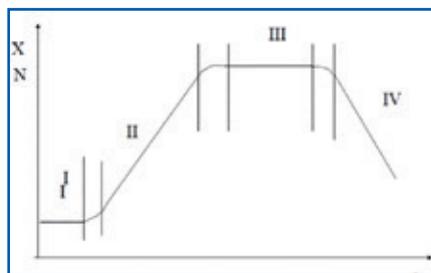


Figure 1: Schéma des phases de l'évolution des micro-organismes.

X: concentration en micro-organismes. Le modèle le plus couramment utilisé pour décrire ces différentes phases est celui de Monod:

$$\frac{dX}{dt} = \mu X \quad (3)$$

$$\text{Avec: } \mu = \mu_m \cdot \frac{S}{K_S + S}$$

S: concentration en substrat.

μ_m : taux de croissance maximal.

K_S : concentration seuil en substrat au-dessous de laquelle le taux de croissance μ_m devient très dépendant de S. Elle correspond à la valeur particulière de S pour laquelle $\mu = \mu_m/2$.

Parmi les représentations graphiques des phénomènes de croissance des micro-organismes, la représentation $dX/dt = f(X)$ présente un intérêt particulier pour le calcul graphique des fermenteurs continus.

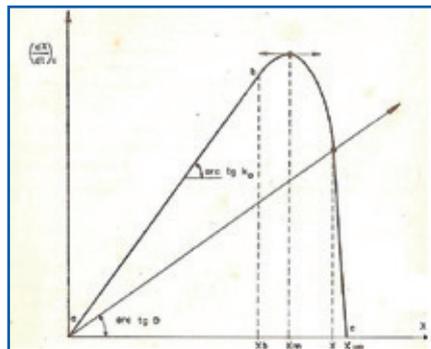


Figure 2: Représentation graphique $dX/dt = f(X)$ de la croissance microbienne [ROQ90].

Le taux de dilution D, qui est le rapport du débit de l'effluent Q sur le volume V du réacteur, est un paramètre déterminant pour l'optimisation de la croissance des micro-organismes.

En effet, si on considère un réacteur à mélange parfait en régime stationnaire, le bilan massique de la biomasse est:

$$V \left(\frac{dX}{dt} \right)_{acc} = Q_c (X_c - X) + V \left(\frac{dX}{dt} \right)_{réa} = 0 \quad (4)$$

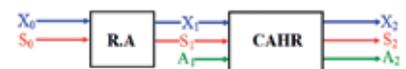
• X_c : Concentration en biomasse entrante dans le réacteur.

Soit: $(\mu - D)X = DX_c$

A partir de la figure ci-dessus, on déduit pour $X_c = 0$:

- Si $D > \mu$: aucune culture n'est possible car le soutirage des micro-organismes se fait à un rythme supérieur à leur croissance.
- Si $D = \mu$ la culture est instable. Une petite variation du débit conduit à un lessivage ou un débordement du réacteur.
- Si $D < \mu$ ce taux de dilution permet d'avoir une culture continue en phase de ralentissement et donc un point unique de fonctionnement du réacteur.

Approche de modélisation: bilans de matière et cinétiques d'ordre 1



Le bilan de matière au niveau du CAHR (en régime permanent) est:

$$\left(\frac{d(VX)}{dt} \right)_{acc} = 0 = Q_c (X_1 - X) + \left(\frac{d(VX)}{dt} \right)_{réa} \quad (5)$$

$$\left(\frac{d(VS)}{dt} \right)_{acc} = 0 = Q_c (S_1 - S) + \left(\frac{d(VS)}{dt} \right)_{réa} \quad (6)$$

$$\left(\frac{d(VA)}{dt} \right)_{acc} = 0 = Q_c (A_1 - A) + \left(\frac{d(VA)}{dt} \right)_{réa} \quad (7)$$

Avec:

- X: la concentration en biomasse bactérienne (mg/l).
- S: la concentration en substrat (mg/l).
- A: la concentration en biomasse algale (mg/l).
- Q: le débit de l'effluent (m^3/s).
- V: le volume du bassin (m^3).

En introduisant le taux de dilution dans le CAHR, D_c :

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

$$D_c \cdot (S_1 - S) + \frac{dS}{dt} = 0 \quad (9)$$

$$D_c \cdot (A_1 - A) + \frac{dA}{dt} = 0 \quad (10)$$

On considère les deux paramètres suivants:

Le taux de conversion biomasse-substrat α qui est donné par la relation :

$$\alpha = - \frac{dS}{dt} / \frac{dX}{dt} \quad (11)$$

Un nouveau facteur γ reliant les biomasses bactérienne et algale ; il exprime le rapport des concentrations de CO_2 et de O_2 et traduit donc la symbiose algues-bactéries :

$$\gamma = \frac{dA}{dt} / \frac{dX}{dt} \quad (12)$$

On en déduit : $\frac{dS}{dt} = - \frac{\alpha}{\gamma} \times \frac{dA}{dt}$

Le modèle cinétique d'ordre 1 décrit bien la partie décroissante de la courbe de croissance algale qui est similaire à la phase de ralentissement de la courbe de croissance bactérienne.

