



معهد الحسن الثاني للزراعة و البيطرة – الرباط

—◆—  
INSTITUT AGRONOMIQUE ET VETERINAIRE HASSAN II  
RABAT

—◆—  
MEMOIRE DE TROISIEME CYCLE  
Pour l'obtention du diplôme d'Ingénieur d'Etat  
en Génie Rural

**Etude de l'impact du système de distribution de l'influent  
et de collecte de l'effluent sur le régime hydraulique et les  
performances épuratoires des réacteurs anaérobies à flux  
ascendant et à deux étages.**

**Présenté et soutenu publiquement Par :**

**Mlle. Narjiss SERHANE**

**Devant le jury composé de :**

<b>Pr. H. Bartali</b>	<b>(IAV Hassan II)</b>	<b>: Président</b>
<b>Pr.B. El Hamouri</b>	<b>(IAV Hassan II)</b>	<b>: Rapporteur</b>
<b>Pr. M. Benmoussa</b>	<b>(IAV Hassan II)</b>	<b>: Examineur</b>
<b>Pr. B. Soudi</b>	<b>(IAV Hassan II)</b>	<b>: Examineur</b>
<b>M. T. Benchokroun</b>	<b>Ministère de l'agriculture</b>	<b>: Examineur</b>
		<b>: Examineur</b>

**- JUILLET 2005 -**

# Dédicaces

## *A mon cher père*

*En témoignage de ma fidèle affection et de ma reconnaissance  
pour votre amour et vos encouragements.*

## *A ma chère mère*

*Veillez trouver dans ce travail l'expression de ma profonde gratitude  
et le fruit de vos énormes sacrifices.*

*Que dieu tout puissant vous garde tous les deux et vous accorde longue vie et  
bonne santé.*

## *A mon cher fiancé*

*Je vous dédie particulièrement ce travail, témoignant ma reconnaissance  
pour l'aide et le soutien que vous m'avez apporté*

## *A mes chers frères et ma chère sœur*

*En reconnaissance de vos encouragements et de votre aide.*

*Je vous souhaite une vie familiale et professionnelle pleine de réussite et de succès.*

*Merci à dieu de vous avoir et que dieu vous bénisse*

## *A tous les membres de la famille*

*Veillez trouvez ici le témoignage de mes sentiments sincères*

## *A toute la famille Zemzame*

*Qu'elle trouve ici l'expression de mon profond respect.*

**SERHANE Narjiss**

## Remerciements

*Au terme de ce travail, je tiens à exprimer ma gratitude et ma reconnaissance au Pr. El HAMOURI qui a accepté de m'encadrer. Je lui exprime ma très considération pour ses conseils qui m'ont permis de mener à bien ce travail, sa disponibilité, ses encouragements, son investissement dans le suivi de cette étude, et ses qualités humaines et professionnelles.*

Mes vifs remerciements à tous les membres de jury qui m'ont honoré en acceptant de juger ce modeste travail

Je remercie évidemment tous le corps enseignant et les responsables du département de Génie Rural de l'I.A.V Hassan II, j'espère qu'ils trouvent ici l'expression de ma profonde reconnaissance pour les efforts qu'ils ont déployé constamment afin de donner à cette formation de troisième cycle son niveau escompté.

*Mes remerciements vont également à M.Marghich technicien, responsable du laboratoire de Biochimie Générale, H. Berraoui et M. Zakour pour leur aide précieuse tout au long du travail.*

*Enfin, que tous les amis de l'I.A.V, ayant contribué de près ou de loin à la réalisation de ce travail, trouvent ici l'expression de ma vive reconnaissance.*

# RESUME

La station d'épuration (STEP) de l'IAV Hassan II à Rabat combine deux systèmes d'épuration à haut rendement l'un anaérobie et l'autre aérobie. L'unité de traitement anaérobie comporte deux filières placées en parallèle. Chaque filière comporte deux réacteurs à flux ascendant et à deux étages (RAFADE) placés en série ainsi qu'un décanteur externe. Un filtre gravier (FG) sépare l'unité de prétraitement de l'unité de post traitement. Cette dernière comprend un chenal algal à haut rendement (CAHR) et deux bassins de maturation (BM).

Le présent travail a été réalisé dans la STEP de l'IAV Hassan II entre décembre 2004 et juin 2005. Il a pour objectif l'amélioration du dispositif de distribution de l'influent (on passera de 2 à 4 entrées) et de collecte de l'effluent (on passera d'une sortie à 4) au sein des réacteurs de l'une des deux filière de RAFADE afin d'améliorer le régime hydraulique et le rendement d'épuration. Les réacteur de la seconde filière sont laissés tels quels pour comparaison.

Un test de traçage chimique est réalisé pour déterminer l'impacte des modifications effectuées sur le type d'écoulement dans les réacteurs.

La multiplication des points de distribution de l'influent avait un effet positif sur le type d'écoulement dans le réacteur R1 de la filière RAFADE modifié (Rm1). Le nombre de dispersion  $d$  a la valeur de 0,0568 et le degré de mélange est  $\delta^2$  la valeur 47,7. Par comparaison, le réacteur R1 de la filière RAFADE non modifié, ces paramètres sont de 0,0734 et 73,4 respectivement.

Ces données montrent que dans Rm1 l'écoulement s'approche plus du type piston idéal que dans R1.

Les modifications apportées au Rm2 n'avaient pas un effet bien clair sur l'amélioration de l'écoulement puisqu'on obtient des valeurs comparables pour ces paramètres d'écoulement.

Le modèle piston dispersif appliqué a permis de calculer la constante de premier ordre de biodégradation de la matière organique ( $k$ ) qui a la valeur de 0,9415 et de 1,0953  $j^{-1}$  respectivement dans Rm1 et R1. Pour Rm2 et R2 ces chiffres sont de 0,2368 et de 0,3945  $j^{-1}$ .

Grâce à la multiplication des points de distribution de l'influent, on a amélioré les taux d'abattement des matières solides et des matières organiques. L'effluent du RAFADE modifié est moins mélangé et contient peu de particules solides et en suspension.

Ces résultats sont prouvés par des taux d'abattement des matières solides totales dans Rm1 de 28 % et dans R1 de 32 %. Le taux d'abattement de la DCO<sub>t</sub> est de 47 % dans Rm1 pendant un temps de séjour de 21 h et de 43 % dans R1 avec un temps de séjour de 23 h.

Le fait de multiplier les points de distribution et de collecte de l'eau au niveau de Rm2 n'avait pas un effet positif sur les taux d'abattement des paramètres de pollution.

Le taux d'abattement de la DCO<sub>t</sub> dans Rm2 est de 17 % avec un temps de séjour de 28 h et 21 % dans R2 avec un temps de séjour de 26 h.

Les matières azotées de l'effluent de Rm2 sont à 99 % ammoniacales (minérale) et 1 % organiques. En revanche, à la sortie de R2 ces chiffres sont de 92 % et 8 % respectivement. Ceci témoigne d'une meilleure rétention de la biomasse au sein du RAFADE modifié.

Inséré dans sa filière de prétraitement, le RAFADE modifié suivi du filtre à gravier permettent d'obtenir les taux d'abattement suivants : 92 % des MES, 88 % des MVS, 87 % de la DCO et

82 % de la DBO<sub>5</sub>. Les concentrations finales de l'effluent en MES, MVS, DCO et DBO<sub>5</sub> sont respectivement de 27, 19, 130 et 96 mg/l.

Ce travail montre que pour avoir un meilleur rendement épuratoire, on peut opter à des RAFADE avec un R1 de 4 entrées et 4 sorties et un R2 avec 1 entrée et une sortie.

---

Mots clés

Eaux usées domestiques, RAFADE, performances épuratoires, distribution de l'influent, collecte de l'effluent, temps de rétention hydraulique.

# *ABSTRACT*

## Table des matières

<i>Introduction</i> .....	1
<i>Objectifs de l'étude</i> .....	4
<i>Chapitre I : Revue bibliographique</i> .....	5
I. Généralités .....	1
I.1. Eaux usées.....	1
I.2. Composition des eaux usées .....	1
I.3 Caractéristiques des eaux usées domestiques nationales .....	3
II. Procédés d'épuration des eaux usées .....	3
II.1. Procédés intensifs conventionnels .....	3
II.2 Procédés extensifs naturels .....	5
III. Digestion anaérobie .....	7
III.1 Biochimie et microbiologie de la méthanogénèse.....	7
III.1.1 L'hydrolyse.....	7
III.1.2 L'acidogénèse .....	7
III.1.3 L'acétogénèse .....	8
III.1.4 La méthanogénèse.....	8
III.2 Chimie et biochimie du procédé .....	9
III.2.1 Bactéries hydrolytiques et fermentaires .....	9
III.2.2 Bactéries méthanigènes .....	10
III.2.3 Bactéries acétogènes .....	11
III.3 Variables de la digestion anaérobie.....	11
III.3.1 Influence de la température .....	11
III.3.2 Influence du pH.....	12
III.3.3 Composés toxiques.....	12
III.4 Avantages et inconvénients de la digestion anaérobie .....	13
III.5. Systèmes d'épuration anaérobies .....	14
III.5.1 Principaux digesteurs anaérobies à haut rendement.....	14
III.5.1.1 Lit fluidisé.....	16
III.5.1.2 Upflow anaerobic sludge blanket (UASB).....	16
IV. Réacteur anaérobie à flux ascendant et à deux étages (RAFADE).....	18
IV.1 Mode de distribution et de collecte de l'eau dans le réacteur anaérobie ...	18
IV.1.1 Mode de distribution de l'influent.....	18
IV.1.2 Mode de collecte de l'effluent.....	19
V. Produits de la digestion anaérobie.....	20
V.1 Boues.....	20
V.2 Le biogaz.....	21
V.2.1 Composition .....	21
V.2.2 Utilisations .....	21
<i>Chapitre II : Modification des RAFADE et traçage chimique</i> .....	1
A - Revue bibliographique.....	23
I. Utilisation des traceurs chimiques .....	23
I.1 Intérêt du traçage chimique.....	23

I.2 La courbe de restitution .....	23
I.3 Les types d'écoulement hydraulique .....	24
I.3.1 Ecoulements idéaux .....	25
I.3.2 Ecoulements non idéaux .....	26
I.4 Modèle des réacteurs en série .....	28
<b>B - Matériels et méthodes</b> .....	30
I- Description de la station d'épuration .....	30
I.1. Unités de prétraitement .....	32
I.1.1 Unité contenant le RAFADE modifié .....	32
I.1.2 Unité contenant le RAFADE non modifié .....	35
I.2. Unité « post-traitement » .....	37
II. Changements effectués sur les réacteurs du RAFADE .....	38
II.1 Distribution de l'influent avant modifications .....	38
II.2 Augmentation du nombre des points d'alimentation .....	40
II.3 Augmentation du nombre des points de collecte .....	40
II.4 Dimensionnement des canalisations d'entrée .....	43
II.5 Dimensionnement des canalisations de sortie .....	44
III. Test du traçage .....	46
III.1 Traçage des réacteurs pilotes .....	46
III.2 Traçage des réacteurs anaérobies .....	49
<b>C - Résultats et discussions</b> .....	52
I. Caractérisation des débits appliqués au RAFADE .....	52
I.1 Charge hydraulique quotidienne .....	52
I.2 Répartition du débit entre les filières des RAFADE .....	53
II. Calcul des pertes de charge dans chacune des filières RAFADE .....	55
III. Résultats du test de traçage des réacteurs pilotes .....	58
IV. Traçage du RAFADE échelle réelle .....	60
IV.1 Courbes de restitution .....	60
IV.2 Paramètres caractéristiques de l'écoulement .....	62
IV.3 Comparaison entre les résultats des deux filières .....	64
IV.4 Comparaison des résultats des réacteurs d'une même filière .....	68
Conclusion .....	72
<b>Chapitre III : Performances épuratoires des RAFADE</b> .....	73
<b>A – Revue bibliographique</b> .....	73
I. Performances des réacteurs .....	73
II. Expression de la performance des réacteurs .....	74
<b>B - Matériels et méthodes</b> .....	75
I. Echantillonnage et mesures in situ .....	75
II Méthodes d'analyse .....	76
II.1 Paramètres physiques .....	76
II.2 Matières solides .....	76
II.3 Composés organiques .....	78
II.4 Nutriments .....	82
III. Etude de la colonne d'eau .....	86
III.1 Echantillonnage et mesures in situ .....	86
III.2 Méthodes d'analyse .....	86
IV. Etude des produits de la digestion anaérobie .....	87
IV.1 Etude de la production du biogaz .....	87
IV.2 Quantités et caractéristiques des boues produites .....	88

IV.2.1 Boues liquides .....	88
IV.2.2 Boue sèche .....	89
C- Résultats et discussions .....	90
I. Caractéristiques des eaux usées .....	90
I.1 pH et température .....	90
I.2 Solides .....	91
I.3 Composés organiques .....	91
I.4 Nutriments .....	92
II. Performances d'épuration du RAFADE modifié et non modifié .....	93
II.1 pH, température (T) et conductivité électrique (CE) .....	93
II.2 Matières solides .....	94
II.3 Matières organiques .....	99
II.3.1 Demande chimique en oxygène (DCO) .....	99
II.3.2 Demande biochimique en oxygène (DBO) .....	102
II.3.3 Acides gras volatils .....	104
II.4 Eléments nutritifs .....	105
II.4.1 Matières phosphorées .....	105
II.4.2 Matières azotées .....	106
III. Performances de l'unité de prétraitement anaérobie de la STEP de l'IAV .....	109
III.1 Elimination des matières solides et des matières organiques .....	109
III.2 Elimination des matières nutritives .....	110
III.3 Performances d'épuration de l'unité de prétraitement .....	110
IV. Etude de la colonne d'eau .....	112
IV.1 pH et conductivité électrique .....	112
IV.2 MST, MVT, MES, MVS et MD .....	113
V. Produits de la digestion anaérobie .....	115
V.1 Boues .....	115
V.1.1 Boues liquides .....	115
V.1.2 Boues sèches .....	116
V.2 Biogaz .....	118
V.2.1 Production de biogaz .....	118
V.2.2 Production spécifique de biogaz .....	119
V.2.3 Utilisation du biogaz .....	120
VI. Constantes caractéristiques des RAFADE .....	121
Conclusion .....	122
CONCLUSION GÉNÉRALE .....	123
Références bibliographiques .....	126
Annexe .....	130

# *LISTE DES FIGURES*

Figure 1: Schéma descriptif du fonctionnement du système à boues activées.....	4
Figure 2 : Etapes de la digestion anaérobie des macromolécules complexes.....	9
Figure 3: comparaison traitement anaérobie-aérobie .....	13
Figure 4: Principaux systèmes de traitement anaérobie à haut rendement.....	15
Figure 5: Coupe dans un réacteur UASB type .....	17
Figure 6: Système de distribution de l'influent.....	19
Figure 7: Système de collecte de l'effluent dans un réacteur UASB.....	20
Figure 8 : Composition du biogaz produit par le RAFADE.....	21
Figure 9: Exemples de courbes de restitution des temps de séjour .....	24
Figure 10: STEP de l'IAV Hassan II .....	31
Figure 11: Les deux filières RAFADE de la STEP de l'IAV Hassan II.....	32
Figure 12: Détail du RAFADE modifié .....	33
Figure 13: Lits de séchage de la boue évacuée.....	34
Figure 14: Dimensions des unités de filtre à gravier .....	35
Figure 15: Filtre à gravier .....	35
Figure 16: Détail du RAFADE non modifiés .....	36
Figure 17: distribution de l'influent et de l'effluent dans les réacteurs avant modification du RAFADE .....	39
Figure 18: Système d'alimentation du RAFADE avant modification .....	39
Figure 19: Dispositif de distribution de l'influent et de collecte de l'effluent du RAFADE modifié .....	41
Figure 20: Détail des conduites de sortie et d'entrée à l'intérieur du RAFADE modifié.....	42
Figure 21: Dispositif de distribution de l'influent .....	43
Figure 22: Dispositif de collecte de l'effluent .....	43
Figure 23: Point de sortie de l'effluent .....	45
Figure 24: Réacteurs pilotes.....	46
Figure 25: Courbe des valeurs données par l'ion mètre en fonction de la concentration de Br ..	47
Figure 26: Ion mètre .....	48
Figure 27: Filière RAFADE modifié.....	50
Figure 28: Filière RAFADE non modifié .....	50
Figure 29: Variation journalière du débit d'eau intercepté par la STEP .....	53
Figure 30: Volume cumulé d'eau reçu par la STEP.....	53
Figure 31: Bassin de dissipation avec déversoir .....	54
Figure 32: Répartiteur de débit .....	54
Figure 33 Abaque des PdC singulière des accessoires de tuyauteries (longueur équivalente).....	56
Figure 34: Courbe de restitution des temps de séjour des réacteurs pilotes.....	58
Figure 35: Courbe de restitution des temps de séjour du RAFADE modifié .....	61
Figure 36: Courbe de distribution des temps de séjour du RAFADE non modifié.....	61
Figure 37 : Volume restitué et dilution du traceur dans l'effluent de Rm1 .....	69
Figure 38 : Volume restitué et dilution du traceur dans l'effluent de R1 .....	69
Figure 39 Volume restitué et dilution du traceur dans l'effluent de Rm2 .....	70
Figure 40 Volume restitué et dilution du traceur dans l'effluent de Rm2 .....	70
Figure 41: Gazomètre pour stockage de biogaz .....	88
Figure 42: Groupe électrogène pour la mesure de la quantité de biogaz produite .....	88
Figure 43: Evacuation des boues piégées dans le décanteur .....	89
Figure 44: Evolution de pH, T et CE de l'effluent du RAFADE.....	93
Figure 45: Evolution des MES dans l'effluent du RAFADE modifié et non modifié.....	94
Figure 46: Evolution des MVT dans l'effluent du RAFADE modifié et non modifié .....	94
Figure 47: Evolution des MST dans l'effluent du RAFADE modifié et non modifié.....	96
Figure 48: Evolution des MVT dans l'effluent du RAFADE modifié et non modifié .....	96
Figure 49: Taux d'abattement des MST et des MVT dans l'effluent du RAFADE .....	97
Figure 50: Comparaison des matières décantables des deux filières RAFADE .....	98

<b>Figure 51: Evolution de la DCOt dans l'effluent du RAFADE .....</b>	<b>100</b>
<b>Figure 52: Evolution de la DCOd dans l'effluent du RAFADE .....</b>	<b>100</b>
<b>Figure 53: Taux d'abattement de la DCOt de chaque réacteur des deux filières RAFADE .....</b>	<b>101</b>
<b>Figure 54 Taux d'abattement de la DCOd de chaque réacteur des deux filières RAFADE .....</b>	<b>102</b>
<b>Figure 55: Evolution de la DBO5 dans l'effluent du RAFADE .....</b>	<b>103</b>
<b>Figure 56: Taux d'abattement de la DBO<sub>5</sub> dans l'effluent du RAFADE .....</b>	<b>103</b>
<b>Figure 57: Evolution du Pt dans l'effluent des RAFADE .....</b>	<b>105</b>
<b>Figure 58: Evolution du P-PO<sub>4</sub> dans l'effluent des RAFADE .....</b>	<b>105</b>
<b>Figure 59: Evolution du N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup> dans l'effluent des RAFADE .....</b>	<b>107</b>
<b>Figure 60: Pourcentage d'AO et N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup> dans l'influent et l'effluent des RAFADE.....</b>	<b>108</b>
<b>Figure 61: Profils de la conductivité électrique dans les réacteurs R1 et R2 .....</b>	<b>112</b>
<b>Figure 62: Profils du pH dans les réacteurs R1 et R2 .....</b>	<b>112</b>
<b>Figure 63: Profils des MST et des MVT dans les réacteurs R1 et R2.....</b>	<b>113</b>
<b>Figure 64: Profils des MES et des MVS dans les réacteurs R 1 et R2 .....</b>	<b>113</b>
<b>Figure 65: Profils des MD dans les réacteurs R1 et R2 .....</b>	<b>114</b>
<b>Figure 66: Volumes de boues évacuées par les RAFADE modifiés et non modifiés .....</b>	<b>116</b>
<b>Figure 67: lits de séchage de la boue évacuée .....</b>	<b>116</b>
<b>Figure 68: Boues séchées du RAFADE non modifié .....</b>	<b>117</b>
<b>Figure 69: Boues séchée du RAFADE modifié .....</b>	<b>117</b>
<b>Figure 70: Système de collecte et de stockage du biogaz .....</b>	<b>118</b>

## *LISTE DES TABLEAUX*

Tableau 1 Valeurs extrêmes de la pollution des eaux usées domestique nationales -----	3
Tableau 2: Comparaison entre le traitement anaérobie et aérobie -----	14
Tableau 3: caractéristiques et mode de conduite du RAFADE -----	37
Tableau 4: Dimension set paramètre de conduite des deux filières RAFADE -----	51
Tableau 5: Equivalent en mètre linéaire (ml) des accessoires de tuyauteries -----	57
Tableau 6: Résultats obtenus par le test du traçage des réacteurs pilotes -----	59
Tableau 7: Résultats obtenus par le test de traçage des deux filières du RAFADE modifié et non modifié -----	63
Tableau 8: Valeurs des constantes empiriques caractéristiques et les TRH correspondants pour avoir un taux d'élimination de la DCO de 80% pour différents systèmes anaérobies -----	74
Tableau 9: concentrations de la courbe d'étalonnage -----	83
Tableau 10: Valeurs moyennes, minimales et maximales des principaux paramètres de pollution des eaux usées du campus de l'IAV entre 01/02/2005 et 15/06/2005 -----	90
Tableau 11: moyennes et taux d'abattement globaux des MES et MVS -----	95
Tableau 12: Moyennes et taux d'abattement globaux des MST et MVT -----	96
Tableau 13: Moyennes et taux d'abattement globaux de la DCOt et de la DCOd -----	101
Tableau 14: Moyennes et taux d'abattement globaux de la DBO <sub>5</sub> -----	103
Tableau 15: Moyennes et taux d'abattement globaux de P-PO <sub>4</sub> et de Pt dans l'effluent du RAFADE -----	106
Tableau 16: Moyennes et taux d'abattement globaux des matières azotés dans l'effluent des RAFADE -----	107
Tableau 17: Moyenne et taux d'abattement globaux des matières solides et organiques dans l'effluent du décanteur et du filtre -----	109
Tableau 18: Moyennes et taux d'abattement globaux des matières nutritives dans l'effluent du filtre à gravier -----	110
Tableau 19: Moyennes et taux d'abattement globaux des différents paramètre à la sortie de l'unité de prétraitement anaérobie -----	111
Tableau 20: Quantités de biogaz produites -----	119
Tableau 21: DCO éliminée et production spécifique en méthane pour R2 et Rm2 -----	120
Tableau 22 : Valeurs des constantes empiriques du RAFADE -----	121
Tableau 23: Pert de charge dans le premier tronçon -----	131
Tableau 24: Perte de charge dans le deuxième tronçon (RAFADE modifié) -----	132
Tableau 25: Perte de charge dans le deuxième tronçon (RAFADE non modifiés) -----	132
Tableau 26: Perte de charge dans le troisième tronçon (RAFADE modifié) -----	132
Tableau 27: Perte de charge dans le troisième tronçon (RAFADE non modifié) -----	133
Tableau 28: Perte de charge dans le quatrième tronçon (RAFADE modifié) -----	133
Tableau 29: Perte de charge dans le quatrième tronçon (RAFADE non modifié) -----	134
Tableau 30: Perte de charge dans le cinquième tronçon (RAFADE modifié) -----	134
Tableau 31: Perte de charge dans le cinquième tronçon (RAFADE non modifié) -----	134

## *Liste des abréviations*

<b>AGV</b>	: Acides gras volatiles
<b>Ci</b>	: Concentration à l'entrée du RAFADE
<b>Ce</b>	: Concentration à la sortie de RAFADE
<b>CAHR</b>	: Chenal algal à haut rendement
<b>CE</b>	: Conductivité électrique
<b>d</b>	: Nombre de dispersion
<b>D</b>	: Coefficient de dispersion
<b>DBO<sub>5</sub></b>	: Demande biochimique en oxygène en 5 jours
<b>DCO</b>	: Demande chimique en oxygène
<b>DCOd</b>	: DCO décanté
<b>DCOt</b>	: DCO totale
<b>D1</b>	: Décanteur du RAFADE modifié
<b>D2</b>	: Décanteur du RAFADE non modifié
<b>ED</b>	: Eau distillée
<b>FG</b>	: Filtre gravier.
<b>k</b>	: Constante cinétique de premier ordre de biodégradation de la matière organique
<b>MD</b>	: Matières décantables
<b>MES</b>	: Matières en suspension
<b>MST</b>	: Matières sèches totales
<b>MVS</b>	: Matières volatiles en suspension
<b>MVT</b>	: Matières volatiles totales
<b>M<sub>1</sub> &amp; M<sub>2</sub></b>	: Bassins de maturation en série
<b>N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup></b>	: Azote ammoniacal
<b>NOP</b>	: Azote organique particulaire
<b>NTK</b>	: Azote Total Kjeldahl
<b>PP</b>	: Phosphore particulaire
<b>P-PO<sub>4</sub><sup>3-</sup></b>	: Orthophosphates
<b>Pt</b>	: Phosphore total
<b>RAFADE</b>	: Réacteur Anaérobie à Flux Ascendant et à Deux Etages.
<b>Rm1</b>	: Réacteur 1 du RAFADE modifié
<b>Rm2</b>	: Réacteur 2 du RAFADE modifié
<b>R1</b>	: Réacteur 1 du RAFADE non modifié
<b>R2</b>	: Réacteur 2 du RAFADE non modifié
<b>STEP</b>	: Station d'épuration
<b>TA</b>	: Taux d'abattement de l'élément S
<b>TRH</b>	: Temps de rétention hydraulique
<b>UASB</b>	: up-flow anaerobic sludge blanket''

## Introduction

L'eau est une source vitale pour tout le règne vivant. Son utilisation pour les diverses activités humaines qu'elles soient industrielles, urbaines, agricoles etc.... entraîne le rejet d'eaux usées dans l'environnement.