Donc, on peut écrire : $\frac{dA}{dt} = -a_c \cdot A + b_c$, a_c (j^{-1}) et b_c (mg/l/j) étant des constantes à déterminer.

En général, le CAHR est considéré comme un large chémostat dans lequel le maintien d'une communauté algale stable nécessite l'établissement d'un équilibre entre le taux de croissance algale et le taux de dilution [ABE78].

Comme il n'y a pas d'ensemencement à l'entrée du chenal, A_1 est nulle et le bilan de la biomasse algale (10) devient : $-D_c \cdot A + \frac{dA}{dt} = 0$. D'où, l'équation liant la concentration algale sortante au taux de dilution :

$$A = \frac{b_c}{D_c + a_c} \quad (13)$$

Si on considère les concentrations en substrat :

$$\left. \begin{aligned} D_c(S_1 - S_2) + \frac{dS}{dt} &= 0 \\ \frac{dS}{dt} &= - \frac{\alpha}{\gamma} \times \frac{dA}{dt} \end{aligned} \right\} \rightarrow D_c(S_1 - S_2) - \frac{\alpha}{\gamma} \times \frac{dA}{dt} = 0$$

Soit encore :

$$\left. \begin{aligned} \frac{dA}{dt} &= -a_c \cdot A + b_c \\ D_c(S_1 - S_2) - \frac{\alpha}{\gamma} \times \frac{dA}{dt} &= 0 \end{aligned} \right\}$$

En utilisant l'équation liant la concentration algale sortante au taux de dilution, on obtient :

$$S_1 - S_2 = \frac{\alpha}{\gamma} \left(\frac{b_c}{D_c + a_c} \right) \quad (14)$$

Introduction du coefficient de fonctionnement ω_0

Les modèles ainsi établis à partir des bilans de matière dans le système intégré sont basés sur les cinétiques d'élimination de la matière organique et prennent en considération la symbiose algo-bactérienne au sein du CAHR par le biais du facteur γ . Néanmoins ce dernier ne tient pas compte de la période nocturne pendant laquelle la photosynthèse est absente, au risque d'engendrer un surdimensionnement des installations. Pour y remédier, on introduit un coefficient de fonctionnement qui relie les bilans de la période diurne à ceux de la période nocturne. L'oxygène étant le facteur déterminant dans ce cas, il faut en premier lieu s'assurer que sa concentration reste supérieure au déficit critique en oxygène dans le CAHR pendant la nuit.

Détermination du temps au bout duquel on atteint le déficit critique en oxygène :

Dans un cours d'eau, cas du chenal, la variation d'une charge de pollution L en fonction du temps est régie par les équations de Streeter et Phelps :

$$\frac{\partial L}{\partial t} = D_L \frac{\partial^2 L}{\partial x^2} - U \frac{\partial L}{\partial x} - K_1 \cdot L + L_A \quad (15)$$

$$\frac{\partial c}{\partial t} = D_c \frac{\partial^2 c}{\partial x^2} - U \frac{\partial c}{\partial x} - K_1 \cdot L + K_2 \cdot (c_s - c) + c_A \quad (16)$$

Avec :

- L : Charge de pollution.
- D_L : Coefficient de diffusion long.
- K_1 : Coefficient de ré aération.
- c_A : vitesse de renouvellement de l'oxygène dissous.
- K_2 : Coefficient de biodégradation.
- L_A : Apport en matière organique.
- U : vitesse moyenne d'écoulement.

En régime stationnaire, le terme en $\frac{\partial^2}{\partial x^2}$ ainsi que la diffusion sont négligeables.

Les variations de concentration d'oxygène dissous et de la DBO sont dues principalement à la biodégradation et à la ré-aération par la surface. Dans ce cas, les équations de Streeter et Phelps admettent une solution analytique représentée par la courbe en sac suivante :

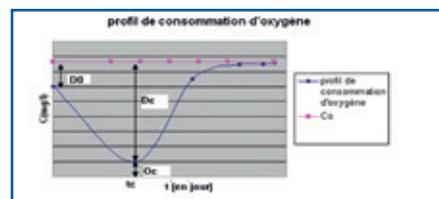


Figure 3: Solution analytique des équations de Streeter et Phelps.

Avec :

- D_0 : Déficit initial en amont du rejet (mg/l).
- O_c : teneur en oxygène au déficit critique (mg/l).
- D_c : Déficit critique en oxygène au temps t_c en (mg/l).
- C_s : Concentration en oxygène à la saturation (mg/l).
- t_c : temps au bout duquel on atteint le déficit critique en oxygène (en jour ou en heures).

Ainsi, l'équation (16) devient :

$$\frac{dc}{dt} = -K_1 \cdot L + K_2 \cdot (c_s - c) \quad (17)$$

D'après la loi de Henry : $c_s = \alpha p$ avec $\alpha = 43$ mg/l et la pression partielle de l'oxygène $p_{ox} = 0.2$ pour $p = 1$ bar et $T = 25$ °C. Le déficit en oxygène étant $D = c_s - c$, l'équation (17) devient :

$$\frac{dD}{dt} = K_1 \cdot L - K_2 \cdot D \quad (18)$$

En intégrant cette dernière équation, on obtient en base décimale :

$$D = \frac{k_1 L_0}{k_2 - k_1} (10^{-k_2 t} - 10^{-k_1 t}) + D_0 10^{-k_2 t} \quad (19)$$

Avec [ECK82] :

- $K = 2.3$ k (traduit le passage vers la base décimale)
- k_1 (20 °C) = 0.7
- $-0.15 < k_2$ (20 °C) < 0.20

De manière générale, les constantes k_1 et k_2 sont déterminées par les relations suivantes [ECK82] :

$$k_1(T) = k_1(20^\circ) \cdot 1,047^{(T-20)} \quad (20)$$

$$k_2(T) = k_2(20^\circ) \cdot 1,047^{(T-20)} \quad (21)$$

La dérivation de l'équation (19) donne un optimum qui correspond au temps critique t_c , temps au bout duquel la quantité d'oxygène dissoute est minimale.

Soit : $f = \frac{k_2}{k_1}$, le temps critique d'oxygénation minimal est donc :

$$t_c = \frac{1}{k_1(f-1)} \log \left[f(1 - (f-1) \frac{D_0}{L_0}) \right] \quad (22)$$

Dans notre cas et avec les valeurs précitées on trouve : $t_c = 25.4$ h.

En conclusion, le chenal algale à haut ren-

dement de par sa synergie algo-bactérienne change de mode de fonctionnement en régime nocturne. En effet pendant la nuit, l'activité photosynthétique cesse, tandis que la dégradation bactérienne continue son activité. Les seules sources d'oxygène disponibles en mode nocturne restent l'aération due à l'agitation et la ré aération à la surface.

Afin de s'assurer que des concentrations d'oxygène dissous critiques ne peuvent être atteintes pendant la nuit, ce qui conduirait à inverser le comportement du chenal en mode anaérobie, nous avons simulé ce dernier à un cours d'eau rectiligne pour pouvoir appliquer le modèle de diffusion de Streeter et Phelps.

Du fait de la présence des bactéries facultatives, le mode anaérobie sera régi par d'autres équations de dégradation de la matière organique et ceci affectera considérablement les hypothèses retenues lors de l'élaboration de notre modèle.

Le temps critique trouvé au bout duquel le chenal atteindrait ce mode est d'environ un jour et par conséquent, l'anaérobiose ne serait théoriquement jamais active dans le CAHR. De ce fait, on peut confirmer que les concentrations d'oxygène dû au mixage et à l'interface sont suffisantes pour le maintien du fonctionnement du chenal même en l'absence de toute activité photosynthétique pendant la nuit.

Introduction du coefficient de

fonctionnement dans les bilans de matière

Pendant la période nocturne, en absence de lumière, l'activité photosynthétique s'arrête pendant la période nocturne, donc on n'a que les bilans (8) et (9).

Le rapport de quantité d'oxygène consommée pendant la nuit sur celle consommée pendant la journée, est en relation avec les activités de la biomasse bactérienne pendant les deux périodes nocturne et diurne. Le coefficient de fonctionnement w_0 étant:

$$w_0 = \frac{\frac{dX}{dt}_{\text{noct}}}{\frac{dX}{dt}_{\text{jour}}} \quad (23)$$

Les bilans (8) et (9) deviennent alors:

$$D_c (X_1 - X_2) + w_s \cdot \frac{dX}{dt}_{\text{jour}} = 0 \quad (24)$$

$$D_c (S_1 - S_2) + w_s \cdot \alpha \cdot \frac{dX}{dt}_{\text{jour}} = 0 \quad (25)$$

La cinétique d'élimination du substrat dans le CAHR nous permet d'établir:

$$(S_1 - S_2) = \frac{\alpha \cdot w_0}{\gamma} \left(\frac{b_{cn}}{D_c + a_{cn}} \right) \quad (26)$$

b_{cn} et a_{cn} sont les constantes cinétiques du modèle.