L'importance de ces rejets provoque des altérations sensibles des milieux physiques (eau, air, sol) et vivants (flore, faune) qui sont les manifestations d'une pollution de plus en plus répandue dans le monde. Les pays industrialisés sont les plus atteints et les pays en voie de développement (notamment le Maroc) commence à souffrir également. Le traitement des eaux usées avant leur rejet dans l'environnement devient donc impératif.

Par ailleurs, les réserves d'eau diminuant rapidement, il devient nécessaire de penser à des moyens permettant la réutilisation de l'eau dans les diverses activités humaines.

Au Maroc, le volume moyen d'eau disponible par habitant et par an, qui exprime la richesse ou la rareté relative de l'eau d'un pays avoisine le seuil de 1000 m<sup>3</sup>/hab/an, communément admis comme seuil critique avant le saut vers la pénurie. Ce taux varie actuellement de 180 m<sup>3</sup>/hab/an pour les zones réputées très pauvres en ressources en eau (Sahara, Sud atlasique, Souss-Massa) à près de 2200 m<sup>3</sup>/hab/an pour les zones du bassin du Loukkos, du Tangérois et des Côtiers Méditerranéens relativement riches (PDE, 1998).

Les ressources naturelles par habitant se situeraient autour de 745 m<sup>3</sup>/hab/an vers l'horizon 2020. A cette date, près de 13 millions d'habitants, soit près de 35% de la population totale du pays disposeraient de moins de 500 m<sup>3</sup>/hab/an (PDE, 1998).

Le potentiel en eaux usées au Maroc, est en augmentation continue, de 1970 à 1994 les volumes annuels des rejets des villes sont passés de 129 à 470 Millions de m<sup>3</sup>, soit une progression de 5,3 % et il est prévu que ces volumes atteindront 900 Millions de m<sup>3</sup> en 2020 (El Hamouri et al., 1996).

Le Maroc est classé parmi les pays à déficit hydrique et il sera parmi les 22 premiers pays à pénurie en eau en 2025 (Gadelle, 1995).

Le taux d'épuration des eaux usées à l'heure actuelle au Maroc ne dépasse pas 8 % et le nombre de stations d'épuration construites est d'une soixantaine environ. À l'instar de nombreux pays en voie de développement, le Maroc a un besoin massif en investissements dans le domaine de l'assainissement, on prévoit un investissement de 4,3 Milliard d'Euro d'ici 2015 (SDNAL, 1996).

Le choix d'un système de traitement reste lié aux conditions climatiques et économiques du pays. Les procédés conventionnels permettent d'obtenir un effluent de qualité acceptable pour l'irrigation, cependant le coût élevé d'exploitation rend leur utilisation limitée dans les pays en voie de développement. D'autres procédés d'épuration par systèmes extensifs possèdent l'avantage de réduire le coût de l'épuration, d'une part et de bénéficier des éléments fertilisants pour la production agricole, d'autre part.

La digestion anaérobie consiste à dépolluer des rejets chargés en carbone organique tout en produisant de l'énergie sous forme de méthane. Elle présente des avantages importants par rapport aux procédés aérobies, notamment une production de boues inférieure, une consommation énergétique moindre et la production de biogaz valorisable.

Ces sont d'ailleurs principalement les coûts d'investissement et de fonctionnement, le manque de maintenance des aérateurs ainsi que le traitement ultérieur des boues générées dans les technologies aérobies qui ont décidé certains pays d'Amérique latine, comme le Mexique, à choisir l'option à long terme du traitement anaérobie des eaux résiduaires (Monroy et coll., 2000).

Le traitement anaérobie à haut rendement a montré sa supériorité et ses avantages sur les systèmes aérobies classiques dans l'épuration des eaux usées (Lettinga *et al.*, 1997 ; van Lier & Lettinga, 1999). Ces systèmes produisent très peu de boues et assurent des rendements élevés d'élimination de la matière organique pendant des temps courts. En même temps, ils occupent des superficies réduites et engendrent des coûts d'investissement et de fonctionnement modérés tout en offrant la possibilité de récupérer le biogaz et de l'utiliser à des fins énergétiques.

Parmi les systèmes à haut rendement largement diffusés figure le réacteur anaérobie à lit de boues ou "up-flow anaerobic sludge blanket" (UASB). Celui-ci consiste en un réacteur à alimentation ascendante muni d'un séparateur interne des phases (liquide/solide/gaz) (Lettinga et *al.*, 1980).

La station de traitement des eaux usées du campus de l'institut agronomique et vétérinaire Hassan II est basée sur la technique des bassins à haut rendement. La station comprend deux unités principales : une unité anaérobie à haut rendement et une unité de post-traitement aérobie comprenant un chenal algal à haut rendement et deux bassins de maturation en série (El Hafiane et El Hamouri, 2005).

Le traitement anaérobie est assuré par deux unités anaérobies placées en parallèle. Chaque unité comporte deux réacteurs (R1 et R2) placés en série et un décanteur. Un filtre à gravier est placé à la sortie de chaque unité. Les réacteurs anaérobies constituent ce qu'on appelle Réacteur Anaérobie à Flux Ascendant et à Deux Etages (RAFADE).

Ces réacteurs ressemblent au système de traitement anaérobie à haut rendement UASB sauf que le RAFADE n'est pas muni d'un séparateur interne des phases (liquide/solide/gaz), mais possède un décanteur externe. Les réacteurs sont entièrement couverts ce qui permet à la fois de récupérer le biogaz et d'empêcher l'émanation des mauvaises odeurs.

Le système de distribution de l'influent à traiter et de collecte de l'effluent traité joue un rôle très important dans le traitement de l'eau. Une distribution homogène de l'influent à la base du réacteur est nécessaire pour assurer une bonne digestion de la matière organique, ainsi qu'un système de collecte cohérent évite les courts circuits et les zones mortes. Avec un tel système, la totalité du volume du réacteur est exploitée et le temps de séjour hydraulique nécessaire pour la digestion de la matière organique est assuré.

### Objectifs de l'étude

- Contribuer à l'amélioration du système de distribution de l'influent (on passera de 2 entrées à 4) et de collecte de l'effluent (on passera d'une sortie à 4) du système RAFADE.
  
- Déterminer l'impact des modifications sur le temps de séjour des deux filières, RAFADE modifiés et RAFADE non modifiés, en utilisant un test de traçage chimique.
  
- Suivre le rendement d'épuration apporté par cette amélioration. L'une des filières RAFADE de la STEP est maintenue telle qu'elle pour servir de témoin. De même, un suivi de cinq mois (Février – Juin) a été effectué, pour les deux filières, de la qualité de l'eau traitée, de la quantité des boues évacuées et celle de biogaz produit.

*Chapitre I : Revue bibliographique*

## *I. Généralités*

### **I.1. Eaux usées**

La majeure partie des activités humaines utilise l'eau comme un moyen d'entraînement d'éléments indésirables. Cet ensemble (eau d'entraînement plus les déchets) constitue ce qu'il est couramment appelé « eau usée » (Becha et Boutin, 1984).

Les eaux usées urbaines comprennent les eaux usées domestiques, les plus abondantes (eau de lavage, de lessive, de toilette, etc...), les eaux de vanne à caractère fermentescible et chargées en pathogènes, parfois les eaux industrielles, et dans des proportions très variables, des eaux pluviales.

### **I.2. Composition des eaux usées**

Les matières polluantes contenues dans les eaux usées sont très variées. Elles peuvent être regroupées sous quatre formes de pollution qui n'engendrent pas le même type de nuisance et nécessitent des conditions de traitement appropriées.

#### **I.2.1 Matières hydrocarbonées**

Elles proviennent en grande partie des sanitaires et des cuisines sous forme de protides, glucides, lipides, urées et produits intermédiaires. Le reste de ces matières hydrocarbonées a pour origine les principes actifs des détergents.

Dans l'eau, le carbone se trouve sous forme organique, anhydride, carbonate et bicarbonate et constitue l'élément principal de la synthèse organique.

#### **I.2.2 Composés azotés**

L'azote se trouve dans l'eau sous forme :

- Organique (inséré dans les liaisons peptidiques des protéines)
- Minérale ( $\text{NH}_4^+$ ,  $\text{NO}_2^-$ ,  $\text{NO}_3^-$ )
- Gazeuse ( $\text{N}_2$ ,  $\text{N}_2\text{O}$ ,  $\text{NO}$ )

Les composés azotés se trouvent essentiellement dans les eaux de vanne sous forme d'azote organique dans la proportion de 85% dans l'urine et de 15% dans les matières fécales (Gaid, 1974).

Dans le réseau de collecte plus ou moins long selon les situations, l'azote organique est transformé partiellement en ion ammonium (ammonification) (Martin, 1987).

### **I.2.3 Composés phosphorés**

Les sources reconnues du phosphore dans le milieu naturel sont l'activité humaine et certaines activités industrielles et agricoles habituellement, la proportion du phosphore qui résultent du métabolisme humain constitue 30% du phosphore total. Les détergents et les rejets agricoles contiennent respectivement 30 et 40 % du phosphore total (Florentz, 1982).

### **I.2.4 Micro-organismes**

Les principaux agents pathogènes rencontrés sont les virus, les bactéries, les protozoaires et les helminthes.

- **Les virus** : les virus rencontrés sont essentiellement des virus entériques d'origine gastro-intestinal (Evans, 1976). Ces virus sont présents à des concentrations de l'ordre de  $10^9$  particules virales par gramme de matière fécale (Shuval et al., 1986).
- **Les bactéries** : sont essentiellement d'origine fécale, on distingue :
  - ✓ Les germes indicateurs (coliformes fécaux et streptocoques fécaux) avec des concentrations allant de  $10^6$  à  $10^9$  bactéries par litre (Feachem et al., 1983) ;
  - ✓ Les germes pathogènes (salmonelles à l'origine de la typhoïde, vibrio à l'origine du choléra, etc.) ;
  - ✓ Les bactéries d'origine urinaires se rencontrent très rarement. C'est le cas de *Leptospira* (Norman et al., 1981).
- **Les protozoaires** : sont souvent présents sous leur forme infestante, le kyste. Les concentrations sont variables, à titre d'exemple Ferman et al. (1985) rapportent une concentration de 9900 kystes d'*Entamaeba histolytica* par litre d'eau usée brute.

- **Les helminthes** : sont des parasites véhiculés par les eaux usées. Ils se retrouvent essentiellement sous forme d'œufs ou de larves et ils appartiennent à quatre classes : les nématodes, les cestodes, les trématodes et les acanthocéphales.

### I.3 Caractéristiques des eaux usées domestiques nationales

Le tableau (1) présente les valeurs extrêmes de la pollution des eaux usées domestiques au Maroc (Benchekroun et Bouchama, 1991).

Paramètres	Valeurs minimales	Valeurs maximales
pH	6.9	8.3
DCO (mg/l)	243	748
MES (mg/l)	260	618
NTK (mg/l)	35	99
P-PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup> (mg/l)	12	23
Coliformes fécaux	10 <sup>8</sup>	10 <sup>11</sup>
Streptocoques Fécaux	10 <sup>9</sup>	10 <sup>11</sup>

Tableau 1 Valeurs extrêmes de la pollution des eaux usées domestique nationales

## II. Procédés d'épuration des eaux usées

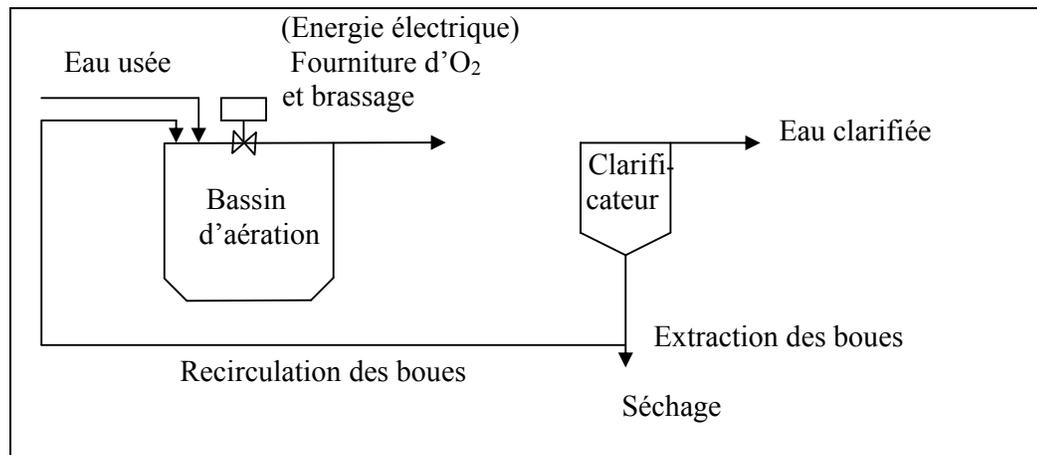
### II.1. Procédés intensifs conventionnels

Dans ces procédés les vitesses de dégradation sont accélérées par l'apport d'énergie ou l'activation de la biomasse. Ces procédés intensifs occupent peu d'espace et nécessitent un temps de séjour relativement court. Parmi ces procédés de traitement intensifs les plus utilisés sont :

#### II.1.1 Boues activées

Le procédé d'épuration par boues activées consiste en un réacteur biologique aérobie où les micro-organismes sont en suspension dans un liquide aéré, sous forme de petits amas appelés *bioflocs*. Le mélange eaux usées-bioflocs est appelé liqueur mixte (Edeline, 1993).

Le floc de boues activées a généralement un diamètre apparent de 3-5 mm. Ils sont composés des mêmes micro-organismes que le biofilm des lits bactériens : c'est une biocénose bactérienne avec prédateurs. Il faut au moins deux semaines pour que la concentration de la liqueur mixte du bassin d'aération atteigne la concentration optimale de 3-4 g/l en matières volatiles en suspension (MVS) (Edeline, 1993).



**Figure 1: Schéma descriptif du fonctionnement du système à boues activées**  
(Degrémont, 1989)

### II.1.2 Chenal d'oxydation

C'est un procédé d'épuration biologique aérobie équivalent à des boues activées à très faible charge massique, sans décantation primaire. L'oxygène et le brassage sont assurés par une roue tournant à grande vitesse. Le système repose sur une culture bactérienne libre et consiste en la circulation de l'eau dans un long canal. La masse d'eau circule d'une manière longitudinale et est animée d'un mouvement continu de rotation. Ce procédé permet la minéralisation des boues, le séchage direct de boues en excès, la réduction de la teneur en azote des eaux usées épurées.

### II.1.3 Lits bactériens

le principe de fonctionnement repose sur le ruissellement de l'eau à traiter sur une masse de matériaux, de surface spécifique comprise entre 50 et 200 m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>, servant de support aux micro-organismes épurateurs qui y forment un film plus ou moins épais.

La DBO éliminée sur un lit bactérien, dépend des facteurs suivants : la nature de l'eau à traiter, la charge hydraulique, la température et la nature du matériau de remplissage (Degrémont, 1989). L'oxygène est entraîné par l'eau lors de son ruissellement gravitaire (du haut vers le bas) dans les filtres.

#### **II.1.4 Disques biologiques**

C'est un procédé d'épuration biologique aérobie basé sur l'utilisation d'une culture bactérienne fixée sur un support solide mobile. Le support solide est constitué de plusieurs disques parallèles qui tournent autour d'un axe horizontal de telle sorte que la culture bactérienne présente sur ce support se trouve alternativement en contact avec l'eau usée et l'air (Degrémont, 1989).

#### **II.1.5 Digesteurs anaérobies**

C'est un réacteur anaérobie à flux ascendant et à deux étages au sein duquel se déroule un procédé d'épuration biologique anaérobie. Ce procédé consiste à la digestion des eaux usées et des boues, en absence d'oxygène, dans des enceintes fermées qui sont le siège d'une production de gaz comme le gaz carbonique  $\text{CO}_2$  et le méthane  $\text{CH}_4$

Ce procédé a comme avantage la production de gaz, de boues stabilisées, l'élimination des germes pathogènes, la forte réduction de la matière organique et le traitement des eaux industrielles fortement chargées (ONEP, 1992).

Ce type de réacteurs anaérobies est l'objet d'étude du présent travail et sera détaillé au deuxième et troisième chapitre.

### **II.2 Procédés extensifs naturels**

#### **II.2.1 Lagunage naturel**

Techniquement ce système correspond aux bassins de stabilisation (BDS). Le lagunage consiste en un train de bassins où l'eau séjourne 1 à 3 dizaines de jours. Généralement, il comprend trois types de bassins : les bassins anaérobies, les bassins facultatifs et les bassins de maturation (Marais, 1961 et 1966 ; Gloyna, 1971 ; Arthur,

1983 ; Mara et Pearson, 1987). Ce système de traitement dépend fortement des conditions climatiques et il est connu pour la grande superficie occupée.

### **II.2.2 Lagunage à haut rendement**

Le lagunage à haut rendement (LHR) est un lagunage où les bassins facultatifs sont remplacés par un chenal algal à haut rendement (CAHR).

Le CAHR est un bassin de faible profondeur (30 à 50 cm) ayant la forme d'une piste de course où l'eau est maintenue en circuit fermé grâce à l'action d'une roue à palettes. Le principe de l'épuration par le CAHR est basé sur une association symbiotique entre les algues microscopiques et bactéries (Oswald, 1988 ; El Hamouri et al, 2003 ; El Hafiane, 2003).

### **II.2.3 Epannage**

Le sol est un milieu granulaire poreux qui sert de support à un écosystème épurateur, un réacteur qui met en contact les eaux usées, la microflore épuratrice et l'oxygène de l'air. Le sol doit être apte à l'infiltration des eaux, bien aéré pour que l'activité de la faune et la de la flore soit bien efficace (Brissaud, 1987).

### **II.2.4 Infiltration – Percolation**

C'est un procédé d'épuration biologique aérobie à biomasse fixé sur le sol (les micro-organismes responsables sont fixés sur les particules du sol). L'infiltration percolation peut se faire soit à travers le sol, soit surtout à travers un massif de sable.

Ce procédé repose sur le pouvoir filtrant du sol naturel ou du sable. Il doit de ce fait assurer une bonne aération aux micro-organismes pour maintenir un niveau élevé de décontamination et de conservation des capacités d'épuration et d'infiltration des massifs filtrants. L'eau épurée est directement utilisée pour réalimenter la nappe ou récupérée à l'aide des drains pour réutilisation (Degremont, 1989).

### ***III. Digestion anaérobie***

La digestion anaérobie est un processus naturel très ancien utilisé pour la décomposition de la matière organique. Dans ce processus, la matière organique complexe (hydrates de carbone des lipides, des protéines et autres composés) est convertie biologiquement en biogaz en absence d'oxygène (Edeline, 1993).

#### **III.1 Biochimie et microbiologie de la méthanogénèse**

La digestion anaérobie est réalisée par des populations de bactéries très divers et complexes et dans des conditions d'environnement bien précis. Ces populations de bactéries sont strictement anaérobies et produisent du méthane.

La dégradation de la matière organique en anaérobiose comprend quatre étapes :

##### **III.1.1 L'hydrolyse**

L'hydrolyse ou la solubilisation de matières complexes. Elle implique plusieurs enzymes extracellulaires, ces enzymes sont produites par des bactéries hydrolytiques ou fermentatives.

Les dégradations effectuées sont :

Protéines	—————>	acides aminées
Lipides	—————>	acides gras
Hydrates de carbone	—————>	mono et disaccharides

L'étape de l'hydrolyse peut limiter le processus de la digestion anaérobie si la température est inférieure à 20°C ou si le substrat est insoluble (Degrémont, 1989).

##### **III.1.2 L'acidogénèse**

C'est une phase de simplification de substrats pour les transformer en métabolites intermédiaires (alcool, sucre....) et en acides gras volatiles (AGV) tels que l'acide acétique, propionique, butyrique, isobutyrique, valérique, isovalérique par des bactéries acidogènes (Degrémont, 1989).

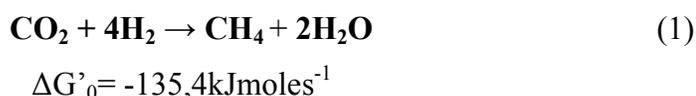
### III.1.3 L'acétogénèse

C'est une phase réalisée par des bactéries productrices obligées d'hydrogène et qui assure la conversion des AGV et autres métabolites en acide acétique, acide formique, acide carbonique et en hydrogène et qui sont des précurseurs direct du méthane. En présence de sulfate, de l'hydrogène sulfuré (H<sub>2</sub>S) est aussi généré lors de cette étape de transformation (Degrémont, 1989).

### III.1.4 La méthanogénèse

Deux grandes voies de méthanogénèse existent, la première est dite hydrogénophile c'est à partir du couple H<sub>2</sub>/CO<sub>2</sub>, il y a une production de H<sub>2</sub>O et CH<sub>4</sub>, la deuxième voie est dite acétoclastique, qui dégrade l'acétate en CO<sub>2</sub> et CH<sub>4</sub>. Cette dernière voie correspond à la production d'environ 70% du méthane (Claude CARDOT, 1999).

- Voie hydrogénophile :

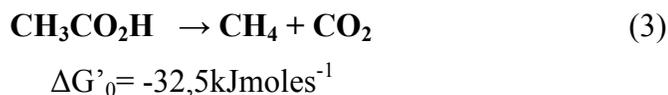


La réduction du CO<sub>2</sub> en CH<sub>4</sub> est un système générateur d'énergie dont le fonctionnement est couplé à une synthèse d'ATP selon le schéma réactionnel suivant :



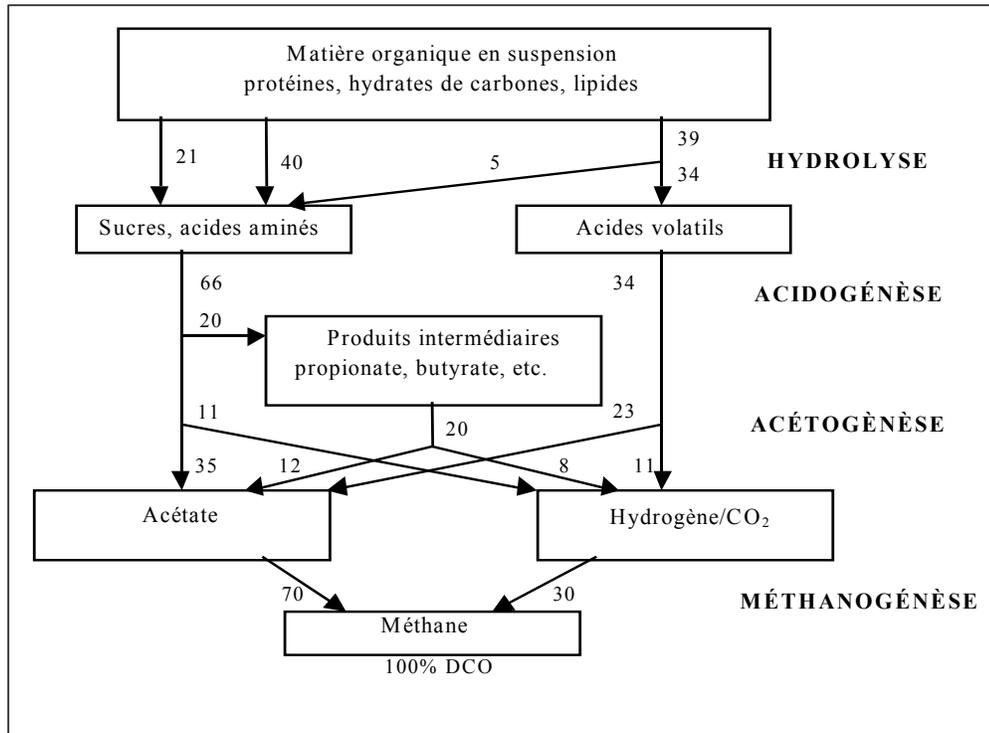
Cette succession de réduction progressive permet de penser que chaque composé est accepteur d'électrons et autorise le fonctionnement d'une chaîne respiratoire. Les bactéries concernées sont autotrophes

- Voie acétoclastique :



Cette réaction moins énergétique que la précédente, exige l'intervention du monoxyde de carbone oxydase ou CODH qui coupe la liaison C-C au niveau de l'acétate. Le

groupe méthyle donne le  $\text{CH}_4$  et le carboxyle, par oxydation, produit le  $\text{CO}_2$  qui se dégage lors de la réaction.



**Figure 2 : Etapes de la digestion anaérobie des macromolécules complexes**  
 (Les nombres représentent le pourcentage en DCO)  
 (van Haandel et Lettinga, 1994)

## III.2 Chimie et biochimie du procédé

### III.2.1 Bactéries hydrolytiques et fermentaires

Cette communauté de bactérie réalise la phase de liquéfaction et de l'acidification. Elle consiste à la solubilisation des matières organiques complexes (protéines, graisses, cellulose etc.). Parfois cette étape est lente à cause de la complexité chimique et l'état de division des matières, et peut constituer l'étape limitante de la digestion anaérobie (Edeline, 1993).