Détermination des paramètres du modèle

Détermination du coefficient γ

Le coefficient γ est défini comme étant le rapport entre les matières volatiles en suspension (MVS) et la chlorophylle.

On considère deux ensembles de résultats d'essais correspondant chacun à une combinaison de temps de séjour dans respectivement le réacteur anaérobie et le chenal algal: (3j; 6j) et (2j; 4j).

Tableau 3: Ensembles de résultats d'essais correspondant aux deux combinaisons de temps de séjour

(R.A;CAHR) = (3j ; 6j)		(R.A;CAHR)=(2j ; 4j)	
MVS (mg/l)	Chlorophylle (mg/l)	MVS (mg/l)	Chlorophylle (mg/l)
100	1,56	225	0,905
201	3,05	240	3,98
259	4,52	270	1,06
320	5,81	280	0,9
460	4,65	620	7,155
420	5,93	700	7,51

On trace la courbe chlorophylle = f (MVS) pour ces deux essais:

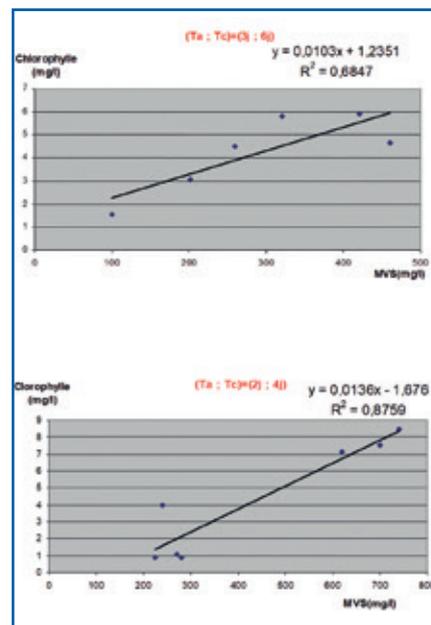


Figure 4: courbes Chlorophylle = f (MIS) pour les deux combinaisons de temps de séjour.

Sachant que les MVS et la chlorophylle représentent respectivement les concentrations des biomasses bactérienne X et algale A, on déduit à partir des deux courbes:

$$\gamma = \frac{dy}{dx} \approx \frac{1}{100} \quad (27)$$

Ce résultat est confirmé par Oron & al. [ORO79].

Détermination du taux de conversion α

On considère généralement que 60 % du substrat est converti en biomasse bactérienne [ROQ80]. De ce fait, pour le bassin anaérobie de Rabat, on ne commettra pas d'erreur significative en considérant cette valeur de $Y = 0,60$. Donc:

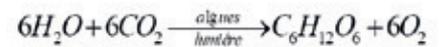
$$\alpha = 1/Y = 1,67 \quad (28)$$

Calcul du coefficient de fonctionnement w_0

On se met dans les conditions les plus défavorables où la quantité d'oxygène produite par les algues correspond aux besoins stricts des bactéries.

La symbiose algue-bactérie est une

caractéristique du chenal algal qui se déroule pendant la journée en présence de la lumière. La réaction générant ce processus a été établie par Oswald:



$C_6H_{12}O_6$ représente l'hydrate de carbone

La biodégradation de composés organiques par les micro-organismes se fait en présence de nutriments (azote et de phosphore) comme suit:

Comp.Org + O_2 + cellules => CO_2 + H_2O + NH_3 + cellules + résidu + énergie
Soit:



$C_3H_7O_2N$ représente les cellules. Pendant la nuit seule la réaction (2) est active.

Soient K_1 et K_2 les constantes d'équilibre de la réaction de photosynthèse et de celle de la dégradation du substrat. La loi d'action

de masse et la conservation de matière stipulent que :

$$K_1 = \frac{1}{6} [O_2]_{\text{jour}}$$

$$K_2 = \frac{1}{3} [O_2]_{\text{nuit}}$$

Le coefficient de fonctionnement w_o est défini comme étant le rapport de la concentration d'oxygène de nuit sur celui de la journée, donc :

$$w_o = \frac{[O_2]_{\text{nuit}}}{[O_2]_{\text{jour}}} = \frac{1}{2} \frac{K_2}{K_1} \quad (29)$$

Les constantes d'équilibres des réactions biologiques sont en général comprises entre 0,4 et 0,7. H. Roques préconise de prendre une valeur de 0,6.

Donc on ne commet pas d'erreur significative en considérant $K_1 = K_2 = 0,6$. En effet, d'après plusieurs auteurs le facteur limitant pour la photosynthèse est le CO_2 libre, alors que la réaction de biodégradation du substrat a toujours un grand rendement en présence des nutriments et en absence des conditions d'inhibitions. Dans ces conditions : $w_o = 1/2$.

Une autre approche consiste à considérer les paramètres k'_1 et k'_2 respectivement constante de vitesse pour l'élimination des matières organiques et coefficient de ré aération qui ont fait l'objet de plusieurs études. Des auteurs tels que Roques et Ekenfelder préconisent des valeurs de l'ordre de $0,6 j^{-1}$ pour k'_1 .

k'_2 est estimé à partir de l'équation [ECK82] :

$$k'_2 = nCU/mH$$

C, n et m sont des constantes; U la vitesse de l'écoulement dans le chenal ($U = 0,15$ m/s) et H la profondeur (en m).

Dans notre cas : $n = 1$; $m = 1,5$; $C = 1,56$ [ECK82]. D'où : $k'_2 = 0,66 j^{-1}$.

Quant à la variation de k'_1 et k'_2 en fonction de la température, il a été établi que le rapport k'_1/k'_2 reste constant de l'ordre de 1,002 [ECK82]. Ainsi :

$$w_o = \frac{1}{2} \frac{k'_1}{k'_2} \square \frac{1}{2} \quad (30)$$

Détermination des constantes cinétiques

Pour déterminer les constantes cinétiques de notre modèle de croissance dans le CAHR, on exploite les résultats expéri-

mentaux obtenus dans la station d'épuration d'Ouarzazate. Chaque valeur expérimentale représente la moyenne d'une série de mesures étalées sur trois mois (tab.4)

Tableau 4: Charge organique expérimentale en DCO dans le CAHR de la station d'Ouarzazate [JEL94]

Essai	DCO (mg/l)	
	S_1 (mg/l)	S_2 (mg/l)
T_c (j)	RA	CAHR
5,24	210	102
3,14	228	142
4	219	112
4,5	220	116

T_c est le temps de séjour dans le chenal, S_1 représente la concentration du substrat à l'entrée du chenal, S_2 la concentration du substrat à la sortie du chenal.

On trace la courbe :

$$\frac{1}{S_1 - S_2} = \frac{\gamma}{\alpha \cdot w_o \cdot b_{cn}} D_c + \frac{\gamma}{\alpha \cdot w_o} \left(\frac{a_{cn}}{b_{cn}} \right) \quad (31)$$

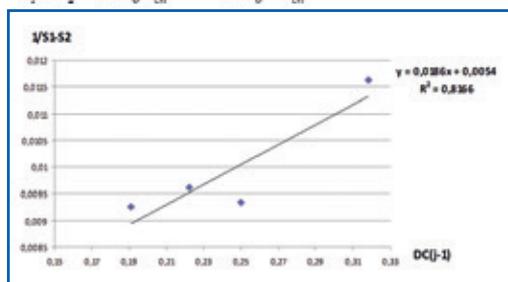


Figure 5: $1/(S_1 - S_2)$ en fonction de D_c dans le CAHR de la station d'épuration de Ouarzazate.

La courbe donne l'équation : $y = 0,0186x + 0,0054$.

$$\text{Et } \frac{\gamma}{\alpha \cdot w_o} \left(\frac{a_{cn}}{b_{cn}} \right) = 0,0054 \text{ et } \frac{\gamma}{\alpha \cdot b_{cn} \cdot w_o} = 0,0186$$

Sachant que $\alpha = 1,67$, $\gamma =$

$1/100$ et $\omega_0 = 1/2$, on en déduit les estimations des valeurs des constantes cinétiques :

$$a_{cn} = 0,145 j^{-1} \quad (32)$$

$$b_{cn} = 0,64 \text{ mg/l}$$

Le modèle cinétique de la croissance algale dans le chenal est donc (en $mg/l/j$) :

$$\frac{dA}{dt} = -0,145 \cdot A + 0,64 \quad (33)$$

En définitive, les relations issues de la modélisation sont :

$$S_1 - S_2 = \frac{53,7}{D_c + 0,145} = \frac{9990 \times T_c}{27 \times T_c + 185} \quad (34)$$

$$A_2 = \frac{0,64}{D_c + 0,145} \quad (35)$$

$$X_2 = \frac{64}{D_c + 0,145} \quad (36)$$

$$S_2 = S_0 - \left(\frac{9990 \times T_c}{27 \times T_c + 185} + \frac{1000 \times T_c}{1,73 \times T_c + 1,7} \right) \quad (37)$$

Avec :

- T_c : Temps de séjour dans le CAHR.

- T_a : Temps de séjour dans le RA.