Avant l'hydrolyse, les lipides sont sous forme de graisses, de phospholipides, de cires, d'acides gras... . Après l'hydrolyse, ils sont transformés en acide gras et en alcools. Le résultat final de la métabolisation des acides gras est l'acide acétique.

▪ La biodégradabilité des glucides diffère selon le type de carbohydate, on distingue :

- ✓ Cellulose, amidon, dextrine et sucres simples sont facilement biodégradables.
- ✓ Hémicelluloses et pectines sont des polymères dégradables via le furfural.
- ✓ Lignine est un polymère cyclique non dégradable.

La dégradation des glucides, après leur hydrolyse en monosaccharide, mène à des acides, des aldéhydes ou des alcools.

▪ L'hydrolyse des protéines est effectuée par des exoenzymes. Les acides aminés résultants sont dégradés chacun selon sa structure. Les principaux produits de cette dégradation sont le  $\text{NH}_3$  et le  $\text{CH}_3\text{COOH}$ . L'azote est donc minéralisé sous forme ammoniacale.

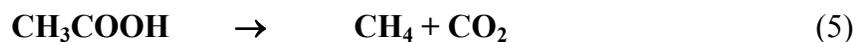
La dégradation des amino-acides donne souvent lieu à la formation des acides gras volatils (AGV) tels que l'isobutyrique et l'isovalérique.

Généralement, la dégradation des différents composés organiques aboutit à la formation d'AGV dont l'acide acétique est le plus important (plus de 70%) (Edeline, 1993).

### III.2.2 Bactéries méthanigènes

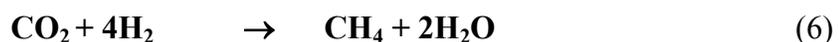
Dans cette communauté, on trouve deux groupes d'espèces capables de réaliser deux réactions.

Le premier groupe, appelé acétoclastes, opère une dismutation de l'acide acétique :



C'est une réaction peu énergétique et lente. Néanmoins, environ 70% du méthane produit provient de cette réaction.

Le second groupe, appelé hydrogénophiles, réduit le  $\text{CO}_2$  en méthane :



Cette réaction est plus énergétique et plus rapide que la première. Le méthane produit par cette réaction représente 30% du CH<sub>4</sub> total produit à partir des matières organiques.

### **III.2.3 Bactéries acétogènes**

Appelées aussi réductrices obligées de protons (ROP). Elles produisent de l'acide acétique et de l'hydrogène qui sont les substrats dont ont besoin les méthanigènes. Leurs substrats sont les produits des bactéries fermentatives autres que l'acide acétique et l'hydrogène, surtout l'acide butyrique et l'éthanol.

Dans un réacteur en équilibre, on peut se passer des ROP, mais pas en cas de déséquilibre car ils sont les seuls à pouvoir décomposer l'acide propionique. Par contre, dans le système de digestion où l'on sépare les phases fermentative et méthanigènes, le second réacteur doit contenir des ROP puisqu'il reçoit un mélange des AGV contenant des acides propionique et butyrique (Edeline, 1993).

### **III.3 Variables de la digestion anaérobie**

Les principaux facteurs liés à l'environnement qui affectent la digestion anaérobie sont la température, le pH, la présence de nutriments essentiels et l'absence de concentration excessives des composés toxiques dans l'influent.

Dans le cas du traitement des eaux usées, le facteur le plus important est la température, par contre, les trois derniers facteurs non pas une grande influence sur la digestion (Van Haandel & Lettinga, 1994). Cela est dû à ce que les eaux usées contiennent suffisamment de nutriments et possèdent un pouvoir tampon suffisant pour contrôler la chute du pH dans les réacteurs.

#### **III.3.1 Influence de la température**

La digestion anaérobie dépend fortement de la température, le taux de conversion optimum est situé dans deux plages de température : l'une se situe entre 35 et 40°C (méthanogénèse mésophile) et l'autre au environ de 55°C (méthanogénèse thermophile).

Dans le cas du traitement des eaux usées, seule la digestion mésophile est relevée. Henze & Harremoës (1983) ont évalué un optimum entre 30 et 40 °C et ont observé une diminution du taux de digestion d'environ 11% pour une baisse de température de 1°C selon l'expression d'Arrhenius (van Haandel & Lettinga, 1994).

$$r_t = r_{30} \cdot (1.11)^{(t-30)} \quad (10)$$

Avec

t : température en °C

$r_t, r_{30}$  : taux de digestion à la température t et 30°C respectivement.

### III.3.2 Influence du pH

La valeur et la stabilité de pH dans un réacteur anaérobie sont extrêmement importantes parce que la méthanogénèse se maintient à des taux élevés quand le pH est proche de la neutralité. En effet à des valeurs inférieures à 6.3 ou supérieures à 7.8 le taux de méthanogénèse diminue. Les populations acidifiantes sont significativement moins sensibles aux faibles et aux fortes valeurs de pH.

Dans le cas du traitement des eaux usées domestiques, le pH dans un digesteur anaérobie se trouve dans la gamme optimum, aucune correction chimique n'est nécessaire (Van Haandel & Lettinga, 1994).

### III.3.3 Composés toxiques

À part la concentration de l'ion hydrogène (pH), plusieurs autres composés affectent le taux de digestion anaérobie, même à basse concentration, tel que les métaux lourds et les composés chloro-organiques.

Les composés potentiellement toxiques qui peuvent être présents dans les eaux usées sont l'oxygène (O<sub>2</sub>) et le sulfure (H<sub>2</sub>S). Un peu d'oxygène peut être introduit dans le système de la distribution de l'influent, mais il sera utilisé pour le métabolisme d'oxydation dans le processus de l'acidogénèse. Le sulfure peut être formé suite à une réduction des sulfates. Cependant, la concentration de sulfure retrouvée dans les systèmes du traitement anaérobies des eaux usées est loin de la concentration

minimum provoquant la toxicité (50mg/l). Par conséquent, le problème de la toxicité ne se pose que très rarement (van Haandel & Lettinga, 1994).

### III.4 Avantages et inconvénients de la digestion anaérobie

#### III.4.1 Avantages

- ✓ Les deux principaux avantages de la digestion anaérobie sont la faible production de boues (environ 3 à 5% de la DCO) et la faible consommation en énergie du traitement.
- ✓ La récupération d'énergie est également un avantage réel lorsque le biogaz est collecté pour être brûlé dans des chaudières et des générateurs d'électricité.
- ✓ Les bactéries anaérobies sont également très stables en cas d'arrêt prolongé (plusieurs mois) et ne présentent pas de perte d'activité significative tant qu'elles sont stockées en milieu réducteur.

#### III.4.2 Inconvénients

- ✓ La croissance lente des bactéries engendrant des conditions de démarrage difficiles.
- ✓ Le système n'a pratiquement pas d'effets sur l'élimination de l'azote.

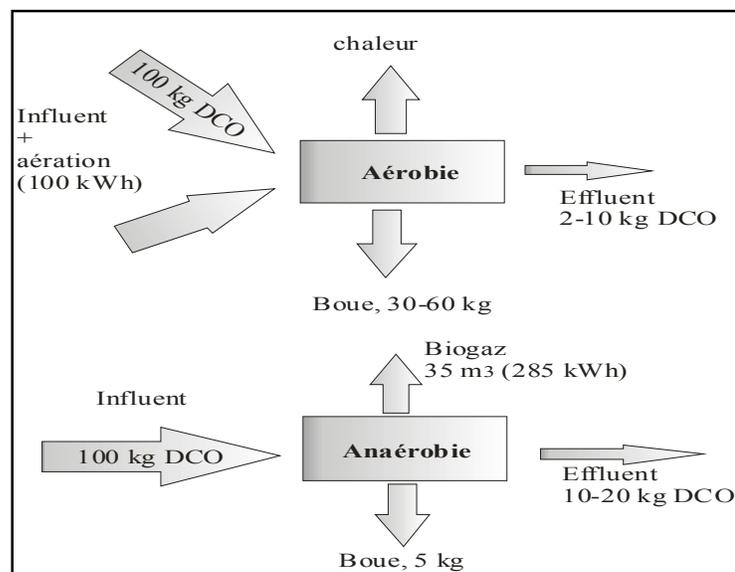


Figure 3: comparaison traitement anaérobie-aérobie  
(Van Lier, 2004)

**Tableau 2: Comparaison entre le traitement anaérobie et aérobie**  
(Van Lier, 2004)

Caractéristiques	Traitement aérobie	Traitement anaérobie
Réaction	$C_6H_{12}O_6 + 6O_2 \rightarrow 6CO_2 + 6H_2O$	$C_6H_{12}O_6 \rightarrow 3CO_2 + 3CH_4$
Parution d'énergie	$\Delta G^\circ = -2840$ kJ/mol glucose (Chaleur)	$\Delta G^\circ = -393$ kJ/mol glucose (Chaleur)
Bilan carbone	50 % $\rightarrow$ CO <sub>2</sub> 50 % $\rightarrow$ biomasse	95% $\rightarrow$ CH <sub>4</sub> + CO <sub>2</sub> (biogaz) 5% biomasse
Bilan énergie	60 % $\rightarrow$ biomasse 40 % $\rightarrow$ production de chaleur	90% de rétention de CH <sub>4</sub> 5% biomasse 5% production de chaleur
Croissance biomasse	Rapide	Faible
Energie nécessaire pour l'aération	oui	non

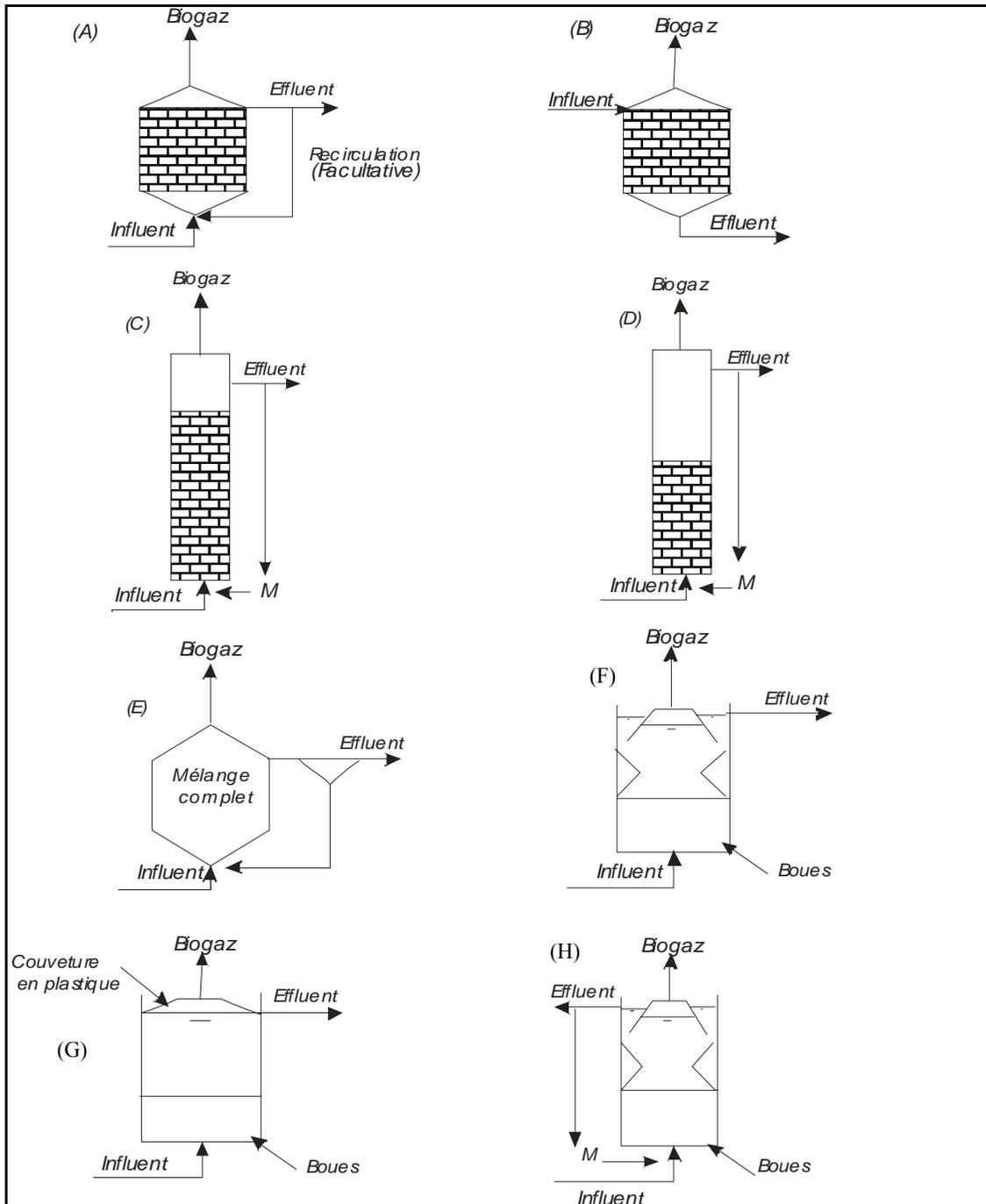
### III.5. Systèmes d'épuration anaérobies

#### III.5.1 Principaux digesteurs anaérobies à haut rendement

Les systèmes anaérobies à haut rendement sont caractérisés par leur capacité de retenir les boues. Deux systèmes de rétention de la boue sont appliqués :

- Un système basé sur l'immobilisation des boues à travers la fixation sur un support (réacteur à biomasse fixe) ;
- Un système basé sur la séparation gaz – liquide - solide avec le retour du solide au réacteur.

La figure 4 présente les principaux systèmes du traitement anaérobie à haut rendement :



**Figure 4: Principaux systèmes de traitement anaérobie à haut rendement**

(A) Filtre anaérobie à alimentation ascendante ;(B) filtre anaérobie à alimentation descendante ; (C) lit fluidisé ; (D) lit expansé; (E) « contact process » ; (F) réacteur anaérobie à alimentation ascendante (UASB) ; (G) réacteur anaérobie à lit fluidisé (RALF) ; et (H) digesteur à lit de boue expansé.

### **III.5.1.1 Lit fluidisé**

Dans ce type de réacteur les micro-organismes sont fixés sur un support granulaire (sable, charbon,...) l'ensemble est maintenu en suspension par brassage rapide de l'eau. Le système permet de traiter des charges élevées de l'ordre de  $10 \text{ kg DCO.m}^{-3}\text{.j}^{-1}$  (Edeline, 1993 ; van Haandel et Lettinga, 1994).

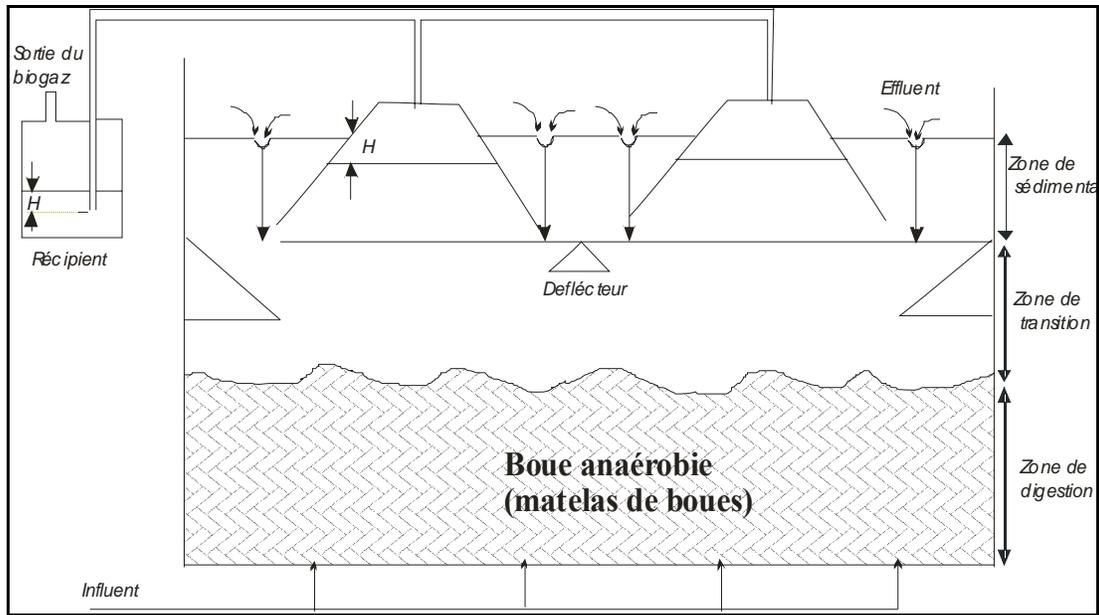
Les particules en suspension permettent d'éviter la formation des volumes morts et la création des chenaux. Mais ce procédé est complexe dans sa mise en œuvre.

### **III.5.1.2 Upflow anaerobic sludge blanket (UASB)**

Le développement de l'UASB a été fait par Lettinga et son groupe de 'agricultural university of Wageningen' (Pays bas) dans les années 1970. Ce type de réacteur est actuellement très utilisé dans le traitement anaérobie des eaux usées notamment dans les pays tropicaux.

Le UASB est un digesteur anaérobie à alimentation ascendante munie d'une interface pour la séparation des phases liquide/gaz/solide. Le support inerte nécessaire au lit bactérien est inutile. Il est possible d'obtenir des flocons de bactéries méthanigènes présentant de bon indice de boue et des bonnes vitesses de sédimentation formant un lit de boues au fond du réacteur. Ces caractéristiques permettent l'emploi de digesteurs tubulaires à flux ascensionnel dont la partie supérieure est conçue pour la clarification et celle inférieure est réservée à la clarification. (van Haandel Lettinga, 1994)

Ce procédé de traitement est adapté aux traitements des effluents dilués et peu chargé en matières en suspension. Il permet de traiter des eaux avec des charges volumiques atteignant  $25 \text{ kg}$  de matières volatiles par  $\text{m}^3$  et par jour pour un temps de séjour hydraulique moyen de 6 heures (Denac et al.,1988)



**Figure 5: Coupe dans un réacteur UASB type**  
(van Haandel et Lettinga, 1994)

Le réacteur à haut rendement à biomasse en suspension accomplit deux fonctions, à la fois c'est un réacteur biologique anaérobie et c'est un décanteur.

C'est un réacteur à alimentation ascendante. Dans le traitement des eaux usées domestiques, la vitesse d'ascension utilisée est 1m/h (Haskoning, 1994). Cette vitesse est utilisée dans le dimensionnement des réacteurs anaérobies.

Dans le réacteur type UASB, des activités biologiques complexes se déroulent et qui aboutissent à une dégradation des solides contenue dans l'eau. Les particules sont hydrolysées et les bactéries croissent en s'attachant aux solides des eaux usées. Ainsi les caractéristiques de sédimentation des solides changent. Les conversions bactériennes mènent à la production de biogaz ce qui fait augmenter la turbulence au niveau du réacteur. En outre, les bulles de gaz tendent à s'adhérer aux particules qui sont ainsi entraînées vers le haut du réacteur (Haskoning, 1994).

#### *IV. Réacteur anaérobie à flux ascendant et à deux étages (RAFADE)*

Le réacteur anaérobie à flux ascendant et à deux étages (RAFADE) est une conception modifiée de l'ensemble « puits de fermentation – zone facultative » proposé par le professeur William J. Oswald de l'université de Californie à Berkeley aux USA. Dans cette configuration le puits est remplacé par deux réacteurs couverts placés en série.

En général la forme optée pour ces réacteurs est cylindrique, ils sont profonds et de diamètre réduit. La zone facultative qui couvre le puits de fermentation a été éliminée et remplacée par couronne d'eau entourant les réacteurs. Cette dernière et les couvercles servent de couverture et de bouchant hydraulique empêchant le biogaz de quitter le réacteur.

Un décanteur de type classique, qui remplace la fonction de décanteur jouée par la zone facultative, est placé en aval du deuxième réacteur.

Les boues évacuées sont éventuellement recyclées vers le premier réacteur ou pour leur évacuation vers un lit de séchage

Au niveau du premier réacteur se passent essentiellement les phases d'hydrolyse et de fermentation acide (acidogène et acétogène) de la matière organique contenue dans l'eau à traiter. Alors qu'au niveau du deuxième réacteur se passe la méthanogénèse. Cette conception permet d'atténuer les effets négatifs de la phase de fermentation méthanogénique et d'augmenter les performances de la dégradation de la matière organique et sa conversion en méthane (El Hamouri B., 2000).

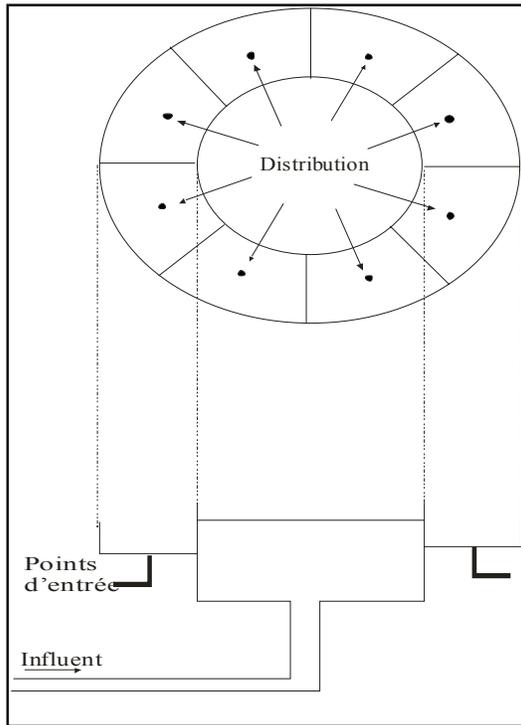
#### **IV.1 Mode de distribution et de collecte de l'eau dans le réacteur anaérobie**

##### **IV.1.1 Mode de distribution de l'influent**

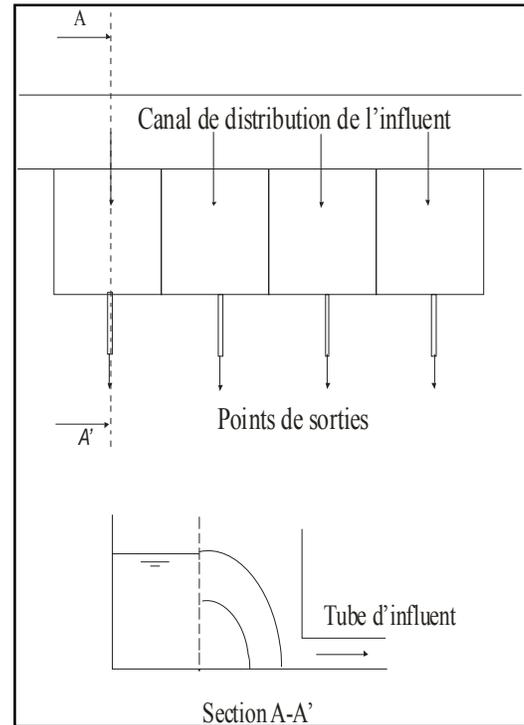
Pour avoir une bonne digestion de la matière organique, il faut que l'influent soit bien répartie dans le réacteur anaérobie. Il est nécessaire d'employer un dispositif qui assure la distribution de l'eau au fond du réacteur. Le maximum de surface couverte par une seule entrée varie entre 2 et 4 m<sup>2</sup> (Haskoning, 1989). Cependant si la concentration de l'influent est élevée, 1 à 2 m<sup>2</sup> est la surface recommandée pour chaque entrée (van Haandel et Lettinga, 1994).

Pour garantir une uniformité de distribution de l'influent :

- Tous les points de distribution doivent recevoir le même débit.
- Une éventuelle obstruction doit être facilement et rapidement détectable.
- Chaque obstruction observée doit être éliminée



(a) système d'entrée circulaire



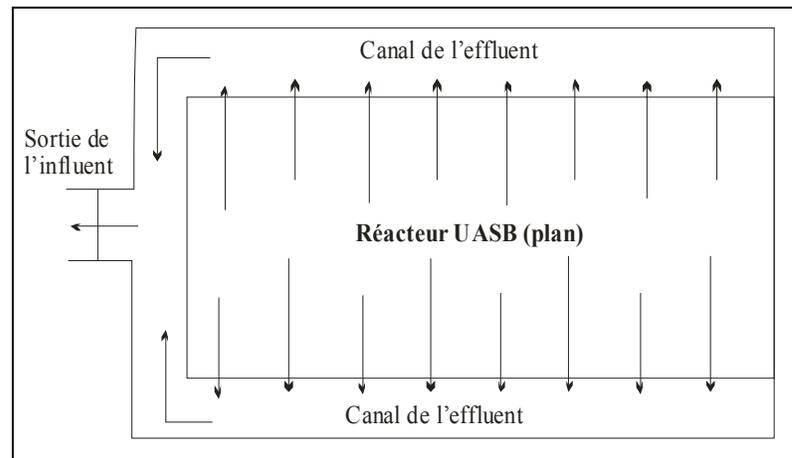
(b) système d'entrée rectangulaire

**Figure 6: Système de distribution de l'influent**  
(van Haandel et Lettinga, 1994)

#### IV.1.2 Mode de collecte de l'effluent

L'eau traitée doit être collectée en haut du réacteur UASB le plus uniformément possible. Traditionnellement, l'effluent est acheminé par la force de la gravité à travers le système de collecte vers l'extérieur du digesteur anaérobie.