Vérification à l'aide des temps de séjours

On a procédé à une étude comparative, sur la base de résultats expérimentaux réalisés au niveau de la STEP de l'IAV, avec les temps de séjour suivants :

- T_{exp} : temps de séjour expérimental ;

- T_M : temps de séjour calculé à partir de notre modèle ;

- T_o : temps de séjour selon Oswald, (équation (1)) ;

- T_{opt} : temps de séjours optimal calculé à partir du bilan oxygène dans le chenal ;

- T_j : temps de séjour selon le modèle $\ln(S_0/S_2) = 0,436 + 0,653(T_c/Ta^2)$ [JEL94].

R : rendement d'élimination du substrat dans le chenal.

Tableau.5: temps de séjour expérimental et calculés pour le CAHR de la STEP de l'IAV

Essai	R (%)	T_a (j)	T_{exp} (j)	T_M (j)	T_o (j)	T_j (j)	T_{opt} (j)
1	52,5	3	6	3,75	2,83	3,16	2,76
2	38,9	3	3	3,74	2,77	3,22	2,64
3	68,8	2	4	3,54	3,25	3,22	4,08
4	57,6	2	2	3,53	3,15	3,56	1,5
5	61,2	1,5	4	4,26	4,08	4,12	3,87

Résultats et discussions

Comme conclusion, nous pouvons affirmer que le modèle élaboré, qui est basé principalement sur les cinétiques d'élimination de la matière organique, et qui tient compte à la fois de la synergie algo-bactérienne et de la différence du mode de fonctionnement diurne et nocturne, vient confirmer par ses valeurs calculées que pour des ren-

dements d'élimination élevés, le temps de séjour dans le chenal s'approche du temps de séjour optimisé pour une meilleure élimination de la DBO₅.

L'introduction du coefficient de fonctionnement est amplement justifiée au vu des valeurs expérimentales et calculées présentées dans le tableau (6.6). En effet, pour les différents cas envisagés, les taux d'abattement de la charge organique prévus par le modèle ajusté sont plus proches des résultats expérimentaux que ceux calculés par le modèle sans ajustement.

La valeur du coefficient ω₀ de l'ordre de 0,5 donne une idée sur le ratio de la quantité d'oxygène consommée pendant la période nocturne, et celle consommée pendant la période diurne, qui s'explique par l'absence de l'activité photosynthétique des algues pendant la nuit.

De ce fait, ce modèle pourrait constituer une base de dimensionnement des CAHRs pour le contexte marocain.

Modélisation cinétique du système intégré RA-CAHR en mode étage

La modélisation de la croissance microbienne est globalement très complexe, par le nombre et le type de réactions mises en jeu et par la dépendance de ces dernières vis-à-vis des facteurs externes.

Pour ce faire, on va considérer une approche de modélisation d'un système intégré RA+ CAHR en mode étage par les cinétiques d'élimination de la matière organique, afin de mieux mettre en évidence son action dans la dépollution.

Le système intégré réacteur anaérobie-chenal algal en étage pour une alimentation en série est sous forme de trois réacteurs en série :

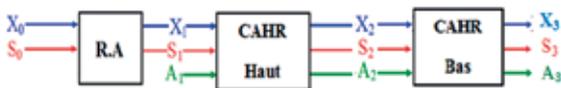


Figure 6 : Analyse des charges entrantes et sortantes dans RA+CAHR en étage (série).

Bilan matière dans le RA :

Le bilan de matière au niveau du RA (en régime permanent) est :

$$\left(\frac{d(VX)}{dt} \right)_{Acc} = 0 = Q.(X_0 - X_1) + \frac{d(VX)}{dt} \Big|_{Rin} \quad (38)$$

$$\left(\frac{d(VS)}{dt} \right)_{Acc} = 0 = Q.(S_0 - S_1) + \frac{d(VS)}{dt} \Big|_{Rin} \quad (39)$$

Avec :

- X : la concentration en biomasse bactérienne (mg/l)
- S : la concentration en substrat (mg/l)
- Q : le débit de l'effluent (m³/s).
- V : le volume du bassin (m³).

En introduisant le taux de dilution dans le RA, D_a :

$$D_a.(X_0 - X_1) + \frac{dX}{dt} = 0 \quad (40)$$

$$D_a.(S_0 - S_1) + \frac{dS}{dt} = 0 \quad (41)$$

On considère le paramètre suivant :

Le taux de conversion biomasse-substrat α :

$$\alpha = - \frac{dS}{dt} / \frac{dX}{dt} \quad (42)$$

La cinétique adoptée dans cette partie s'écrit comme suivant :

$$\frac{dX}{dt} = -aX + b$$

Le bilan de la matière devient :

$$D_a.(X_0 - X_1) + (-aX_1 + b) = 0 \quad (43)$$

$$D_a.(S_0 - S_1) - \alpha.a.(X_1 + b) = 0 \quad (44)$$

On suppose qu'on n'a pas d'ensemencement, et on prend par suite :

Nous établissons le modèle suivant :

$$\left\{ \begin{array}{l} X_1 = \frac{b}{D_a + a} \\ S_0 - S_1 = \frac{\alpha \times b}{D_a + a} \end{array} \right.$$

Bilan matière dans le chenal haut :

Le bilan de matière au niveau du CAHR haut (en régime permanent) est :

$$\left(\frac{d(VX)}{dt} \right)_{Acc} = 0 = Q.(X_1 - X_2) + \frac{d(VX)}{dt} \Big|_{Rin} \quad (45)$$

$$\left(\frac{d(VS)}{dt} \right)_{Acc} = 0 = Q.(S_1 - S_2) + \frac{d(VS)}{dt} \Big|_{Rin} \quad (46)$$

$$\left(\frac{d(VA)}{dt} \right)_{Acc} = 0 = Q.(A_1 - A_2) + \frac{d(VA)}{dt} \Big|_{Rin} \quad (47)$$

En introduisant le taux de dilution dans le CAHR haut, D_c :

On considère un nouveau facteur γ reliant les biomasses bactérienne et algale ; il exprime le rapport des concentrations de CO₂ et d'O₂ et traduit donc la symbiose algues-bactéries :

$$\gamma = \frac{dA}{dt} / \frac{dX}{dt} \quad (51)$$

On déduit :

$$\frac{dS}{dt} = - \frac{\alpha_h}{\gamma_h} \times \frac{dA}{dt}$$

La cinétique adoptée dans cette partie s'écrit comme suivant :

$$\frac{dA}{dt} = -a_h.A + b_h$$

Comme il n'y a pas d'ensemencement à l'entrée du chenal, A₁ est nulle et le bilan de la biomasse algale devient :

$$-D_c.A_2 + \frac{dA}{dt} = 0$$

D'où l'équation liant la concentration algale sortante au taux de dilution est :

$$A_2 = \frac{b_h}{D_c + a_h} \quad (52)$$

Si on considère les concentrations en substrat :

$$\left. \begin{array}{l} D_c.(S_1 - S_2) + \frac{dS}{dt} = 0 \\ \frac{dS}{dt} = - \frac{\alpha_h}{\gamma_h} \times \frac{dA}{dt} \end{array} \right\} \rightarrow D_c.(S_1 - S_2) - \frac{\alpha_h}{\gamma_h} . (-a_h.A_2 + b_h) = 0$$

En utilisant l'équation liant la concentration algale sortante au taux de dilution, on obtient :

$$S_1 - S_2 = \frac{\alpha_h}{\gamma_h} \times \frac{b_h}{D_c + a_h}$$

Bilan matière dans le chenal bas :

Le bilan de matière au niveau du CAHR bas (en régime permanent) est :

$$\left(\frac{d(VX)}{dt} \right)_{Acc} = 0 = Q.(X_2 - X_3) + \frac{d(VX)}{dt} \Big|_{Rin} \quad (53)$$

$$\left(\frac{d(VS)}{dt} \right)_{Acc} = 0 = Q.(S_2 - S_3) + \frac{d(VS)}{dt} \Big|_{Rin} \quad (54)$$

$$\left(\frac{d(VA)}{dt} \right)_{Acc} = 0 = Q.(A_2 - A_3) + \frac{d(VA)}{dt} \Big|_{Rin} \quad (55)$$

En introduisant le taux de dilution dans le CAHR bas, Db :

$$D_c \cdot (X_2 - X_3) + \frac{dX}{dt} = 0 \quad (56)$$

$$D_c \cdot (S_2 - S_3) + \frac{dS}{dt} = 0 \quad (57)$$

$$D_c \cdot (A_2 - A_3) + \frac{dA}{dt} = 0 \quad (58)$$

La cinétique adoptée dans cette partie s'écrit comme suivant :

$$\frac{dA}{dt} = -a_b \cdot A + b_b$$

D'après la partie précédente ;

$$A_3 = \frac{(b_h + b_b) \cdot D_c + a_h \cdot b_b}{(D_c + a_h) \cdot (D_c + a_b)}$$

D'où, l'équation liant la concentration algale sortante au taux de dilution :

$$A_3 = \frac{(b_h + b_b) \cdot D_c + a_h \cdot b_b}{(D_c + a_h) \cdot (D_c + a_b)}$$

Si on considère les concentrations en substrat :

$$\left. \begin{aligned} D_c \cdot (S_2 - S_3) + \frac{dS}{dt} = 0 \\ \frac{dS}{dt} = -\frac{a_b}{\gamma_b} \times \frac{dA}{dt} \end{aligned} \right\} \rightarrow$$

$$D_c \cdot (S_2 - S_3) - \frac{a_b}{\gamma_b} \cdot (-a_b \cdot A_3 + b_b) = 0$$