Le système de collecte doit véhiculer l'eau traitée sans laisser passer les matières flottante et la boue, cette dernière s'adhèrent aux bulles de gaz et remonte vers le haut du réacteur. Les matières flottantes provoquent des obstructions et bouchages au niveau des points de sortie (van Haandel et Lettinga, 1994).



**Figure 7: Système de collecte de l'effluent dans un réacteur UASB**  
(van Haandel et Lettinga, 1994)

Comme le système de distribution de l'influent, les points du système de collecte de l'effluent doivent recevoir le même débit et une éventuelle obstruction doit être facilement et rapidement détectable.

## *V. Produits de la digestion anaérobie*

### **V.1 Boues**

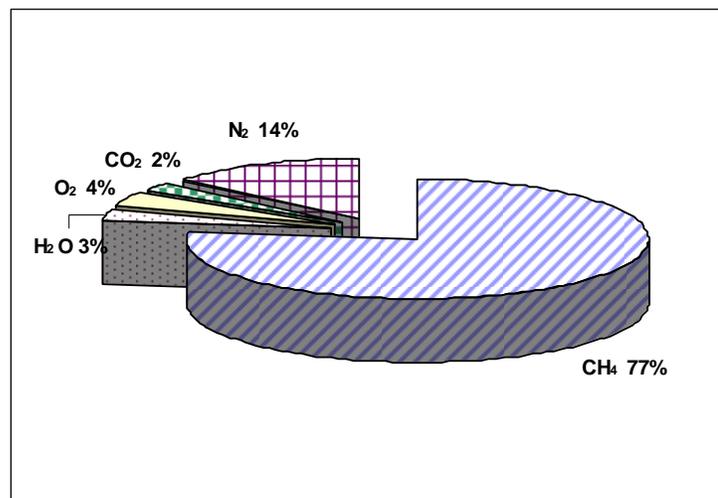
Tous les systèmes de traitement biologique produisent des boues qui doivent être stabilisées et évacués régulièrement. Les boues sont formées d'un mélange de MES inorganiques et de MES organiques. La fraction organique est composée d'un mélange de microorganismes et de matière en suspension sans activité biologique dont l'origine est l'adsorption de la matière organique particulaire et des résidus endogènes provenant des bactéries mortes. Les boues extraites d'un système UASB nécessitent un traitement de stabilisation (van Haandel & Lettinga, 1994).

Toutefois El Hafiane et El Hamouri (2005) rapportent que les boues résultantes d'un RAFADE sont stabilisées et ne nécessitent aucun traitement supplémentaire. Les boues évacuées sont stabilisées à 93 % avec un ration MVS/MES compris entre 0,5 et 0,65.

## V.2 Le biogaz

### V.2.1 Composition

Selon El Hafiane (2003), la composition du biogaz produit par un réacteur anaérobie à flux ascendant et à deux étages (RAFADE), les proportions des principaux composants sont 77 % de méthane, 14 % d'azote et 2 % du dioxyde de carbone et des traces de H<sub>2</sub>S (Figure 8). Cette composition est voisine de celle trouvée par Haskoning (1994) dans des pays tropicaux et pour des réacteurs type UASB traitant des eaux usées domestiques et qui se présente comme suit CH<sub>4</sub> : 70 – 80% ; CO<sub>2</sub> : 5 – 10% ; N<sub>2</sub> : 15 – 20% ; H<sub>2</sub>S : < 1%. Picot *et al.* (2002) ont rapporté la composition d'un biogaz produit dans un bassin anaérobie comme suit : 83% de CH<sub>4</sub>, 14% de N<sub>2</sub> et des teneurs <4% pour CO<sub>2</sub> et <1% pour H<sub>2</sub>S.



**Figure 8 : Composition du biogaz produit par le RAFADE**  
(El Hafiane, 2003)

### V.2.2 Utilisations

Les principales voies de valorisation

- En chaudière
- En cogénération par moteur à gaz, turbine à gaz, moteur dual-fuel (Couturier, 2001).

*Chapitre II : Modification des RAFADE et  
traçage chimique*

## *A - Revue bibliographique*

### *I. Utilisation des traceurs chimiques*

#### **I.1 Intérêt du traçage chimique**

Le recours aux traceurs chimiques permet d'étudier, au sens du génie des procédés, l'écoulement d'une phase dans un réacteur, pour en obtenir la distribution du temps de séjour. Ces distributions permettent de déterminer la nature de l'écoulement tracé aux fins d'extrapolation d'échelle. Le concept de Distribution des Temps de Séjour (DTS) a été introduit par Danckwerts en 1953 afin de caractériser l'écoulement dans les réacteurs. Il a été décrit de nombreuses fois et appliqué à des cas divers (Antoine, 1999).

#### **I.2 La courbe de restitution**

La courbe de restitution est présentée sous la forme de la Distribution des Temps de Séjour (DTS) car cette représentation a de nombreux avantages. L'intégrale de la courbe (surface sous la courbe) vaut 1. Elle permet par ailleurs de comparer les résultats de plusieurs traçages avec une même échelle. Elle ne dépend pas de la quantité de traceur injectée. La DTS contient la plupart des informations sur le traçage (vitesses, forme de la restitution, dispersion). Elle dépend peu de la précision des mesures de concentration. (La DTS est calculée sans tenir compte du débit)

La figure (9) montre quelques exemples de courbes de restitution des temps de séjour. Chaque courbe est caractérisée par un nombre de dispersion ou son inverse nombre de Peclet (Levenspiel, 1972).

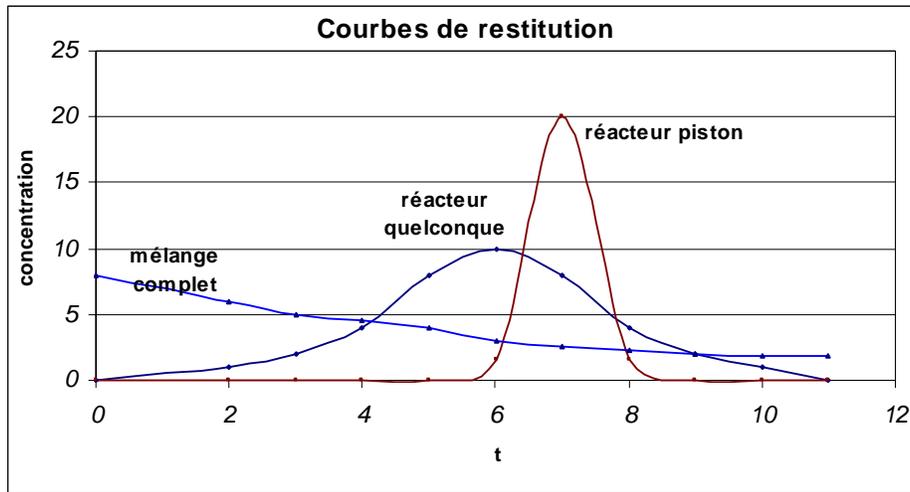


Figure 9: Exemples de courbes de restitution des temps de séjour

Le nombre de Peclet est un paramètre adimensionnel qui caractérise le type d'écoulement dans un réacteur. Si  $Pe$  tend vers l'infini, l'écoulement est de type Piston, tandis que avec un  $Pe$  égale à 0, l'écoulement est de type Mélange Complet (Levenspiel, 1972).

### I.3 Les types d'écoulement hydraulique

En théorie il existe deux situations idéales d'écoulement qui sont : l'écoulement piston et le mélange complet. Le premier cas suppose que les particules contenues dans le flux d'eau entrant quittent le bassin avec l'ordre dont le quel elles y sont entrées. Ce modèle ne prend pas en compte les phénomènes de sédimentation, de transport, de mélange ou de dispersion.

Le deuxième cas (mélange complet) suppose que les particules entrantes 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.

Dans la réalité, les situations observées se situent entre ces deux extrêmes. Le modèle observé dans les réacteurs d'épuration est le modèle d'écoulement de type piston dispersif qui est une juxtaposition d'un écoulement piston et d'une dispersion axiale ou longitudinale (Levenspiel, 1972).

Ce modèle est plus réaliste que les modèles cités précédemment (écoulement piston et mélange complet) et offre des possibilités d'utilisation du nombre de Peclet (qui caractérise le régime d'écoulement dans le réacteur) dans le dimensionnement des ouvrages d'épuration.

### I.3.1 Ecoulements idéaux

Le concept du mélange complet considère que la concentration du substrat à la sortie est celle régnant dans le réacteur. La substance entrante est immédiatement distribuée de manière uniforme dans tout le réacteur.

Le modèle de Marais et Shaw (1961) établie la relation entre :  $k$  qui est la constante cinétique de premier ordre ( $j^{-1}$ ) avec  $C_s$  : les concentrations en  $DBO_5$  à la sortie (mg/l),  $C_e$  : les concentrations en  $DBO_5$  à l'entrée (mg/l) avec le temps de séjour hydraulique ( $t$ ).

$$C_s = \frac{C_e}{1 + k.t} \quad (11)$$

Le concept du modèle d'écoulement piston idéal simule la présence d'un mélange idéal dans le sens latéral, mais il n'y a aucun mélange longitudinal

L'équation (11) devient pour ce dernier modèle:

$$C_s = C_e e^{-kt} \quad (12)$$

La constante cinétique de premier ordre de biodégradation ( $k$ ), représente l'activité des bactéries qui dégradent la matière organique admise dans un réacteur pour tirer l'énergie nécessaire à leur maintien et leur croissance.

Le temps de séjour est un paramètre physique qui dépend du débit et du volume du réacteur ( $t=V/Q$ ). De ce fait, la constante ( $k$ ) est la résultante de l'interaction de tous les paramètres du réacteur, est une image de l'efficacité et la clé de dimensionnement.

$$k = f(C_e, C_s, t)$$

### I.3.2 Ecoulements non idéaux

Le modèle piston dispersif se base sur une équation de diffusion – transport décrite par la loi de Fick au moyen de l'équation suivante :

$$\frac{\partial C}{\partial t} + u \frac{\partial C}{\partial x} - D \frac{\partial^2 C}{\partial x^2} = 0 \quad (13)$$

Avec :

$u$  : vitesse m/j ;

$D$  : constante de dispersion ;

$x$  : distance par rapport à l'entrée du réacteur ;

$C$  : concentration du substrat à l'instant  $t$  (mg/l) ;

La résolution de cette équation pour les réactions de premier ordre s'exprime comme suit :

$$\frac{C}{C_0} = \frac{4ae^{\frac{1}{2d}}}{(1+a)^2 e^{\frac{a}{2d}} - (1-a)^2 e^{\frac{a}{2d}}} \quad (14)$$

Avec :

$$\mathbf{d} = \frac{D.u}{L} + \frac{1}{Pe} \quad (15)$$

$$\mathbf{a} = \sqrt{1 + 4.k .\tau.d} \quad (16)$$

$Pe$  : nombre de Peclet adimensionnel ;

$d$  : nombre de dispersion ;

$L$  : distance entre l'entrée et la sortie du réacteur ;

$\tau$  : temps de séjour (j) ;

$k$  : constante cinétique de biodégradation ( $j^{-1}$ ) ;

$C_0$  : concentration du substrat à l'entrée (mg/l).

L'expression de l'équation (15) montre que le nombre de dispersion ( $d$ ) est intimement lié aux caractéristiques géométriques du réacteur étudié.

La variance de la distribution des temps de séjours ( $\delta^2$ ) correspond au degré de mélange du réacteur. C'est une mesure de la variation de la concentration de sortie (Levenspiel, 1972).

Elle est calculée comme suit :

$$\delta^2 = \frac{\int_0^{t_f} (t - \tau_a)^2 Q_e(t) C(t) dt}{\int_0^{t_f} Q_e(t) C(t) dt} = \frac{M_2}{M_0} - \frac{M_1^2}{M_0^2} \quad (17)$$

Avec :

$$M_0 = \int_0^{t_f} Q_e(t) \cdot C(t) dt$$

$$M_1 = \int_0^{t_f} t \cdot Q_e(t) \cdot C(t) dt$$

$$M_2 = \int_0^{t_f} t^2 \cdot Q_e(t) \cdot C(t) dt$$

$\delta^2$  : Variance de la distribution des temps de séjours (adimensionnelle) ;

$t_f$  : Temps qu'a fait le traceur pour quitter totalement le réacteur ;

$M_0$  : Masse du traceur récupéré ;

$M_1$  : Premier moment de la distribution du débit du traceur ;

$M_2$  : Deuxième moment de la distribution du débit du traceur.

Plusieurs modèles ont exprimé le nombre de dispersion (d) sous forme d'équation mathématique. Cependant une analyse statistique a montrée qu'il peut être déterminé à partir de la variance réduite de la courbe de distribution des temps de séjour (Levenspiel, 1972).

$$\delta_{\theta}^2 = \frac{\delta^2}{\tau^2} = 2 \cdot d - 2 \cdot d^2 \cdot (1 - e^{-1/d}) \quad (18)$$

$$\tau = \frac{L}{u} \quad (19)$$

Avec

$\delta_{\theta}^2$  : Variance réduite ;

$\tau$  : Temps de séjour de traceur.

La biodégradation de la matière organique est une activité qui dépend de la température, d'où la constante cinétique de premier ordre de biodégradation (k) peut être exprimée en fonction de  $C_e$ ,  $C_s$ ,  $t$ ,  $d$ ,  $T$ .

$$k = f(C_e, C_s, t, d, T)$$

Connaissant le temps de séjour réel, on peut calculer le pourcentage du volume mort par l'équation suivante :

$$V(\%) = 100 * \left(1 - \frac{\tau_m}{\tau_{th}}\right) \quad (20)$$

$\tau_{th}$ : Temps de séjour théorique

#### I.4 Modèle des réacteurs en série

C'est un modèle qui consiste à partager le réacteur en plusieurs zones de volume égal bien mélangées. Ce concept discrétise la variation spatiale de la concentration du traceur à l'intérieur du réacteur, c'est le résultat des équations différentielles ordinaire de la concentration du traceur dans chaque zone bien mélangée (Levenspiel, 1972).

Ce modèle comprend deux paramètres qui sont :

- ✓ Le temps de rétention moyen
- ✓ Le nombre de zones

Deux paramètres sont tirés :

$$\tau = \frac{n * V_i}{Q} \quad (21)$$

$$\delta_{\theta^2} = \frac{\delta^2}{\tau^2} = \frac{1}{n} \quad (22)$$

Avec

$V_i$  : Volume d'une zone du réacteur ( $m^3$ )

n: nombre des sections

Ce modèle permet de calculer le mode de la réponse du traceur :

$$\theta_p = \frac{tp}{\tau} = 1 - \frac{1}{n} \quad (23)$$

Avec

$\theta_p$ : Temps de pic de la concentration du traceur ( $t_p$ )/ temps de rétention hydraulique ( $\tau$ )

En calculant ce dernier paramètre, on peut savoir la différence entre le temps de séjour calculé à partir des moments et le temps de pic de la concentration du traceur.

Le modèle des réacteurs en série est plus simple que le modèle dispersif. Ce dernier utilise des équations différentielles pour arriver à l'expression du nombre de dispersion ( $d$ ). Cependant le nombre des réacteurs en série est calculé à partir de la variance réduite de la réponse du traceur.

Plus le nombre des réacteurs en séries calculé est grand plus l'écoulement s'approche du piston idéal, et plus le nombre est petit, plus l'écoulement s'approche du mélange complet (Kadlec, 1994).

✓ Ecoulement piston idéal :  $n \Rightarrow \infty$

✓ Ecoulement mélange complet :  $n \Rightarrow 0$

## *B - Matériels et méthodes*

### *I- Description de la station d'épuration*

La ville de Rabat est située sur la littorale atlantique à la latitude 33° 58' 56"N et la longitude 6° 51' 57" W. la température moyenne annuelle est de l'ordre de 17 à 17,5 °C et atteint rarement 18 °C. L'influence océanique se traduit par des températures minimales mensuelles de 10 à 12 °C en hiver et des températures maximales de 20 à 40 °C en été. La pluviométrie moyenne annuelle est supérieure à 580 mm. L'évaporation moyenne annuelle mesurée par l'évaporimètre Piche est de 1352 mm.

La station d'épuration des eaux usées (STEP) du campus de l'IAV Hassan II a été mise en fonctionnement en décembre 1996 pour épurer et réutiliser les rejets du campus et celles du club sportif et culturel de l'agriculture (ACSA). La station a une capacité de 1500 équivalents habitants et reçoit un débit journalier de 54 m<sup>3</sup>.

Le campus de l'IAV comporte un internat pour les étudiants, un restaurant, des logements pour les administrateurs, des salles de cours, des laboratoires de recherche, une clinique vétérinaire et des ateliers de maintenance mécanique. Le club sportif de l'ACSA contient des salles de sport, des douches, un restaurant et une piscine.

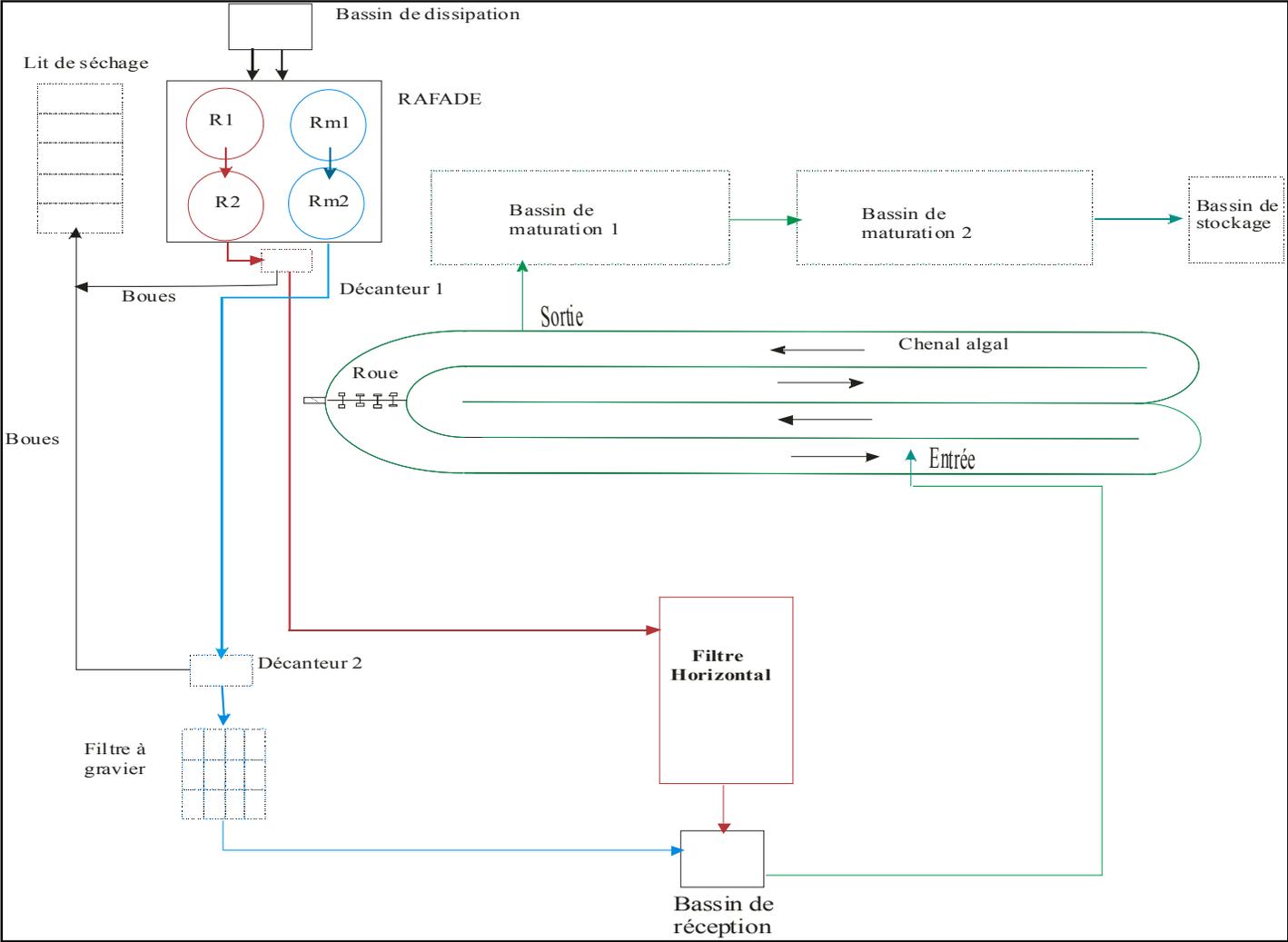
Durant l'année académique, le volume d'eau usée traitée est important, mais pendant les vacances universitaires, l'activité au niveau du campus est réduite.

Les eaux usées sont interceptées au niveau de la sortie principale de l'IAV et remontées vers la station qui se trouve à une distance de 1030 m avec une HMT de 11m. Cette eau arrive à l'aide de deux pompes installées en série.

La station d'épuration est dimensionnée pour le traitement d'un volume d'eau de 63 m<sup>3</sup>/j avec un débit moyen de 1l/s.

La STEP comporte un système de prétraitement (dégrillage et dessablage), un système de traitement anaérobie appelé réacteur anaérobie à flux ascendant et à deux étages (RAFADE) et une unité de post-traitement contenant un chenal algal à haut rendement (CAHR) et deux bassins de maturation figure (10).

Figure 10:STEP de l'IAV Hassan II



### I.1. Unités de prétraitement

L'unité de prétraitement est basée sur le traitement anaérobie. Elle est composée de RAFADE placés en parallèle. Chaque unité comporte deux réacteurs en série R1 et R2 suivi d'un décanteur puis d'un filtre à gravier.

Les deux unités sont alimentées à l'aide d'un répartiteur de débit comportant deux déversoirs triangulaires reçoivent le même débit à l'aide d'un déversoir triangulaire placé dans le bassin de dissipation, en cas de problème sur l'une des filières, la totalité de débit passe dans l'autre.

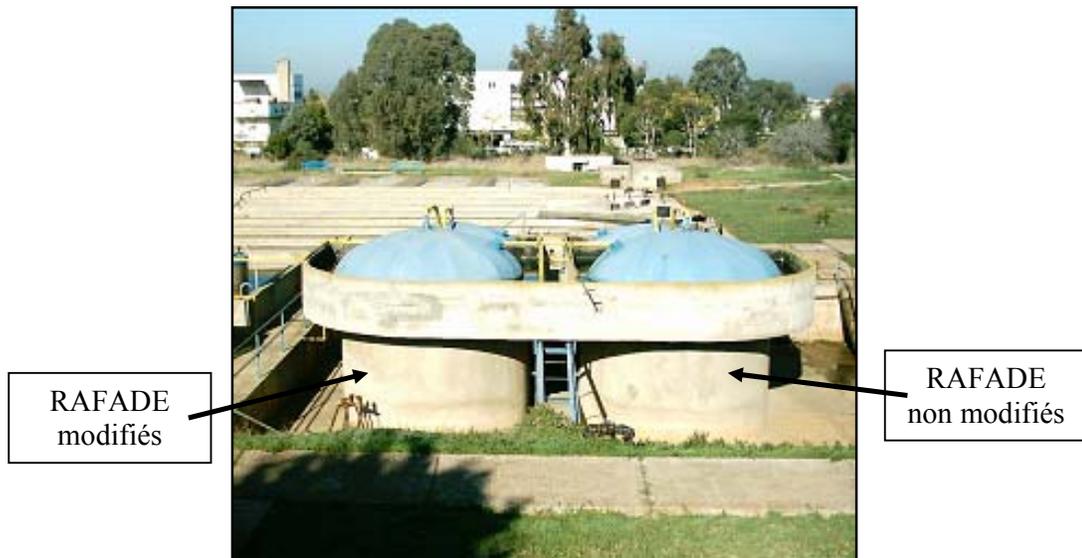


Figure 11: Les deux filières RAFADE de la STEP de l'IAV Hassan II

#### I.1.1 Unité contenant le RAFADE modifié

##### ➤ Les réacteurs Rm1 et Rm2

Les réacteurs ont une forme cylindrique de 3 m de diamètre et une profondeur qui varie entre 5 et 5,30 m.

Le RAFADE se distingue de l'UASB (Upflow anaerobic sludge blanket) par trois caractéristiques :

\* Absence d'un décanteur intégré, séparateur de phases liquide/solide/gaz

\* Aucune opération manuelle de vidange de boues du réacteur

\* Temps de séjour plus long (49 h au lieu de 6 à 14 h pour l'UASB).

Les réacteurs du RAFADE modifié se distinguent de ceux du RAFADE non modifié par l'installation d'un nouveau dispositif de distribution de l'influent et de collecte de l'effluent pour mieux distribuer l'eau et optimiser le rendement d'épuration des RAFADE. (Voir tableau 3)

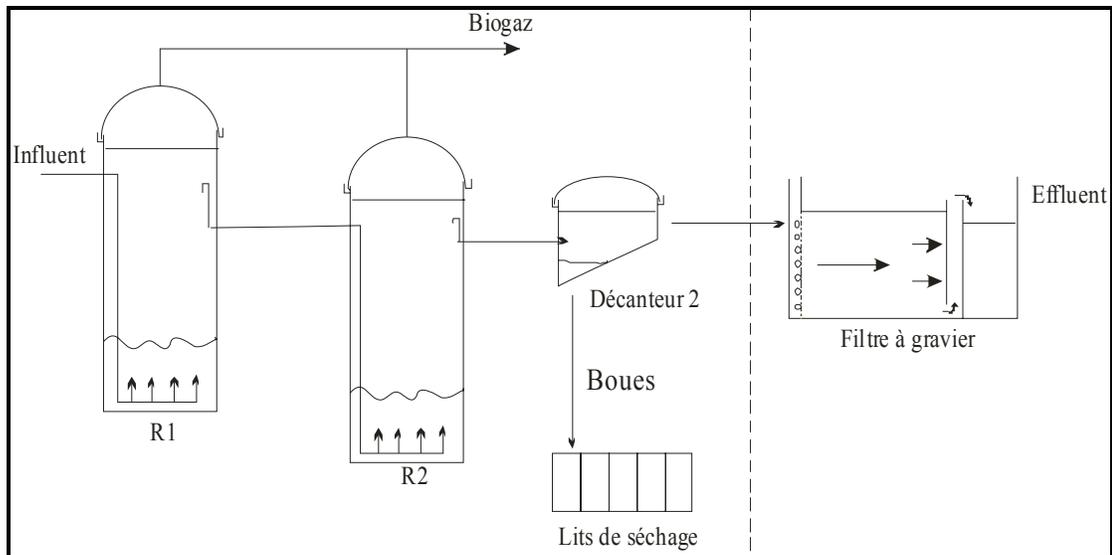


Figure 12: Détail du RAFADE modifié

### ➤ Le décanteur (d2)

Le décanteur 2 (D2), servant à la filière RAFADE modifiée pour piéger les MES contenus dans l'effluent du réacteur Rm2 est de type longitudinal, 4m de longueur, 1m de large et 1,7m de profondeur moyenne. Le volume utile du décanteur est 6,8 m<sup>3</sup> ce qui assure un temps de rétention hydraulique 5,95 h. Le décanteur a été couvet pour empêcher l'émanation des mauvaises odeurs.

Les boues piégées dans le décanteur sont évacuées quotidiennement vers les lits de séchage

Le taux de débordement est défini par le rapport entre le débit et la surface du décanteur :

$$TD = Q/S \quad (34)$$

Pour D2 le taux de débordement appliqué est égal à 6,75 m/j.

Pour les grandes STEP, le taux de débordement appliqué est de 16 m/j pour assurer une bonne décantation des matières en suspension.

➤ **Les lits de séchage**

Les lits de séchage ont une forme rectangulaire ayant chacun 2m de long et 0.8 m de large. Les lits sont remplis d'une première couche de gravier de 0,2m et une deuxième de sable de 0,4 m et sont équipés d'un système de drainage de l'eau filtrée. La charge moyenne appliquée est 4,5 kg MES/m<sup>2</sup>/j.



Figure 13: Lits de séchage de la boue évacuée

➤ **Le filtre à gravier :**

Le filtre à gravier sert à piéger les particules de faible densité et qui ne sont pas arrêtées par le décanteur. Ce filtre comporte deux unités consécutives : la première à écoulement horizontal (EH) et la seconde à écoulement vertical (EV). Le filtre consiste en un bassin de forme rectangulaire. Les dimensions des deux unités sont représentées dans la figure (14) :

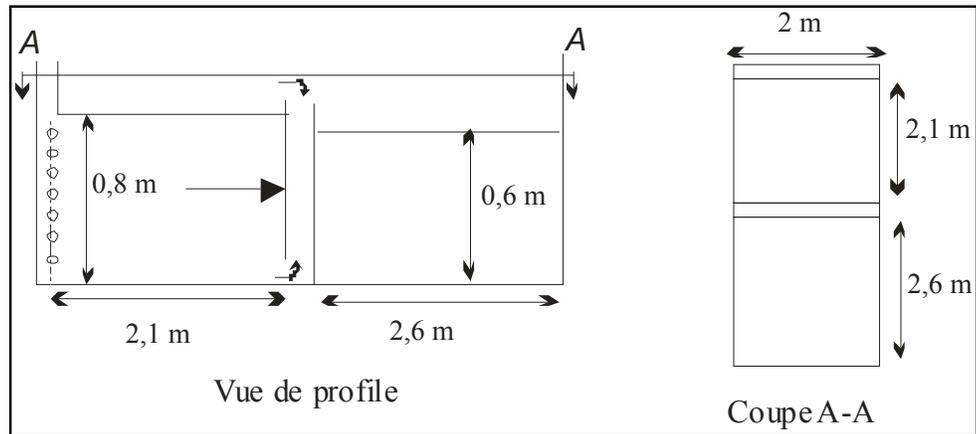


Figure 14: Dimensions des unités de filtre à gravier

Les charges hydrauliques moyennes appliquées aux filtres horizontal et vertical sont respectivement 6,4 et 5,2 m/j.

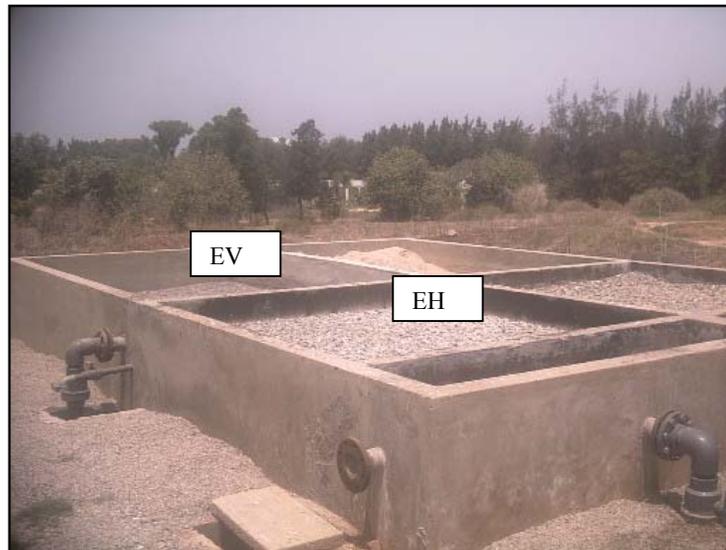


Figure 15: Filtre à gravier

(EH : écoulement horizontal ; EV : écoulement vertical)

### I.1.2 Unité contenant le RAFADE non modifié

#### ➤ Les réacteurs R1 et R2

Les réacteurs R1 et R2 sont identiques à Rm1 et Rm2, la différence réside seulement dans le nombre des points d'entrée et de sortie de l'eau. (Voir tableau 3).

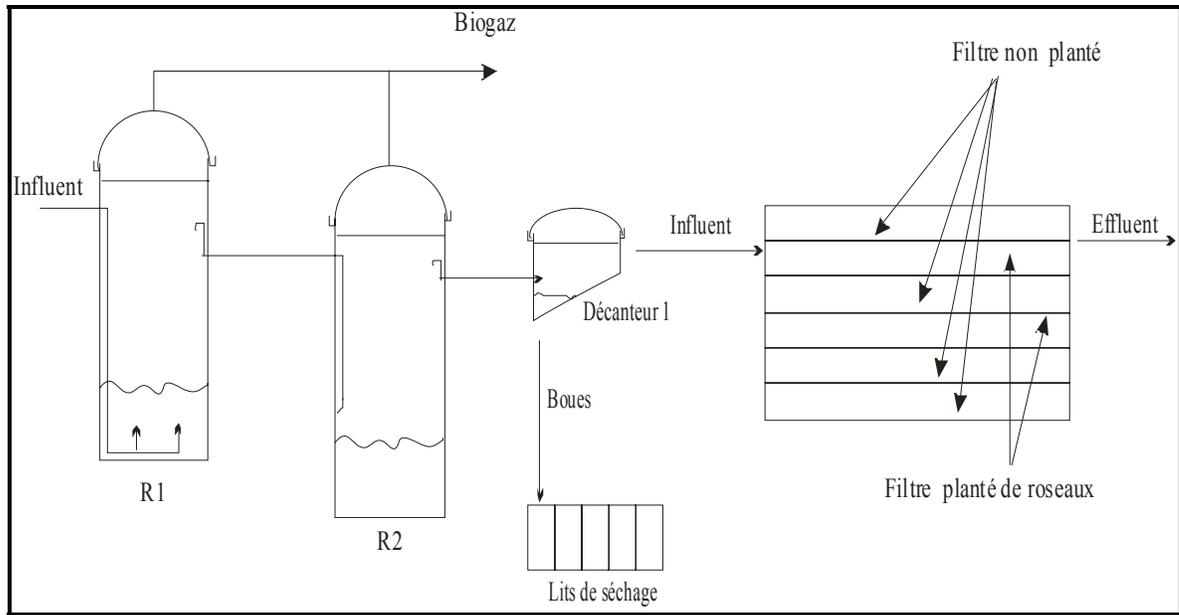


Figure 16: Détail du RAFADE non modifiés

### ➤ Le décanteur

Le décanteur 1 (D1), servant à la filière du RAFADE modifié pour piéger les MES contenues dans l'effluent du réacteur R2 est de type longitudinal, 2m de longueur, 0,7m de large et 0,85m de profondeur moyenne. Le volume utile du décanteur est 1,19 m<sup>3</sup> ce qui assure un temps de rétention hydraulique 1,07 h.

Comme D2, les boues piégées dans le décanteur sont évacuées quotidiennement vers les lits de séchage.

Le taux de débordement appliqué au D1 est égal à 19,3 m/j. cette valeur est supérieure à celle utilisée pour le dimensionnement des décanteur (16m/j).

On peut conclure que D1 est sous dimensionné et qu'il laisse passer les MES.

### ➤ Le filtre sable/gravier (FSG)

Le filtre sable gravier (FSG) est placé après le décanteur pour empêcher les particules peu denses de passer à l'unité de post traitement c'est un filtre à écoulement horizontal.

Le FSG a une forme trapézoïdale occupant une superficie de 63 m<sup>2</sup> (18 m x 3,5 m) avec 1 m de profondeur. Le filtre est imperméable grâce à une géomembrane et rempli d'une couche de sable/gravier (50/50) sur une hauteur de 0,4 m, sur cette couche se trouve une autre couche de gravier de 0,4 m de profondeur. Le FSG comporte 6 unités (18 x 3,5) dont deux sont plantées de roseaux.

La charge hydraulique moyenne appliquée à chaque unité du filtre (18 x 3,5m) est 0,14m/j.

**Tableau 3: caractéristiques et mode de conduite du RAFADE**

	RAFADE modifié		RAFADE non modifié	
	Rm1	Rm2	R1	R2
Profondeur (m)	5,30	5,30	5,30	5,00
Diamètre (m)	3,0	3,0	3,0	3,0
Volume (m <sup>3</sup> )	33	33	33	30
Vitesse d'ascension (m/h)	0,1 – 0,6	0,1 – 0,6	0,1 – 0,6	0,1 – 0,6
TRH (théorique) (h)	24	24	24	23
Temps moyen de rétention des solides (j)	32	32	32	32
Nombre d'entrées	4	4	2	1
Nombre de sorties	4	5	1	1
Charge organique appliquée (kg DCO/m <sup>3</sup> /j)	0,97	0,60	0,97	0,47

## I.2. Unité « post-traitement »

L'unité de post-traitement est constituée d'un chenal algal à haut rendement (CAHR) et deux bassins de maturation en série, les caractéristiques de l'unité sont les suivants :

- CAHR : c'est un bassin de type piste de course qui a une superficie de 485 m<sup>2</sup> et une profondeur de l'eau 0,35m, le mouvement de l'eau est assuré par une roue à palettes tournant à 8 tours/mn (puissance 1.7kW). le temps de séjour de l'eau dans le chenal est 2 à 3 jours.

- Bassins de maturation : deux bassins de maturation sont placés en série dont les dimensions de chaque bassin sont 17 m de long, 5 m de large et 1m de profondeur. Le temps de séjour de l'eau est 3 jours.

## *II. Changements effectués sur les réacteurs du RAFADE*

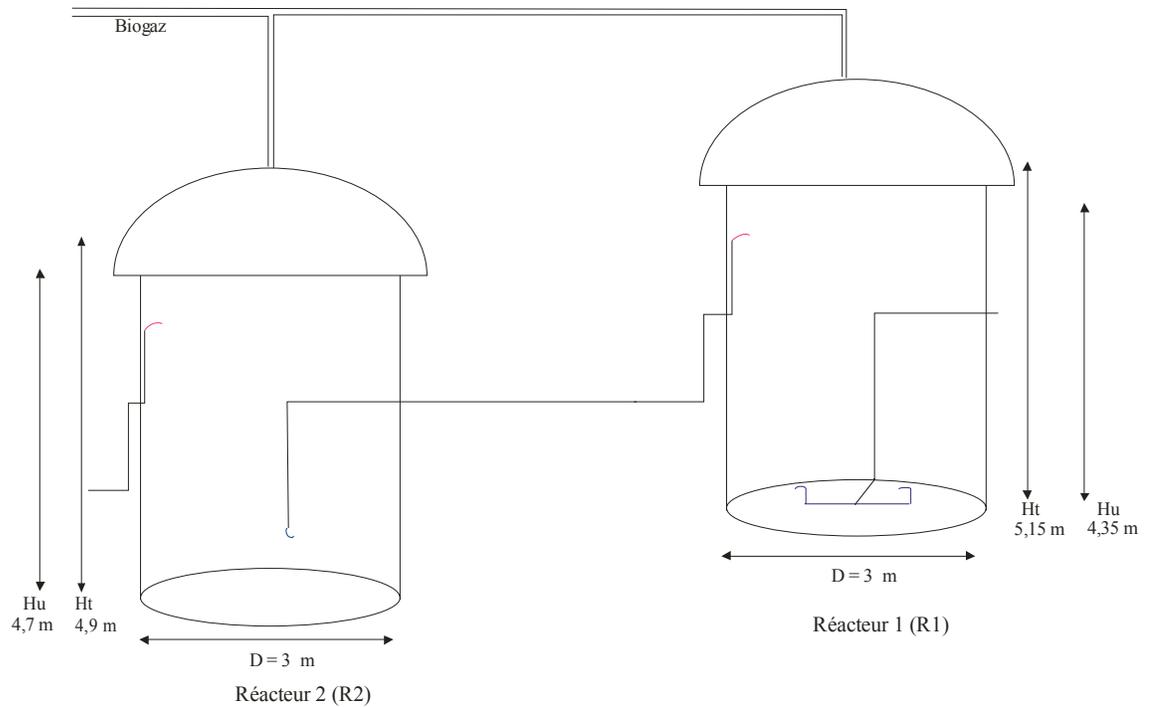
Afin d'assurer une distribution homogène de l'influent et une bonne collecte de l'effluent au sein des RAFADE, nous avons procédé à des changements du nombre et de la disposition des points d'entrée et de sortie de l'eau.

Pour ce faire, une vidange complète de l'eau des RAFADE est effectuée, l'eau est pompée dans un bassin à côté du RAFADE, puis remise dans ces derniers après accomplissement des travaux.

Les travaux ont été effectués durant la période s'étalant entre 15 Novembre et 15 Janvier. Durant toute cette période la station d'épuration ne recevait plus d'eau.

### **II.1 Distribution de l'influent avant modifications**

La distribution de l'influent dans le premier réacteur a été assurée par deux entrées installées au fond du réacteur cylindrique dont la section est  $7\text{m}^2$ , ce qui revient à dire que chaque entrée distribue l'eau sur  $3,5\text{m}^2$ . Dans le deuxième réacteur, l'influent arrive par une seule entrée qui est dirigée contre le mur.



**Figure 17: distribution de l'influent et de l'effluent dans les réacteurs avant modification du RAFADE**

Pour obtenir une distribution uniforme de l'influent au fond des RAFADE, il est nécessaire d'employer un dispositif qui amène l'eau et le distribue sur tous les points d'une façon homogène.



**Figure 18: Système d'alimentation du RAFADE avant modification**

## II.2 Augmentation du nombre des points d'alimentation

Le dispositif de distribution de l'influent choisi pour le premier réacteur modifié ( $R_{m1}$ ) et le deuxième réacteur modifié ( $R_{m2}$ ) est un dispositif contenant quatre points de sortie diamétralement opposés, à fin de réduire la superficie couverte par sortie de 3,5 à 1,75 m<sup>2</sup> soit la moitié.

Les répartiteurs sont adoptés pour assurer une distribution égale entre les diverses conduites d'alimentation

## II.3 Augmentation du nombre des points de collecte

Les points de collecte de l'effluent sont positionnés sur un cercle sur la circonférence du réacteur avec une légère pente vers la sortie générale pour faciliter l'acheminement de l'eau et éviter sa stagnation dans les canalisations.

Ces points de collecte de l'effluent sont diamétralement opposés ainsi que opposés avec les points d'entrée pour éviter les courts circuits et profiter de tout le volume du réacteur.

Dans le dimensionnement des réacteurs il faut respecter à ce que la vitesse moyenne d'ascension ne doit pas dépasser 0,7 m/h. Cependant des valeurs excessives de cette dernière peuvent conduire au lessivage des boues.

$$V = \frac{Q_i}{A} = \frac{V_r}{TRH * A} = \frac{H}{TRH} \quad (24)$$

Avec :

V : vitesse d'ascension (m/h) ;

$Q_i$  : débit quotidien moyen (m<sup>3</sup>/h) ;

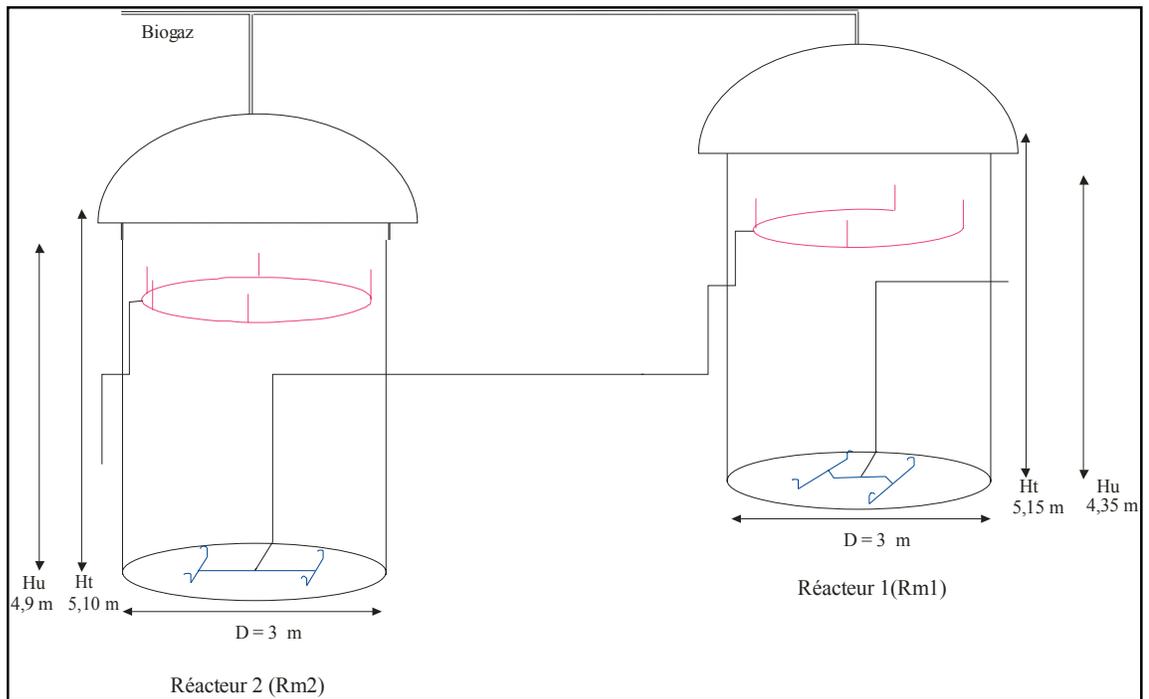
A : surface du réacteur (m<sup>2</sup>) ;

$V_r$  : volume du réacteur (m<sup>3</sup>) ;

H : hauteur (profondeur) du réacteur (m) ;

TRH : temps de rétention hydraulique (h).

La figure 19 représente le système de distribution de l'influent et de collecte de l'effluent des réacteurs  $R_{m1}$  et  $R_{m2}$  du RAFADE modifié.



**Figure 19: Dispositif de distribution de l'influent et de collecte de l'effluent du RAFADE modifié**

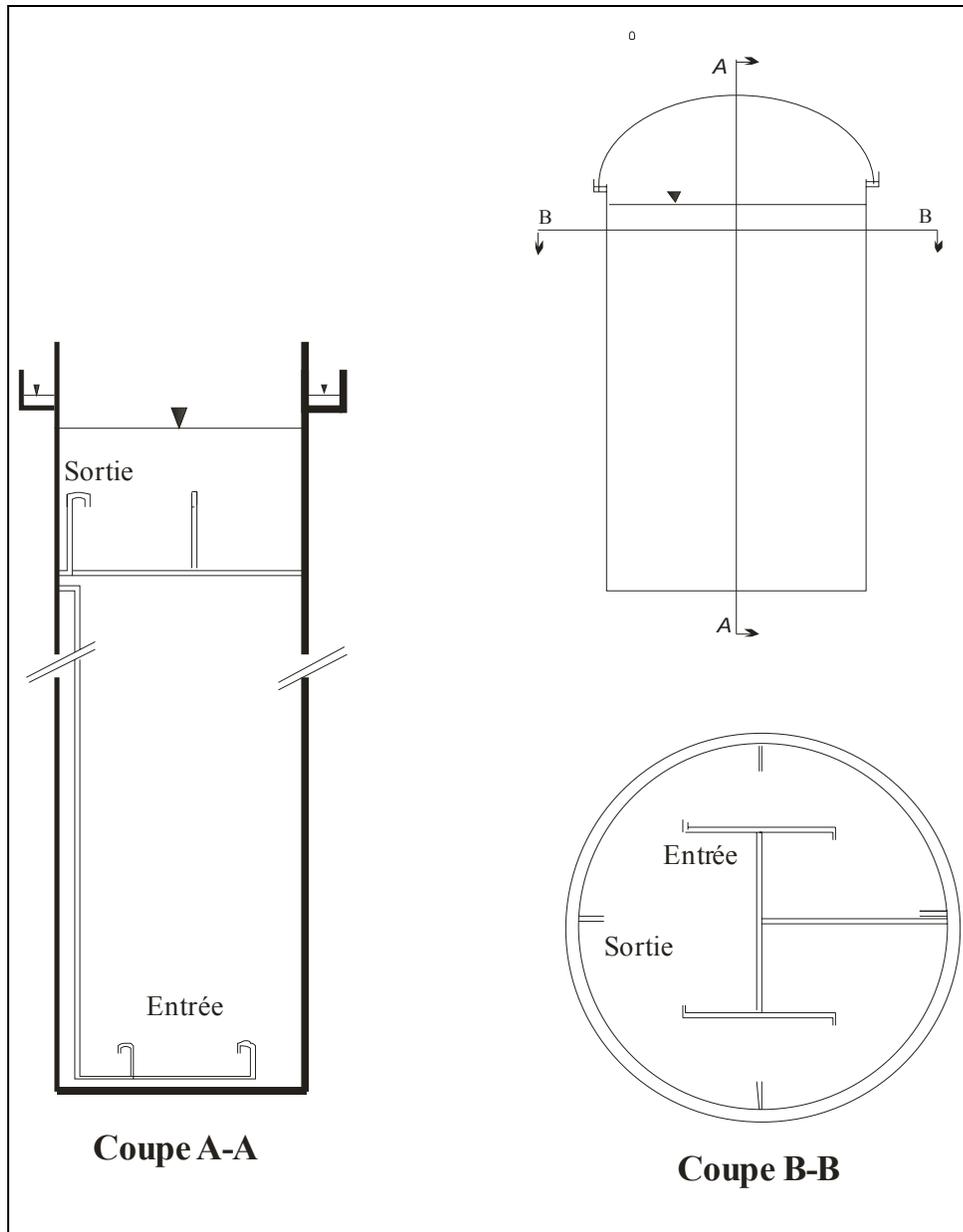


Figure 20: Détail des conduites de sortie et d'entrée à l'intérieur du RAFADE modifié

	
<p><b>Figure 21: Dispositif de distribution de l'influent</b></p>	<p><b>Figure 22: Dispositif de collecte de l'effluent</b></p>

#### II.4 Dimensionnement des canalisations d'entrée

Dans le dimensionnement des canalisations d'entrée, il faut veiller à ce que la vitesse de l'eau dans les conduites ne dépasse pas  $0,2 \text{ m.s}^{-1}$ .

L'influent peut contenir des bulles d'air dont le diamètre peut dépasser 2mm. Dans une conduite verticale ces bulles d'air essaient d'échapper et de remonter vers un point haut de la conduite avec une vitesse  $0,2-0,3 \text{ m.s}^{-1}$ . La vitesse de l'eau ne doit pas dépasser celle des bulles d'air pour qu'elles ne soient pas empiégées dans le réacteur. si une grande quantité des bulles d'air est introduite dans le réacteur une explosion peut avoir lieu à cause du contact entre le biogaz et l'air (van Haandel et Lettinga, 1994).

Dans le dimensionnement des conduites, on considère le débit maximum que peut recevoir la station, il est égal à 1,63 l/s.

Le diamètre minimum des conduites nécessaire est calculé par la formule (25) :

$$Ac = 3,14 * Rc^2 = \frac{Qi}{v} \quad (25)$$

Avec

Ac : Section de la conduite ( $\text{m}^2$ ) ;

Rc : rayon de la conduite (m) ;

$Q_i$  : débit d'alimentation de la station ( $m^3/s$ ) ;

$v$  : vitesse d'écoulement de l'eau dans les conduites (m/s).