En utilisant l'équation liant la concentration algale sortante au taux de dilution, on obtient :

$$S_2 - S_3 = \frac{a_b}{\gamma_b} \times \frac{b_b \cdot D_c + a_h \cdot b_b - a_b \cdot b_h}{(D_c + a_h) \cdot (D_c + a_b)}$$

D'où l'équation liant la concentration en substrat entrante à la concentration en substrat sortante :

$$S_0 - S_3 = \frac{\alpha_a \times b}{D_a + a} + \frac{\alpha_h}{\gamma_h} \times \frac{b_h}{D_c + a_h} + \frac{\alpha_b}{\gamma_b} \times \frac{b_b \cdot D_c + a_h \cdot b_b - a_b \cdot b_h}{(D_c + a_h) \cdot (D_c + a_b)}$$

La détermination des constantes cinétiques et des taux de conversions doit être déterminée expérimentalement, afin d'élaborer un modèle cinétique pour le système CARET à deux étages.

Conclusion

Dans cette étude, on a présenté les différentes étapes pour l'élaboration d'un modèle basé principalement sur les cinétiques d'élimination de la matière organique, mais aussi sur le principe de conservation de la masse dans un réacteur en écoulement continu. Les équations mises en jeu pour les mécanismes réactionnels ont été élaborées avec des hypothèses fondées et justifiées. Le taux de conversion biomasse-substrat est représenté par le coefficient α et la synergie algo-bactérienne par le coefficient γ . La différence du mode de

fonctionnement diurne et nocturne est

traduite par l'introduction du coefficient de fonctionnement lié à l'oxygène ω_0 . L'ajustement du modèle suite à cette introduction a permis d'obtenir des résultats plus proches de ceux déduits des études expérimentales. Le modèle établi tient compte des principaux paramètres de dimensionnement des réacteurs que sont la charge, le débit et le temps de séjour.

Les charges organiques appliquées au CAHR sont limitées par une capacité maximale n'offrant pas la possibilité d'élargir ce procédé pour les grandes collectivités. L'introduction du CARET permettrait de dépasser cet handicap en traitant des charges importantes. Cependant, il serait souhaitable de réaliser un prototype pour pouvoir comparer les résultats expérimentaux avec ceux obtenus par simulation. ■

Références Bibliographiques

[ABE78] : Abeliovich.A et Weisman.D. Role of heterotrophic nutrition in growth of the algae *Scenedesmus obliquus* in high rate algal oxidation ponds. Applied and environmental microbiology. Vol.35, (1), pp 32-35. 1978.

[ABD16] : ABID A. Contribution à l'étude des performances hydrodynamiques, thermiques et cinétiques du système intégré Réacteur anaérobie-chenal algal à haut rendement. Thèse de doctorat national, Ecole Mohammadia d'Ingénieurs, Maroc 2016.

[BAM10] : BAMAAROUF M. Hydrodynamique et cinétique d'élimination de la pollution dans un système intégré. Réacteur anaérobie-chenal algal à haut rendement. Thèse de doctorat national, Université Hassan I SETTAT, Maroc 2010.

[ECK82] : ECKENFELDER W. W. Gestion des eaux usées urbaines et industrielles : caractérisation, techniques d'épuration, aspects économiques. Traduit par L. Vandevenne. Ed. Technique & documentation, Lavoisier. 503 p. 1982.

[JEL94] : JELLAL J. E. Contribution à l'optimisation des performances d'un chenal algal à haut rendement dans l'élimination de la matière organique. Thèse d'Etat, Université Sidi Med Ben Abdellah, Maroc.1994.

[OSW53] : OSWALD W. J. & al. Algae symbiosis in oxidation ponds. II. Growth characteristics of *Chlorella pyrenoidosa* cultured in sewage. Sewage and Industrial Wastes, 25 : 26-37, 1953.

[OSW57] : OSWALD W. J. & GOTAAS H.B. Photosynthesis in sewage treatment. Trans. Am. Soc. Civ. Eng., 122 : 73-105, 1957.

[OSW63] : OSWALD W. J. High rate pond in waste disposal. Developments in Industrial Microbiology, 4 : 112-119, 1963.

[ROD05] : RODIER J. L'Analyse de l'Eau : eaux naturelles, eaux résiduaires, eau de mer. (8^{ème} édition). Ed. : Dunod. 2005.

[ROQ90] : ROQUES H. Fondements théoriques du traitement biologique des eaux, Volume I. Ed. Technique et documentation. 948 p., 1990.

Retrouvez toute l'actualité
de l'eau sur le site

www.revue-ein.com

NOUVELLE APPLICATION

L'EAU, L'INDUSTRIE, LES NUISANCES



SCANNEZ & DÉCOUVREZ NOS CONTENUS INTERACTIFS