Le débit reçu par chaque filière est la moitié du débit total  $Q_i' = \frac{Q_i}{2}$

d'où  $Q_i' = 8,15 \cdot 10^{-4} m^3/s$ .

D'après la formule (2.15), on peut écrire  $Rc^2 = v \cdot 3,14/Q_i'$

$$Rc = \sqrt{v \cdot 3,14 / Q_i'}$$

➔  $Rc = 36 \text{ mm}$

72 mm est le diamètre nécessaire pour les canalisations d'entrée.

**Les canalisations choisies sont des conduites en PVC de 75 mm de diamètre.**

✓ **Vérification de la vitesse de l'eau avec le diamètre choisi**

On a  $v = Q_i' / A_c$

D'où  $v = 0,184 \text{ m.s}^{-1}$

Le diamètre choisi respecte la limite de la vitesse de l'eau exigée.

## II.5 Dimensionnement des canalisations de sortie

Les canalisations de collecte sont plus faciles à dimensionner, le problème des bulles d'air n'est pas posé à ce niveau. A la sortie du réacteur le débit est moins important qu'à l'entrée.

On considère le débit maximal que peut recevoir la station en période de pointe ( $Q = 1,63 l/s$ ), le débit de dimensionnement sera  $Q' = 0,2 l/s$  puisque chaque filière de RAFADE reçoit la moitié du débit et il y'a quatre points de distribution dans chaque réacteur.

On considère une vitesse maximale que l'eau ne doit pas dépasser dans les conduites ( $V_{max} = 0,6 m/s$ ). Ainsi le diamètre des conduites à utiliser est égal :

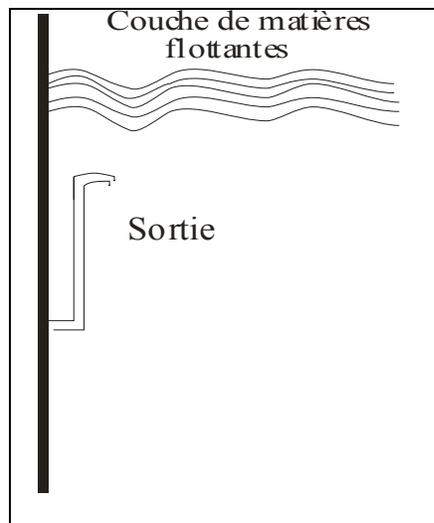
$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot Q}{V_{max} \cdot \pi}} \quad (26)$$

On trouve **D = 20 mm**

Pour éviter toute éventuelle obstruction des conduites, on a choisi des conduites en PE diamètre 63 mm.

On a utilisé des conduites en PE au lieu des conduites en PVC pour pouvoir mettre les points de sortie sur un cercle.

Le niveau des points d'entrée doit rester au dessous de la couche flottante qui est constituée des matières grasses et autres formations dont la densité est inférieure à celle de l'eau. Cette couche mesure entre 20 et 40 cm. Si cette dernière passe dans les conduites de sortie, elle peut provoquer leur obstruction.



**Figure 23: Point de sortie de l'effluent**

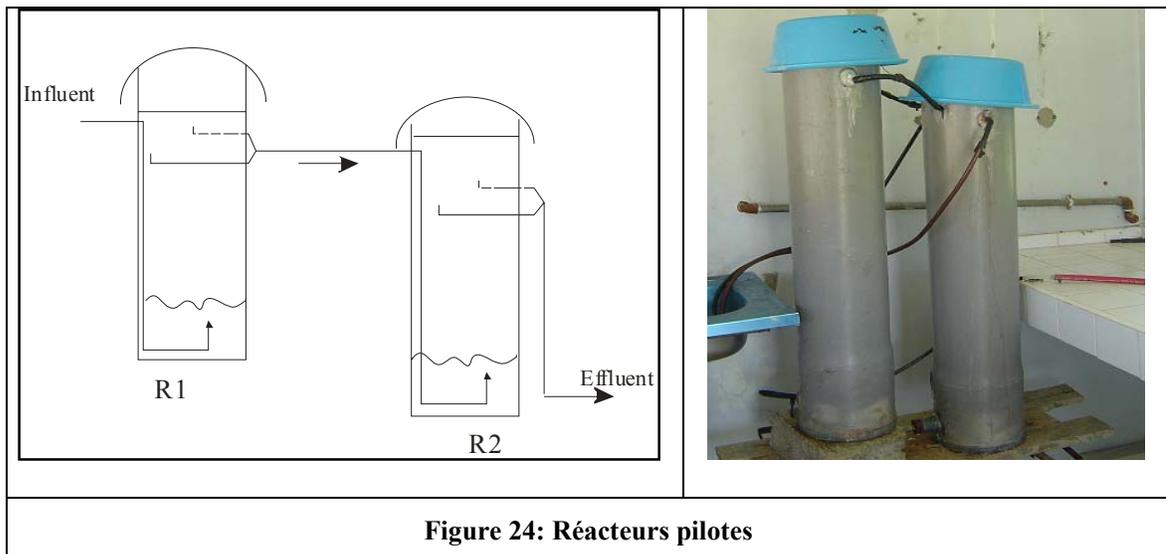
### III. Test du traçage

#### III.1 Traçage des réacteurs pilotes

Les réacteurs de la STEP de l'IAV Hasan II sont très grands, 33 m<sup>3</sup> chacun, et étant donné la quantité, le prix du traceur à utiliser et la lourdeur de l'opération (70 h de suivi continu). Il était nécessaire de passer à un modèle pilote des réacteurs anaérobies et de pratiquer ce test à échelle réduite.

L'expérience consiste à injecter instantanément une dose connue de traceur dans l'influent du réacteur et à effectuer un suivi de la concentration du traceur dans l'effluent de celui-ci. Le suivi consiste à mesurer la concentration dans l'effluent.

Le pilote respecte les conditions d'écoulement régnant dans les réacteurs anaérobies à taille réelle de la STEP de l'IAV Hassan II.



Les caractéristiques physiques des réacteurs pilotes utilisés sont représentées dans le tableau suivant :

Diamètre (cm)	20
Hauteur (cm)	85
Volume total (l)	53,40
Débit (m <sup>3</sup> /j)	2,45 .10 <sup>-2</sup>
Temps de rétention hydraulique (théorique) (h)	52
Vitesse d'ascension (m/j)	0,78

Une courbe standard a été préalablement réalisée pour établir la relation entre la valeur indiquée par l'ion mètre et la concentration en traceur. Le traceur utilisé est le Bromure de Potassium (KBr) et l'appareil utilisé pour mesurer sa concentration est un ion mètre muni d'une électrode spécifique au Bromure (Voir figure 26).

La courbe standard est réalisée en suivant les étapes suivantes :

- Prendre un échantillon de l'effluent du réacteur ;
- Tracer les courbes des valeurs indiquées par l'ion mètre en fonction des différentes concentrations (20, 40, 60, 80, 100, 200, 1000 ppm (Br/l)) et à différents instants (5, 10, 15, 20 mn) ;
- Choisir le temps de lecture optimum (coefficient de corrélation (R<sup>2</sup>) important) ;
- Extraire l'équation qui exprime la relation entre les valeurs indiquées par l'ion mètre et les concentrations.

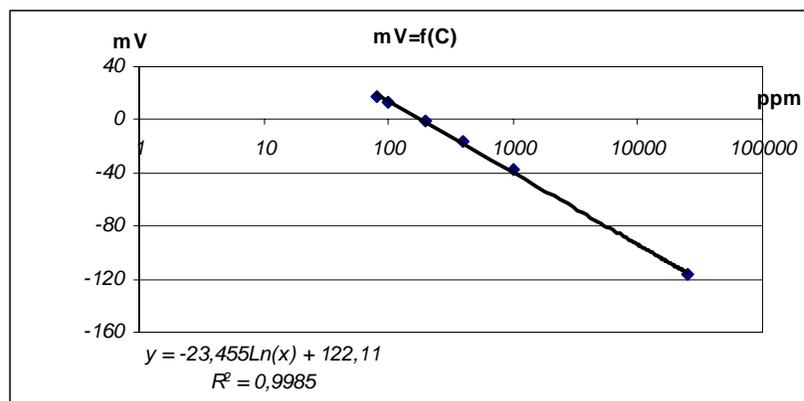


Figure 25: Courbe des valeurs données par l'ion mètre en fonction de la concentration de Br



**Figure 26: Ion mètre**

L'utilisation des traceurs chimiques requière certaines conditions parmi lesquelles la quantité minimale à injecter. Le calcul de la quantité de KBr à injecter s'est fait en utilisant l'équation (27) :

$$m_{Br} = V_F \cdot C_{min} \quad (27)$$

Avec :

$m_{Br}$  : masse nécessaire du Br ;

$V_F$  : Volume du réacteur ;

$C_{min}$  : la concentration minimale qui permet au brome de réagir correctement.

La concentration  $C_{min}$  choisie est celle dont la courbe,  $C = f(t)$ , est linéaire. Une fois la concentration est choisie, on la multiplie par le volume total du réacteur pour trouver la quantité nécessaire de Br.

Le traceur choisi se trouve sous forme de KBr, donc pour trouver la masse nécessaire à injecter du traceur on utilise la formule (28)

$$m_{KBr} = \frac{M_{KBr}}{M_{Br}} \cdot m_{Br} \quad (28)$$

On trouve la masse du KBr nécessaire est égale à 1,6 g. On dissout la quantité trouvée de KBr dans 50 ml d'eau de robinet et on verse le mélange à l'entrée du système.

Le principal intérêt de la mesure précise de la concentration est le calcul du taux de

restitution. Or il est également nécessaire de mesurer le débit pendant toute la durée du traçage avec la même précision.

Dans un premier temps, le prélèvement des échantillons pour la mesure est réalisé chaque heure à la sortie des deux réacteurs. Après 32 h, la fréquence de la prise des échantillons a diminué à 30mn et juste à la sortie du deuxième réacteur puisque toute la quantité du traceur a quitté le premier réacteur vers le deuxième. Le temps de séjours théorique de l'eau dans les deux réacteurs est 48 heures et le suivi de la concentration de sortie est effectué pendant 56 heures (suivi de la concentration du traceur jusqu'à ce qu'elle devient nulle).

## **II.2 Traçage des réacteurs anaérobies**

L'expérience gagnée et les résultats obtenus suite à la réalisation du test sur les pilotes ont été mis à profit pour le traçage du RAFADE à grande échelle.

Les objectifs de procéder à un traçage du RAFADE sont :

- ✓ Comparaison des profils hydrodynamiques et des temps de rétention hydraulique (TRH) des filières RAFADE modifié et non modifié mis en place.
- ✓ Détermination de la constante cinétique de premier ordre (k) de biodégradation de la matière organique pour chacune des deux filières RAFADE

Le protocole expérimental suivi est le même que celui utilisé pour les réacteurs pilotes, sauf que la durée de prélèvement des échantillons est plus longue étant donnée la grande variation du débit enregistrée entre le jour et la nuit.

Une quantité de 1,8 kg de KBr (soit 40 mg (Br)/l) a été injectée dans le bassin d'alimentation de chacune des deux filières dont les dimensions sont petites, ce qui permet l'entrée immédiate du traceur. La quantité injectée est déterminée après avoir choisi la concentration qui donne une meilleure corrélation entre la valeur indiquée par l'ion mètre et la concentration de bromure de Potassium dans l'effluent des réacteurs du RAFADE.

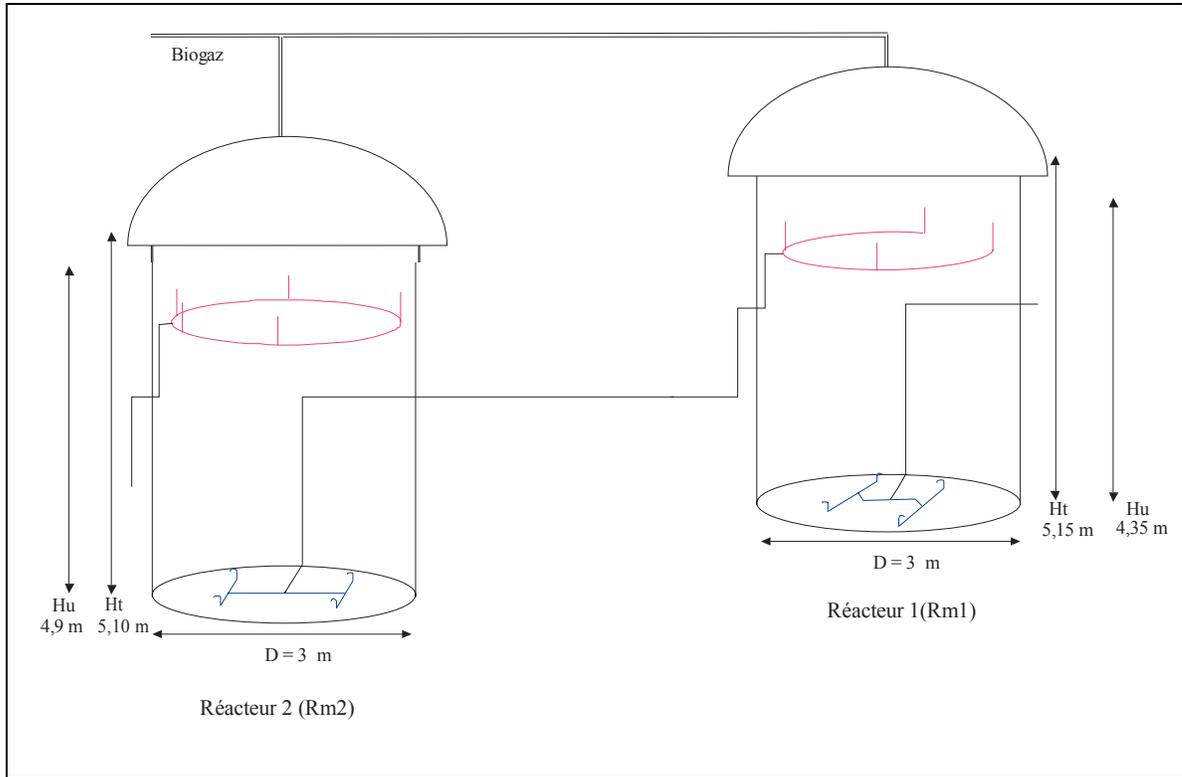


Figure 27: Filière RAFADE modifié

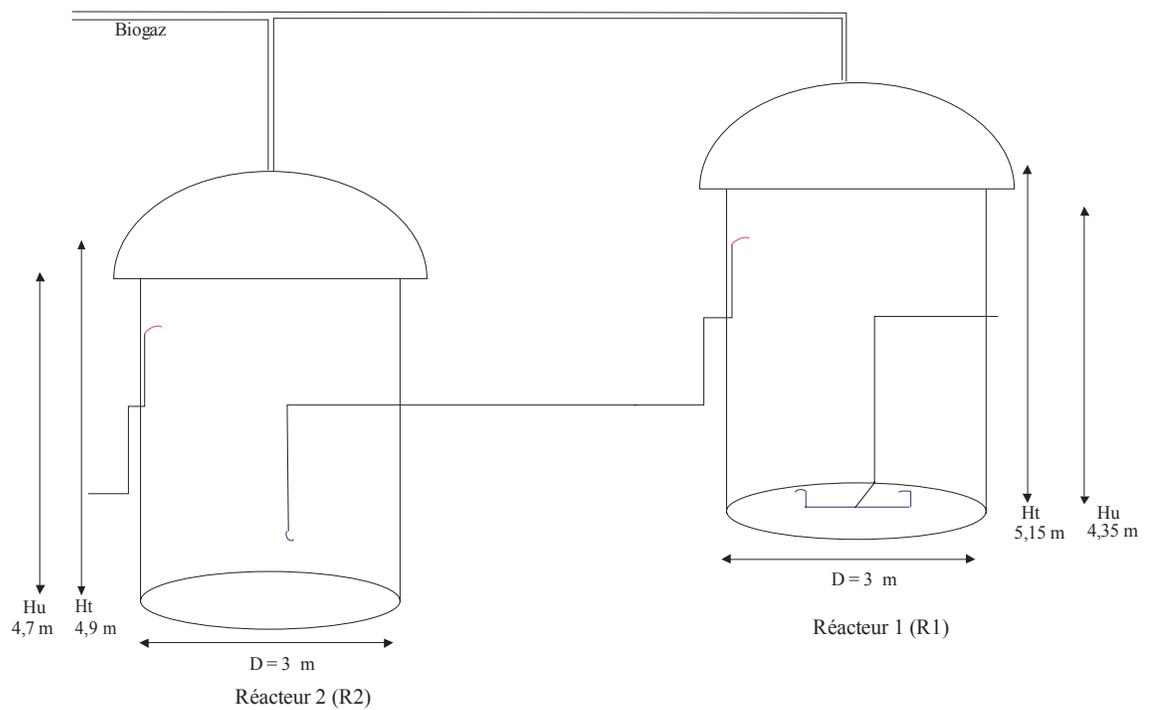


Figure 28: Filière RAFADE non modifié

**Tableau 4: Dimension set paramètre de conduite des deux filières RAFADE**

	Filière modifiée		Filière non modifiée	
	Rm1	Rm2	R1	R2
Profondeur (m)	5,15	5,10	5,15	4,9
Diamètre (m)	3,0	3,0	3,0	3,0
Vitesse d'ascension (m.h <sup>-1</sup> )	0,1 – 0,6	0,1 – 0,6	0,1 – 0,6	0,1 – 0,6
Volume total (m <sup>3</sup> )	36,4	36,04	36,4	34,63
Volume utile (m <sup>3</sup> )	30,74	34,63	30,74	33,22
Nombre d'entrée	4	4	2	1
Nombre de sortie	4	5	1	1
Charge organique appliquée (kg DCOm <sup>-3</sup> .j <sup>-1</sup> )	0,97	0,60	0,97	0,47

## *C - Résultats et discussions*

### *I. Caractérisation des débits appliqués au RAFADE*

Les eaux usées sont interceptées au niveau du rejet vers le réseau de la ville et sont refoulées par pompage automatisé, contrôlé par deux bougie électriques, vers la station à l'aide d'une canalisation enterrée parcourant une distance de 1030 m avec une HMT de 11m.

La charge hydraulique est un facteur déterminant dans le dimensionnement et les performances des installations d'épuration. La station d'épuration de l'IAV Hassan II a été dimensionnée pour recevoir un débit moyen de 1l/s.

#### **I.1 Charge hydraulique quotidienne**

Pour l'estimation de la charge moyenne reçue au niveau de la STEP, nous avons effectué un suivi sur les bâchés qui parviennent à la station quotidiennement.

La formule générale utilisée pour déterminer le volume total d'eau usée reçue par jour est :

$$V = Q.T.N \quad (35)$$

Avec

V : volume total d'eau qui entre à la station par jour ;

Q : débit de la pompe qui alimente la station (7,02 l/s) ;

T : durée moyenne de la bâchée (2 mn) ;

N : nombre des bâchées enregistré (de 8h à 24h).

Le débit journalier arrivant à la station varie entre une valeur 1,63 et 0 l/s avec une valeur moyenne de 0,98 l/s. Ce débit est calculé entre 8h et 24h. Le débit de point est enregistré à 14h tandis que le débit s'annule après minuit.

La figure (29) représente la variation du débit d'alimentation de la station d'épuration pendant la journée. Ce débit varie en fonction du temps.

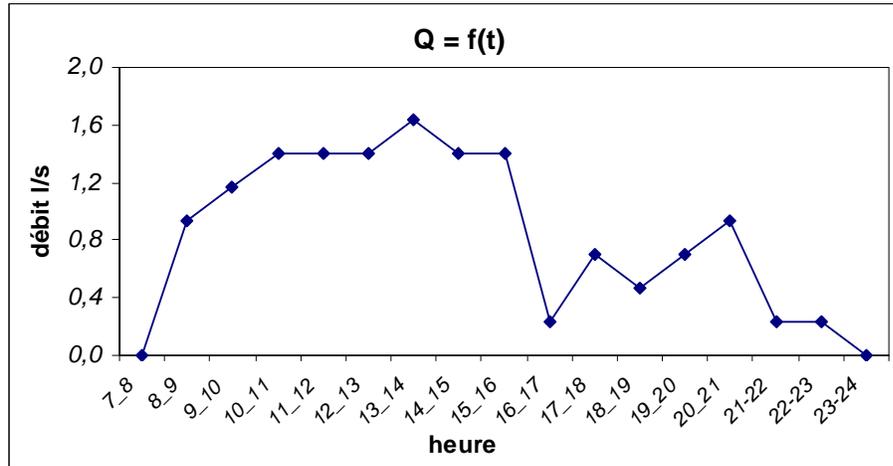


Figure 29: Variation journalière du débit d'eau intercepté par la STEP

Ainsi, le volume journalier qui arrive à la station varie entre 34 et 65 m<sup>3</sup> avec une moyenne de 54 m<sup>3</sup> et un écart type de 11,9.

La figure (30) représente le volume cumulé d'eau qui parvient à la station.

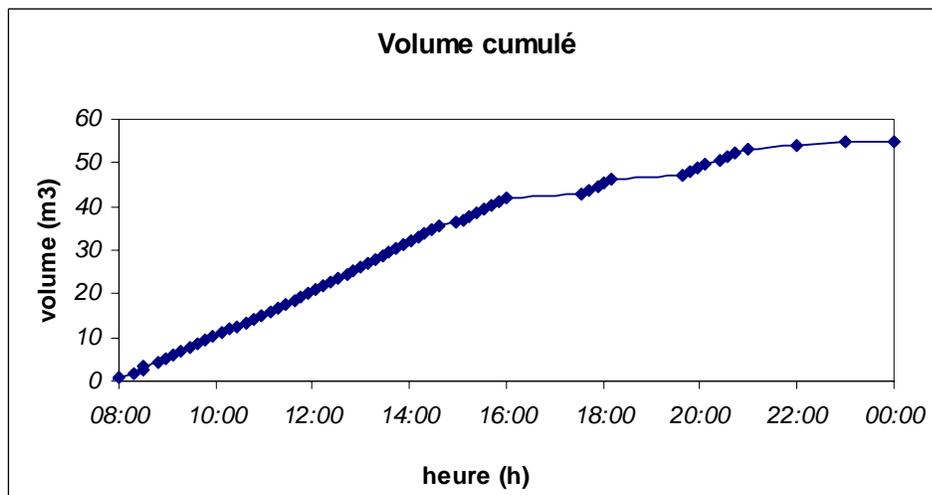
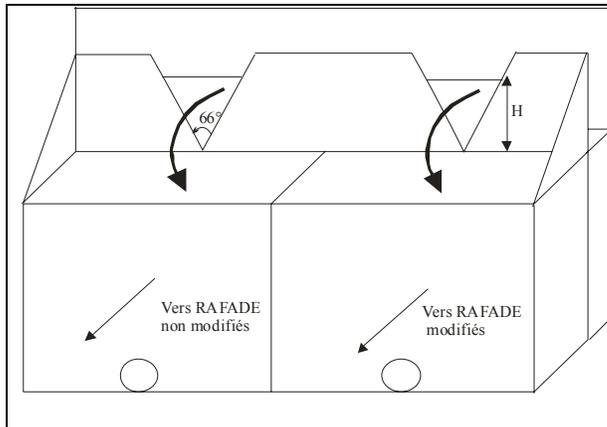


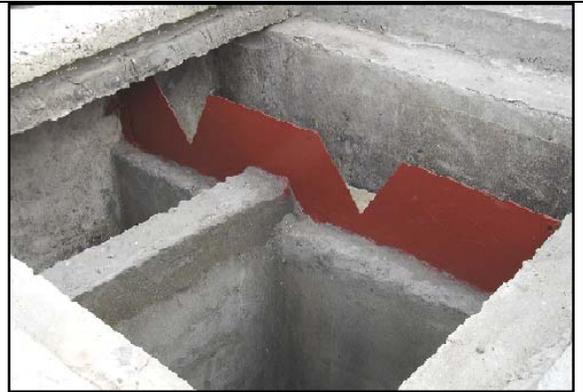
Figure 30: Volume cumulé d'eau reçu par la STEP

## I.2 Répartition du débit entre les filières des RAFADE

La distribution des eaux usées entre les deux filières des RAFADE a été obtenue grâce à l'installation de deux déversoirs triangulaires au niveau du bassin de distribution.



**Figure 31: Bassin de dissipation avec déversoir**



**Figure 32: Répartiteur de débit**

L'étalonnage des déversoirs a permis de déterminer le coefficient  $C_d$  du déversoir lequel a été utilisé pour le suivi de débit appliqué à chaque filière de RAFADE.

La formule utilisée dans les calculs est la suivante :

$$C_d = \frac{Q}{\operatorname{tg}\left(\frac{\theta}{2}\right) * H^{\frac{5}{2}} * \frac{8}{15} * \sqrt{2 * g}} \quad (36)$$

Avec

$Q$  : Le débit (l/s);

$C_d$  : Le coefficient de déversoir ;

$g$  : L'accélération de la pesanteur ( $\text{m/s}^2$ );

$\theta$  : L'angle formé par les parois de l'échancrure;

$H$  : La charge piezométrique fictive ou hauteur de la surface liquide amont par rapport au point bas de l'échancrure (m).

Après avoir déterminé  $C_d$ , une relation directe du débit peut être utilisée

$$Q = 1,16 \cdot H^{2/5}$$

Le suivi du débit passant par les deux déversoirs installés a montré que les deux filières du RAFADE reçoivent la même quantité d'eau usée soit  $27 \text{ m}^3/\text{j}$ .

## *II. Calcul des pertes de charge dans chacune des filières RAFADE*

Les pertes de charge occasionnées par le nouveau dispositif de distribution de l'influent et de collecte de l'effluent ont été déterminées.

Dans les calculs, on a considéré le débit de point qui est égal à 0,815 l/s pour chacune des deux filières.

La formule utilisée pour le calcul de la perte de charge dans les canalisations est celle de *Hazen William* :

$$\Delta H = 1,21.10^{10} \cdot (Q/C_{hw})^{1.852} \cdot D_i^{-4,87} \cdot L \quad (29)$$

Avec

$\Delta H$  : Perte de charge dans la conduite en mCE ;

$Q$  : Débit en tête dans la conduite (l/s) ;

$C_{hw}$  : Coefficient de Hazen William pris égale à 150 pour les PVC et 140 pour le PE

$D_i$  : Diamètre intérieur de la conduite (mm) ;

$L$  : Longueur de la conduite (m).

Dans cette approche, nous avons converti les pertes de charge singulières en équivalent mètre linéaire à partir de l'abaque présenté dans la figure (33)

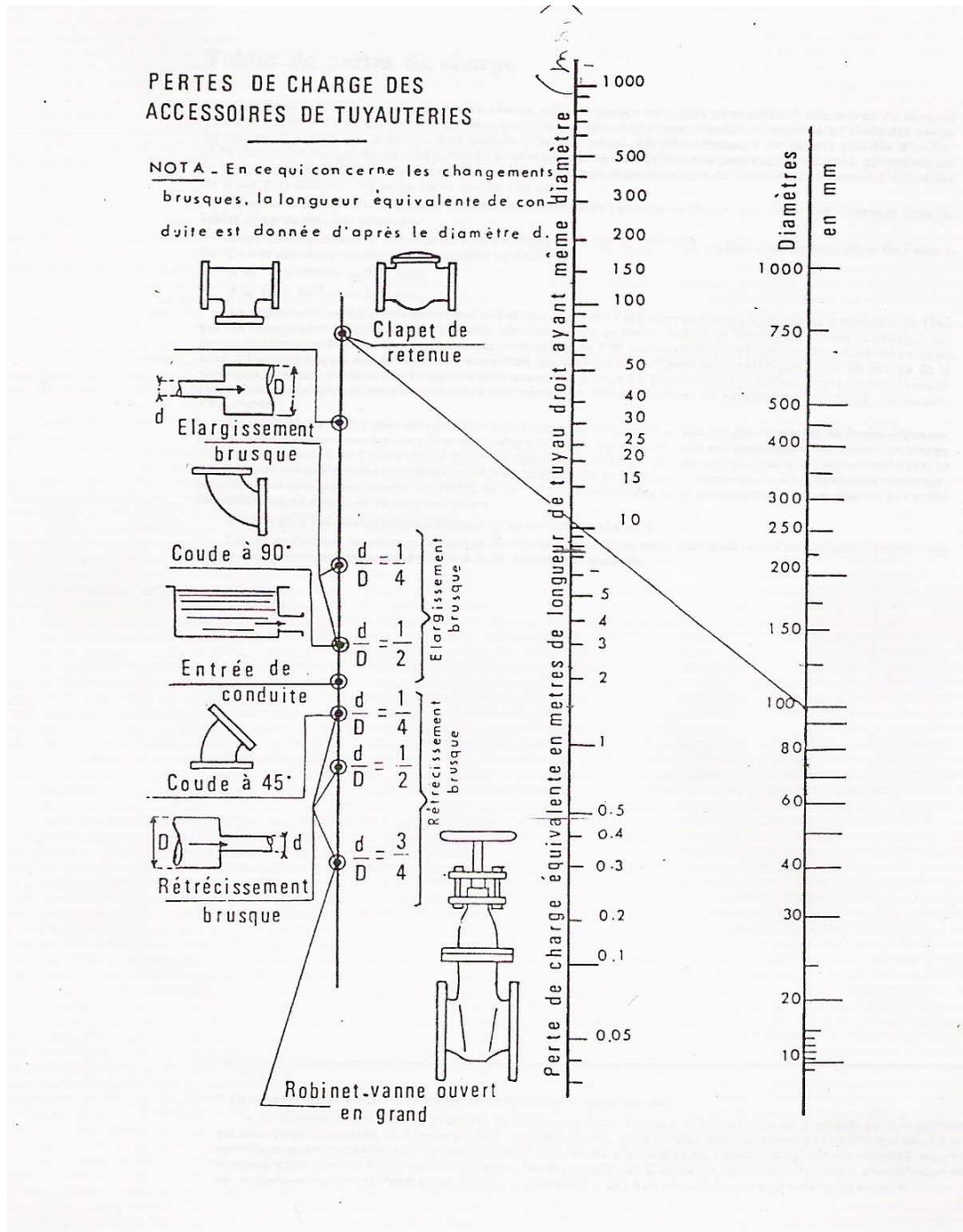


Figure 33 Abaque des PdC singulière des accessoires de tuyauteries (longueur équivalente) (Chafiol et al., 1986)

**Tableau 5: Equivalent en mètre linéaire (ml) des accessoires de tuyauteries**

<b>Singularité</b>	<b>Equivalent en ml</b>
coude (75mm) fermé	1,5
coude (75mm) ouvert	1
coude (63mm) fermé	1,3
TE (75mm)	5
TE (63mm)	4,5
vanne	0,5

<b>Filière</b>	<b>RAFADE modifié</b>	<b>RAFADE non modifié</b>
Perte de charge (mCE)	0,1	0,06

La perte de charge totale des RAFADE non modifié est inférieure à celle des RAFADE modifiés. En multipliant le nombre des points de sortie et d'entrée de cette dernière filière du RAFADE, on a multiplié ainsi les pertes de charge dues aux accessoires des conduites.

(Les tableaux détaillés de calcul sont dans l'annexe)

### III. Résultats du test de traçage des réacteurs pilotes

La figure (34) présente la courbe de distribution des temps de séjours obtenue suite au test de traçage des réacteurs pilotes. C'est une représentation de l'évolution de la concentration du traceur à la sortie de R1 et R2 pendant la durée du test.

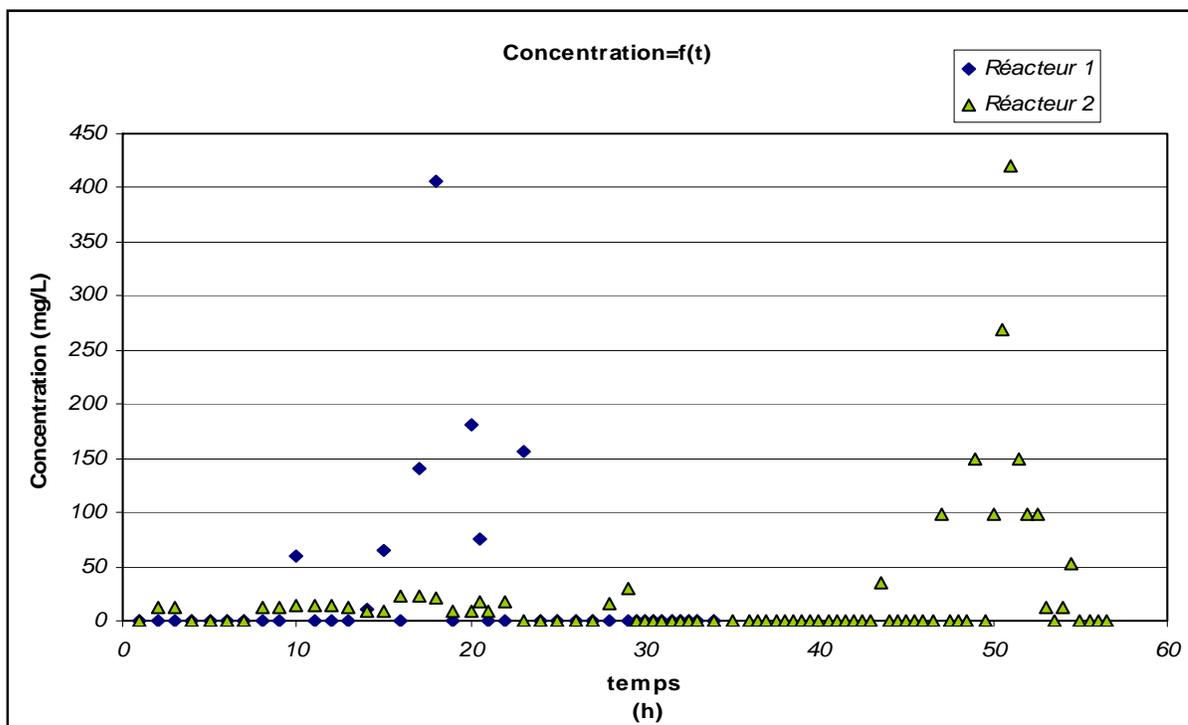


Figure 34: Courbe de restitution des temps de séjour des réacteurs pilotes

D'après la courbe de restitution des temps de séjours, on peut tirer les résultats représentés dans le tableau 6.

**Tableau 6: Résultats obtenus par le test du traçage des réacteurs pilotes**

	<b>R1</b>	<b>R2</b>
<b>M<sub>0</sub> (mg)</b>	943,54	1028,65
<b>M<sub>1</sub> (mg*h)</b>	37410,56	18864,06
<b>M<sub>2</sub> (mg*h<sup>2</sup>)</b>	1733535,23	355633,63
<b>δ<sup>2</sup></b>	265,21	9,42
<b>τ<sup>2</sup></b>	1560,25	625,00
<b>δ<sup>2</sup>/τ<sup>2</sup></b>	0,1700	0,0151
<b>Pe</b>	10,6709	129,7921
<b>d</b>	0,0937	0,0077
<b>TRH (h)</b>	18,33	39,64
<b>n</b>	6	66
<b>1-1/n</b>	0,83	0,98

Pour les deux réacteurs R1 et R2, le nombre de Peclet (Pe), qui est un indicateur du type d'écoulement hydraulique, tend vers zéro, ce qui signifie qu'on a un écoulement qui s'approche du piston idéal.

La quantité de Bromure de Potassium injectée sort presque au même moment des réacteurs. Les particules d'eau qui entrent dans le réacteur en même temps, restent groupées et quittent ce dernier en même temps donc elles ont le même temps de séjour et subissent des conditions analogues de dégradation de la matière organique.

Après 10 heures de l'injection de KBr, on commence à récupérer des faibles quantités du traceur à la sortie du R1. Le pic de cette concentration est à 20 heures, cette dernière s'annule vers 23 heures et c'est à la sortie du R2 que commence à sortir les particules du traceur.

On remarque qu'il y'a une différence de temps entre l'heure où le traceur a quitté totalement R1 et le moment où il a commencé à sortir de R2.

Le nombre de dispersion calculé pour le premier réacteur est supérieur à celui calculé pour le deuxième réacteur, cela indique qu'on a un écoulement plus proche du piston dans R2 que dans R1.

L'utilisation du modèle des réacteurs en série montre que l'écoulement s'approche plus du type piston idéal dans R2 ( $n = 66$ ) que dans R2 ( $n = 6$ ).

➔ Avec cette disposition des conduites de distribution de l'influent, et des points de collecte de l'effluent, l'écoulement obtenu est de type piston dispersif puisqu'on trouve des nombre de dispersion qui s'approchent de zéro.

#### *IV. Traçage du RAFADE échelle réelle*

**Les objectifs visés du test de traçage sont :**

- La détermination des profils hydrodynamiques et des temps de rétention hydraulique (TRH) réels de chacune des deux filières du RAFADE.
- La comparaison des résultats obtenus pour la filière modifiée et celle non modifiée.
- La détermination du type d'écoulement hydraulique dans le RAFADE.
- La détermination de la constante cinétique de premier ordre de biodégradation. ( $k$ ) pour chacun des réacteurs anaérobies des deux filières.

Le suivie et la prise des échantillons sont faits pendant 70 heures

##### **IV.1 Courbes de restitution**

Les courbes de restitution obtenues pour la filière modifiée et celle non modifiée sont présentées respectivement dans les figures (35) et (36).

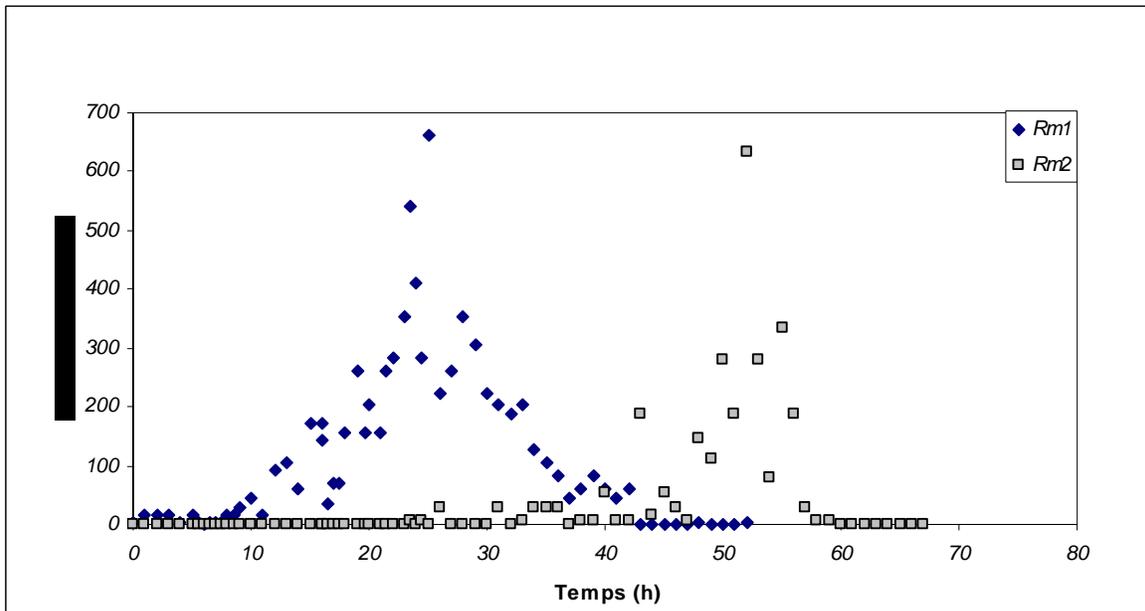


Figure 35: Courbe de restitution des temps de séjour du RAFADE modifié

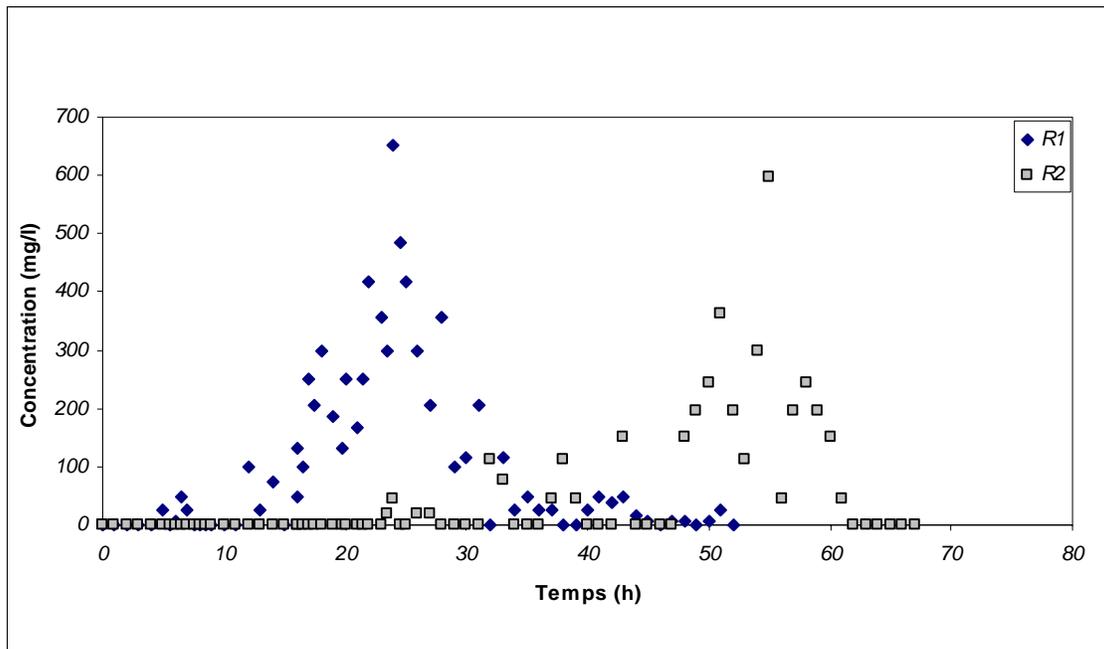


Figure 36: Courbe de distribution des temps de séjour du RAFADE non modifié

## **IV.2 Paramètres caractéristiques de l'écoulement**

Le test de traçage a permis de tirer plusieurs paramètres qui caractérisent le type d'écoulement dans chacun des réacteurs anaérobies. Ces paramètres sont présentés dans le tableau (7) pour les deux filières RAFADE.

**Tableau 7: Résultats obtenus par le test de traçage des deux filières du RAFADE modifié et non modifié**

Paramètres calculés	Filière RAFADE modifiée		Filière RAFADE non modifiée	
	Rm1	Rm2	R1	R2
<b>M0 (mg)</b>	1,8 E+6	1,8 E+6	1,7 E+6	1,6 E+9
<b>M1 (mg*h)</b>	3,7 E+7	8.8 E+7	4,1 E+7	8,1 E+10
<b>M2 (mg*h<sup>2</sup>)</b>	8,5 E+8	4,4 E+9	1,1 E+9	3,9 E+12
$\delta^2$	47,77	20,03	73,47	15,43
$\tau^2$	446,20	2494,32	540,19	2423,46
$\delta^2/\tau^2$	0,1071	0,0080	0,1360	0,0063
<b>Pe</b>	17,62	248,11	13,62	313,13
<b>d</b>	0,0568	0,0040	0,0734	0,0032
<b>TRH (calculé) (h)</b>	21,12	28,64	23,24	26
<b>TRH (théorique) (h)</b>	30,78	30,78	30,74	29,5
<b>n</b>	9	114	7	157
<b>1-1/n</b>	0,89	0,99	0,86	0,99
<b>Volume mort (%)</b>	20	7	14	12
<b>K (j<sup>-1</sup>)</b>	0,9415	0,2368	1,0953	0,3945

### IV.3 Comparaison entre les résultats des deux filières

#### ✓ La variance de distribution du traceur $\delta^2$

La variance de distribution du traceur représente le degré de mélange du traceur injecté à l'intérieur du réacteur :

$$\delta^2 = \frac{M_2}{M_0} - \frac{M_1^2}{M_0^2}$$

Pour le RAFADE modifié :

$$\left\{ \begin{array}{l} \delta^2_{Rm1} = 47,77 \\ \delta^2_{Rm2} = 20,03 \end{array} \right.$$

Pour le RAFADE non modifié :

$$\left\{ \begin{array}{l} \delta^2_{R1} = 73,47 \\ \delta^2_{R2} = 15,43 \end{array} \right.$$



La valeur de la variance de distribution des temps de séjour du R1 est supérieure à celle du Rm1. Cette différence est due à ce que le nombre des points d'entrée dans Rm1 est supérieur à celui dans R1.

Cependant la situation est inversée pour R2 et Rm2, cela est dû à ce que R2 contient une seule entrée dirigée contre le mur du réacteur. Avec un débit faible, cette disposition de conduite diminue le degré de mélange au sein du RAFADE.

#### ✓ Le nombre de Peclet $Pe$

Le nombre de Peclet est un paramètre adimensionnel qui caractérise le type d'écoulement dans un réacteur :  $\frac{\delta^2}{\tau^2} = 2 \cdot d - 2 \cdot d^2 \cdot (1 - e^{1/d})$

$$Pe = \frac{1}{d}$$

Une valeur zéro pour  $Pe$  ( $Pe=0$ ) indique que le réacteur possède un écoulement hydraulique de type mélange complet, tandis qu'une valeur de  $Pe$  tendant vers l'infini ( $Pe=\infty$ ) indique que le réacteur possède un écoulement hydraulique de type piston.

Une valeur de  $Pe$  située entre zéro et l'infini indique que le réacteur ne possède ni un écoulement de type piston ni de type mélange complet ; c'est un écoulement piston dispersif.

Pour le RAFADE modifié :

$$\begin{cases} Pe_{Rm1} = 17,62 \\ Pe_{Rm2} = 248,11 \end{cases}$$

Pour le RAFADE non modifié :

$$\begin{cases} Pe_{R1} = 13,62 \\ Pe_{R2} = 313,13 \end{cases}$$



Le nombre de Peclet du Rm1 est supérieur à celui du R1, or le nombre de Peclet pour R2 est supérieur à celui de Rm2. Ce résultat va dans le même sens avec celui trouvé par la variance de distribution.

- Le type d'écoulement dans Rm1 s'approche plus du piston que dans R1
- Le type d'écoulement dans R2 s'approche plus du piston que dans Rm2

Dans tous les réacteurs on a  $0 < Pe < \infty$ , le modèle d'écoulement existant est du type piston dispersif.

### ✓ La constante cinétique de premier ordre de biodégradation (k)

La constante cinétique de premier ordre de biodégradation (k), représente l'activité des bactéries hétérotrophes qui dégradent la matière organique admise dans un réacteur pour tirer l'énergie nécessaire à leur maintien et leur croissance.

Si la DCO à l'entrée ( $C_e$ ), à la sortie ( $C_s$ ), le nombre de dispersion (d) et le temps de séjour sont connus. La constante cinétique de premier ordre de biodégradation peut être calculée d'après l'équation :

$$\frac{C}{C_0} = \frac{4ae^{\frac{1}{2d}}}{(1+a)^2 e^{\frac{a}{2d}} - (1-a)^2 e^{\frac{a}{2d}}} \quad (14)$$

$$a = \sqrt{1 + 4 * k * t * d} \quad (16)$$

Les DCO (CE, Cs) utilisée pour le calcul de (k) sont celles calculées dans le troisième chapitre.

Pour le RAFADE modifié :

$$\begin{cases} k_{Rm1} = 0,9415 \\ k_{Rm2} = 0,2368 \end{cases}$$

Pour le RAFADE non modifié :

$$\begin{cases} k_{R1} = 1,0953 \\ k_{R2} = 0,3945 \end{cases}$$



Le réacteur R1 a une valeur plus importante de la constante de premier ordre de biodégradation que celle du réacteur Rm1. Le même résultat est obtenu pour R2 qui est caractérisé par une dégradation de la matière organique plus intensif que dans Rm2. cela signifie qu'il y'a une élimination plus importante de la matière organique dans la filière non modifiée que dans la filière modifiée. Ce résultat peut être expliqué par le fait que la filière gauche a subit des modifications dans le système de distribution de l'influent et de collecte de l'effluent. Le contenu des réacteurs a été vidangé. Les réacteurs ont besoin du temps pour se remettre à leur vitesse de croisière et leur rendement optimum. Le contact avec l'oxygène lors des opérations de vidange et de remplissage a du entraîner une chute de l'activité des bactéries anaérobies.

#### ✓ Le pourcentage de volume mort

Connaissant le temps de séjour réel, on peut calculer le pourcentage de volume mort par l'équation suivante :

$$V(\%) = 100 * \left(1 - \frac{\tau_m}{\tau_{th}}\right) \quad (30)$$

Avec

$\tau_m$  : temps de rétention hydraulique trouvé par le test de traçage

$\tau_{th}$  : temps de rétention théorique ( $\tau_{th} = V/Q$ )

Pour le RAFADE modifié :

$$\left\{ \begin{array}{l} V_{Rm1} = 20 \% \\ V_{Rm2} = 7 \% \end{array} \right.$$

Pour le RAFADE non modifié :

$$\left\{ \begin{array}{l} V_{R1} = 14 \\ V_{R2} = 12\% \end{array} \right.$$

↪ Que c'est au niveau de la filière modifiée ou non modifiée, le pourcentage de volume mort dans le deuxième réacteur est moins important que dans le premier réacteur. Ce pourcentage reste faible et peut être négligé.

La différence entre les volumes morts entre R1 et Rm1 s'explique par le fait que dans Rm1 le débit est divisé sur 4 points d'entrée diamétralement opposés au fond du réacteur. En arrivant, l'eau à une vitesse moins importante que dans R1 où il y a seulement deux entrées. La différence de vitesse de l'influent est due à la dénivelée qui existe entre le bassin de distribution et R1 qui est plus importante que celle existante entre R1 et R2. De ce fait, le degré de mélange dans R1 est plus important que dans Rm1.

Le pourcentage du volume mort dans les réacteurs R1 et Rm1 reste faible dans son ensemble et correspond aux valeurs attendues dans ce type de réacteur.

#### ✓ Le nombre des réacteurs en série

Pour les modèles d'écoulement piston idéal, on simule la présence d'un mélange idéal dans le sens latéral, mais il n'y a aucun mélange longitudinal, ainsi le réacteur peut être subdivisé en plusieurs zones ou petits volumes ( $\Delta V$ ) où le substrat est complètement mélangé.

$$\frac{t_p}{\tau} = 1 - \frac{1}{n}$$

Plus le nombre de réacteur en série est grand, plus l'écoulement s'approche du piston idéal. Inversement plus le n est petit, plus l'écoulement s'approche du mélange complet.

Pour le RAFADE modifié :

$$\begin{cases} n_{Rm1}=9 \\ n_{Rm2}=114 \end{cases}$$

Pour le RAFADE non modifié :

$$\begin{cases} n_{R1}=7 \\ n_{R2}=157 \end{cases}$$



Le résultat tiré par ce modèle confirme que l'écoulement dans R2 et Rm2 s'approche plus du type piston que dans R1 et Rm1 (on trouve un nombre plus important des réacteurs équivalents pour R2 et Rm2).

#### **IV.4 Comparaison des résultats des réacteurs d'une même filière**

Pour les deux filières, le degré de mélange dans le premier réacteur est plus important que celui dans le deuxième réacteur. Cette différence entre les deux variances de distribution des temps de séjour est due à ce que le premier réacteur reçoit l'eau avec une énergie cinétique et une vitesse importantes. Le niveau dans R1 monte lentement et l'eau passe dans R2 progressivement. Donc l'eau arrive avec un débit dans R2 moins important et qui ne provoque pas le mélange du contenu de R2.

#### **IV. 5 Homogénéité de l'écoulement**

Le test de traçage effectué nous a permis de mettre en évidence l'hétérogénéité des écoulements au sein du réacteur. L'écoulement a plusieurs cheminements préférentiels qui se traduisent par des volumes variables à la sortie des réacteurs.

Des dilutions variables du traceur dans l'effluent sont plutôt un indice de passages préférentiels et non pas de courts circuits.

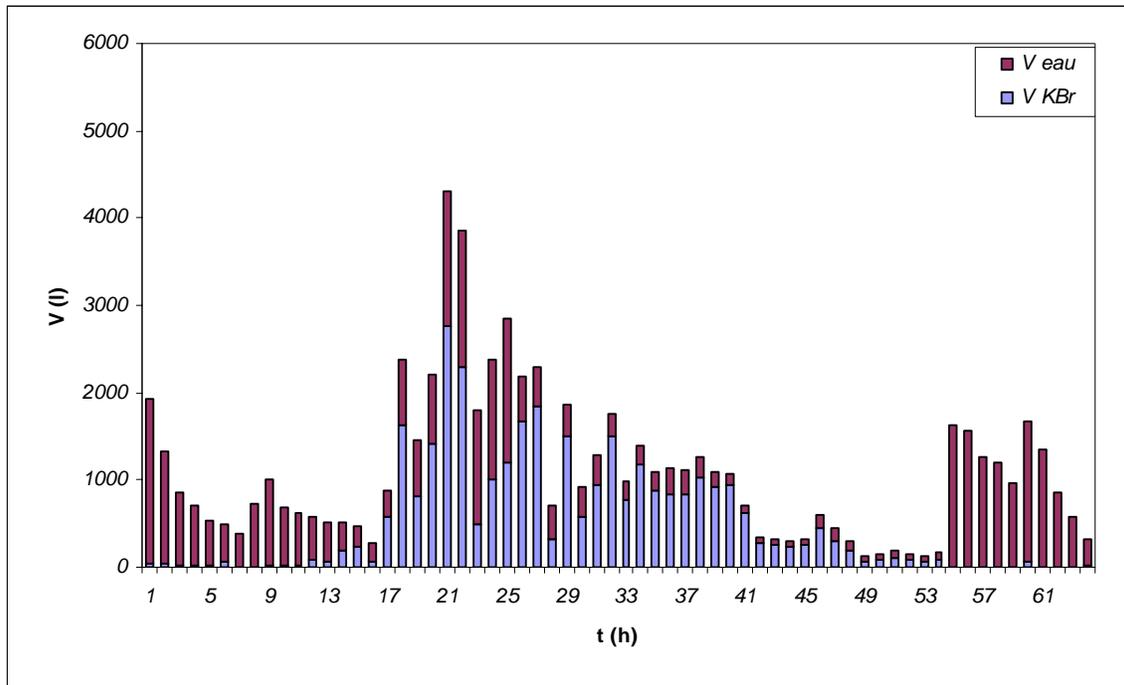


Figure 37 : Volume restitué et dilution du traceur dans l'effluent de Rm1

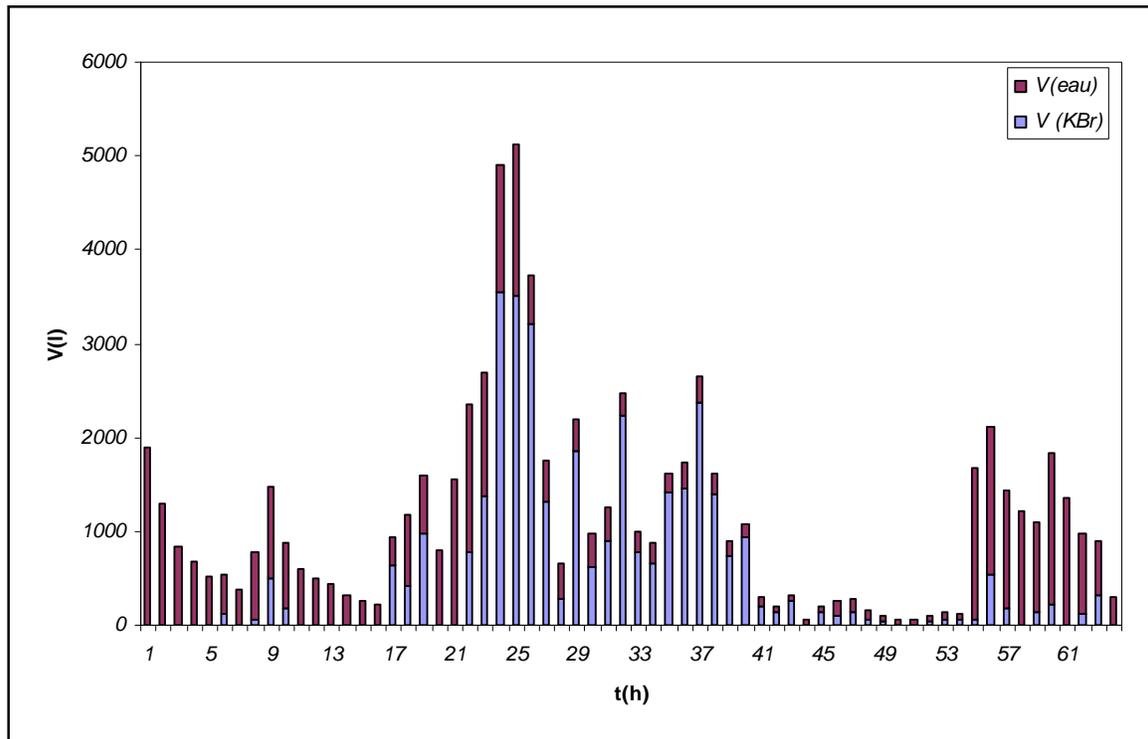


Figure 38 : Volume restitué et dilution du traceur dans l'effluent de R1

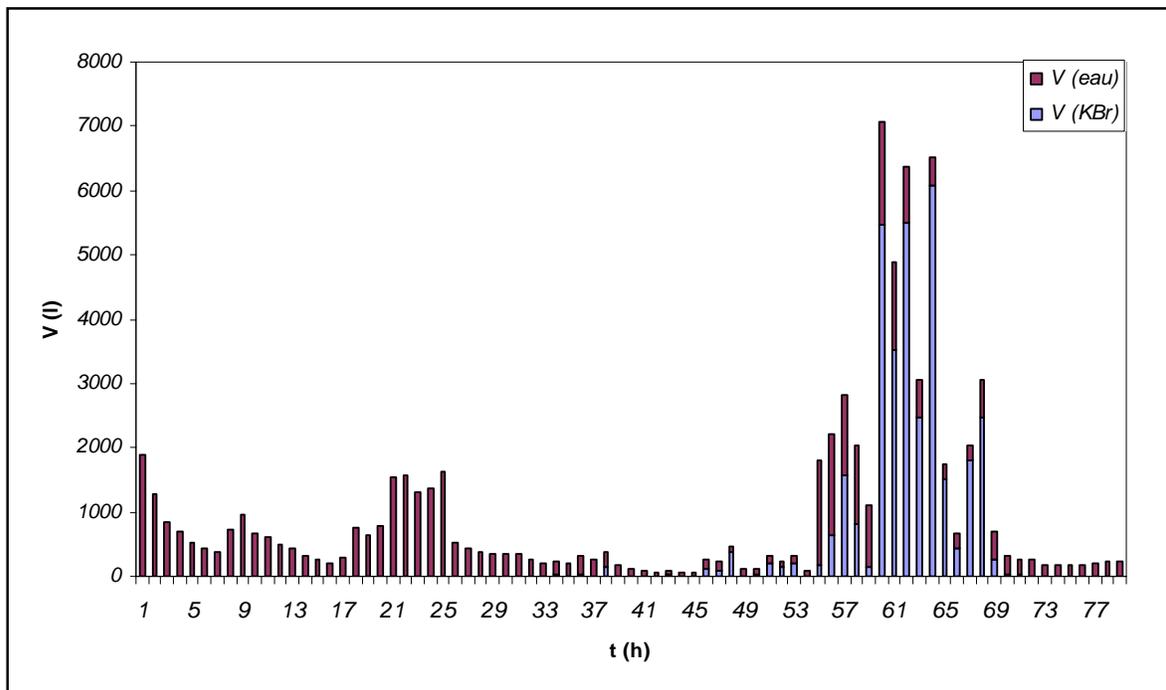


Figure 39 Volume restitué et dilution du traceur dans l'effluent de Rm2

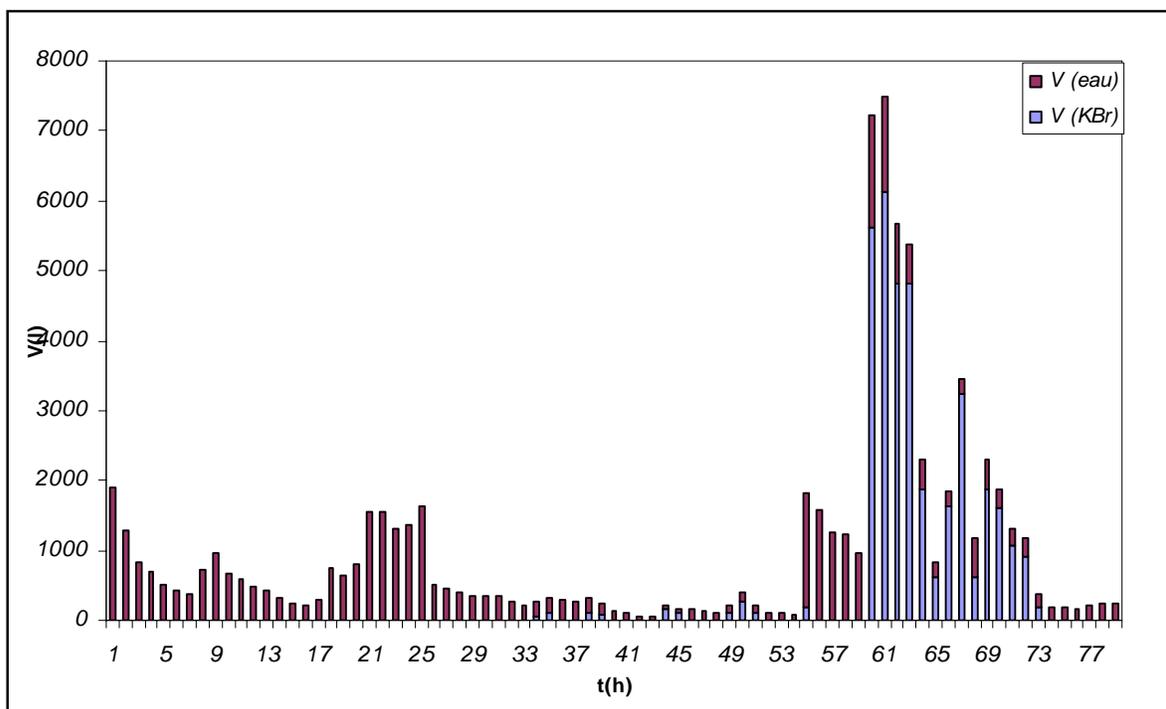


Figure 40 Volume restitué et dilution du traceur dans l'effluent de Rm2

D'après les figures 37 et 38 La modification effectuée entraîne une amélioration du régime hydraulique de Rm1 comparativement à R1 où les sorties du sel présentent des pics qui s'étalent dans le temps (journée) et coïncident avec l'arrivée de l'eau dans le réacteur. Cet effet est très fortement éliminé au niveau du Rm1 sans que cela ne se répercute sur le pourcentage du volume mort qui reste voisin de celui de R1, 20 contre 14 %.

En comparaison avec les réacteurs Rm1 et R1, les figures 39 et 40 montrent que le sel quitte les réacteurs Rm2 et R2 pendant une durée relativement limitée, soit 20 h au lieu de 40 h pour la filière modifiée et 24 h au lieu de 53 dans la filière non modifiée.

Pn assiste donc à la mise en place d'un régime hydraulique du type piston dans les réacteurs Rm2 et R2. Ainsi les modifications apportées au niveau des entrées et des sorties de Rm2 n'ont pas influencé significativement le régime hydraulique.

## *Conclusion*

Le test de traçage effectué nous a permis de caractériser le comportement hydraulique de chacun des réacteurs et de calculer la constante de 1<sup>er</sup> ordre de biodégradation de la matière organique. On peut tirer ainsi les résultats suivants :

- Le fait de multiplier le nombre des entrées et des sorties avait un effet positif sur le comportement hydraulique du Rm1. En effet, dans ce dernier le débit est divisé sur 4 points d'entrée ce qui réduit le degré de mélange du contenu du réacteur et assure un écoulement plus proche du type piston idéal.
- L'eau passe progressivement dans R2 avec un débit et une vitesse moins importante que dans R1. Ce fait est prouvé par des valeurs de la variance de distribution des temps de séjour et du nombre de dispersion moins importantes dans R2 que dans R1.  
Le fait de multiplier le nombre des points d'entrée et d sortie de l'eau n'avait pas un effet positif sur la distribution de l'eau au sein du réacteur Rm2 ; avec une seule entrée dans R2 des RAFADE non modifiée on a un écoulement plus proche du piston idéal.
- D'après les constantes cinétiques de premier ordre de biodégradation (k) calculées, la plus part de la matière organique est éliminée dans les premiers réacteurs. R1 et Rm1 ont un potentiel de dégradation de la matière organique plus important que celui de R2 et Rm2.

*Chapitre III : Performances  
épuration des RAFADE*



## *A – Revue bibliographique*

### *I. Performances des réacteurs*

Pour les systèmes anaérobies, des équations empiriques ont été établies pour mettre la relation entre le taux d'élimination de la DCO et le temps de séjour dans les réacteurs.

$$E = 1 - C_e/C_i = 1 - C_1 (\text{TRH})^{-C_2} \quad (31)$$

Avec

E : taux d'élimination de la DCO en % ;

C<sub>e</sub> : concentration de l'effluent en DCO ;

C<sub>i</sub> : concentration de l'influent en DCO ;

C<sub>1</sub> et C<sub>2</sub> : Constantes empiriques.

Pour les différents systèmes de traitement anaérobie et pour des températures supérieures à 20°C, l'efficacité d'élimination de la DCO peut dépasser 80 %, ce qui varie considérablement c'est le temps de rétention hydraulique nécessaire pour chaque système de traitement (van Haandel et Lettinga, 1994).

Pour avoir un rendement de 80 % dans les RAFADE, le temps de séjour requis est de 45 heures mais il est de 144 heures dans le bassin anaérobie démontrant ainsi l'utilité de l'approche retenue dans la réduction de l'emprise sur le terrain des ouvrages (El Hamouri, 2005).

Les valeurs correspondantes pour les RAFADE pour a et b obtenues à l'IAV sont respectivement 0,56 et 1,82.

$$E = 1 - 1,82 (\text{TRH})^{-0,56} \quad (32)$$

**Tableau 8: Valeurs des constantes empiriques caractéristiques et les TRH correspondants pour avoir un taux d'élimination de la DCO de 80% pour différents systèmes anaérobies**

(Température >20°C)

Système <sup>(1)</sup>	C1	b	TRH (h) pour E = 80%
UASB <sup>(2)</sup>	0,68	0,68	5,5
EGSB <sup>(2)</sup>	0,56	0,60	5,5
Filtre anaérobie <sup>(2)</sup>	0,87	0,50	20
RALF <sup>(2)</sup>	1,53	0,64	24
RAFADE (Rabat)** <sup>(3)</sup>	1,82	0,56	45
Bassin anaérobie * <sup>(2)</sup>	2,4	0,50	144 (6 j)

\* le taux d'abattement de la DBO ; \*\* la température oscille entre 14 et 26 °C. <sup>(1)</sup> les systèmes présentés comporte un seul réacteur à l'exception du SADP qui consiste en deux réacteurs en série ; <sup>(2)</sup> les données sont rapportées par van Haandel et Lettinga (1994) ; <sup>(3)</sup> El Hafiane (2003).

## II. Expression de la performance des réacteurs

L'expression de la performance d'un système de traitement se fait en général par un taux d'abattement d'un paramètre de pollution de l'eau. Celui de la DCO est calculé en se référant à l'équation (3.3)

$$TA_{DCO} = (DCOt_{in} - DCOD_{ef}) / DCOT_{in} \quad (33)$$

Avec

TA<sub>DCO</sub>: Taux d'abattement de la DCO ;

DCOt<sub>in</sub>: DCO totale de l'influent ;

DCOD<sub>ef</sub>: DCO décantée de l'effluent.

## *B - Matériels et méthodes*

### *I. Échantillonnage et mesures in situ*

Afin de comparer les performances épuratrices des deux filières de traitement anaérobie, deux méthodes d'échantillonnage ont été suivies :

- a. Échantillonnage composite :** qui consiste à prélever 1l d'eau toute les deux heures de 8 h à 20h à l'entrée et à la sortie des réacteurs. Les échantillons prélevés sont mélangés, homogénéisés puis utilisés pour la confection d'un échantillon composite d'un litre.
- b. Échantillon ponctuel :** qui consiste à prélever 1l d'eau à la même heure, chaque jour, à la sortie et l'entrée des réacteurs, pour faire les mesures de pH, température, conductivité et les matières décantables.

Les échantillons composites effectués sont analysés pour déterminer les paramètres suivants :

DCO<sub>t</sub>, DCO<sub>d</sub>, (effectué sur un échantillon laissé décanté pendant 30 mn), DBO<sub>5</sub>, Pt, P-PO<sub>4</sub>, MST, MVT, MES, MVS, NTK, N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup>.

L'efficience ou le rendement d'un système d'épuration dans l'élimination d'un paramètre est définie comme le rapport de la différence entre les concentrations à l'entrée et à la sortie, des deux filières de réacteurs, et de la concentration à l'entrée.

Ce rapport est exprimé en %.

$$TA = \frac{Ci - Ce}{Ci} \times 100$$

Avec :

TA : Taux d'abattement du paramètre (%);

Ci : Concentration à l'entrée (mg/l);

Ce : Concentration à la sortie (mg/l).

## *II Méthodes d'analyse*

Les échantillons d'eau prélevés subissent des mesures et des analyses pour la détermination des paramètres physiques et chimiques. Les analyses sont effectuées selon l'analyse de l'eau, eaux naturelles, eaux résiduaires, eau de mer (Rodier, 1996). Seule la détermination des AGV est effectuée selon Standard methods for water and wastewater examination (APHA, 1989).

### **II.1 Paramètres physiques**

#### **II.1.1 pH et la température**

Des mesures de pH et de température sont effectuées in situ à l'aide d'un pH-mètre type 744 pH Metrohm.

#### **II.1.2 Conductivité électrique (CE)**

La conductivité électrique est effectuée in situ à l'aide d'un conductivimètre WTW LF 197.

### **II.2 Matières solides**

#### **II.2.1 Matières décantables (MD)**

Un volume de 1 litre est laissé au repos pendant 2 heures dans un cône d'Imhoff. La quantité de matières décantables est déterminée par volumétrie.

#### **II.2.2 Matières en suspension (MES) et les matières volatiles en suspension (MVS)**

##### **▣ MES**

**Principe :** Connaître la quantité de solide en suspension dans l'eau.

Les filtres utilisés sont des Whatman # 40 d'un diamètre de 5,5 cm. Les filtres sont humectés avec de l'eau distillée pour enlever toute trace de poussière, puis ils sont

séchés à l'étuve à 100°C jusqu'à évaporation de l'eau et obtention d'un poids constant puis pesés ( $m_1$  (g)).

La filtration d'un échantillon de 100 ml (V) est faite à l'aide d'un appareil de filtration sous vide. Les filtres sont mis par la suite à l'étuve à 100°C, pendant 2 heures puis pesés de nouveau ( $m_2$  (g)).

**Expression des résultats :**

$$\text{MES (mg/l)} = (m_2 - m_1) / V * 1000\ 000$$

**▣ MVS**

**Principe :** Connaître la quantité des matières volatiles en suspension dans l'eau.

Les matières volatiles en suspension (MVS) se font après avoir fait les matières en suspension (MES).

Les filtres ayant servis pour la détermination des MES sont mis dans des creusets, après les avoir pesés ( $m_3$  (g)), ils sont ensuite calcinés dans un four à moufle à 530°C pendant 2 heures et pesés de nouveau ( $m_4$  (g)).

**Expression des résultats :**

$$\text{MVS (mg/l)} = (m_3 + (m_2 - m_1) - m_4) / V * 1\ 000\ 000$$

➤ Le facteur 1 000 000 est pour exprimer la concentration en mg/l.

### II.2.3 Matières sèches totales (MST) et les matières volatiles totales (MVT)

**▣ MST**

**Principe :** Connaître la quantité de matière soluble et en suspension dans une eau non filtrée ou non centrifugée.

Un volume d'eau de 50 ml bien mélangé est mis dans des creusets, pesés au préalable ( $m_1$ (g)) ce volume d'eau est évaporé dans une étuve à 100 °C pendant 24 heures et pesé( $m_2$ (g)).

**Expression des résultats :**

$$\text{MST (mg/l)} = (m_2 - m_1) / V * 1\,000\,000$$

**▣ MVT**

**Principe :** Connaître la quantité de matière volatile totale dans l'eau.

Les creusets sont par la suite calcinés dans un four à moufle à 530°C pendant 2 heures et pesés de nouveau ( $m_3$ (g)) pour déterminer la fraction volatile des matières sèches totales.

**Expression des résultats :**

$$\text{MVT (mg/l)} = (m_2 - m_3) / V * 1\,000\,000$$

➤ Le facteur 1 000 000 est pour exprimer la réponse en mg/l.

## **II.3 Composés organiques**

### **II.3.1 Demande chimique en oxygène (DCO)**

La demande chimique en oxygène est la quantité d'oxygène consommée par des matières existantes dans l'eau et oxydables dans des conditions opératoires bien définies.

**▣ Principe :**

La mesure correspond à une estimation des matières oxydables dans l'eau, quelque soit leur origine organique ou minérale.

La méthode de mesure est une oxydation à chaud par le dichromates de potassium ( $K_2Cr_2O_7$ ). Certaines matières contenues dans l'eau sont oxydées par un excès de  $K_2Cr_2O_7$ , en milieu acide et en présence de sulfate d'argent ( $Ag_2SO_4$ ) comme catalyseur par l'oxydation des acides gras à faible poids moléculaire et en présence de sulfate de mercure ( $HgSO_4$ ) pour éliminer les interférences avec l'ion chlorure. L'excès de dichromates de potassium est dosé par le sulfate de fer ou d'ammonium.

### ▣ Procédure

Les tubes de digestion pour DCO sont rincés avec de l'eau distillée et après avec la solution de H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> pour rinçage.

Dans les tubes de digestion pour DCO, 10 ml de chaque échantillon est introduit (une dilution s'avère nécessaire si l'échantillon est concentré), 5 ml de la solution de mercure et de dichromate de potassium et 15 ml de sulfate d'argent. Les tubes de digestion pour la DCO sont mis dans le minéralisateur pour DCO pendant 120 mn. Une fois les tubes refroidis 45 ml d'eau distillée est ajoutée, ainsi que 3 à 4 gouttes de l'indicateur coloré (Ferroïne). La titration est faite avec le sel de Mohr appelée titration dosage en retour. En principe au début, l'échantillon est d'une couleur jaune-vert, il devient ensuite vert-bleu pour terminer par une couleur rouge brique. Le volume de sel de Mohr servi à la titration est noté pour le calcul de la DCO.

Une solution témoin avec de l'eau distillée est préparée en parallèle avec les échantillons

### ▣ Expression des résultats

La demande chimique en oxygène est déterminée par la formule :

$$\text{DCO (mg/l)} = 8000 * (V0 - V1) * T / V$$

Avec

V0 : volume de sulfate de fer et d'ammonium nécessaire à l'essai à blanc (ml)

V1 : volume de sulfate de fer et d'ammonium nécessaire au dosage (ml)

T : titre de la solution de sulfate de fer et d'ammonium (0,12 N)

V : volume de la prise d'essai (ml)

### II.3.2 Demande biochimique en oxygène (DBO<sub>5</sub>)

La demande biochimique en oxygène est la quantité d'oxygène nécessaire aux micro-organismes vivants pour assurer l'oxydation de la matière organique présente dans

l'eau après incubation durant 5 jours, à 20°C et à l'obscurité. La méthode utilisée de la détermination de la DBO<sub>5</sub> est celle de la dilution.

### ▣ Principe :

Le principe de la méthode se base sur la mesure de l'oxygène consommé en 5 jours par un échantillonensemencé avec des germes et dilué avec une eau saturée en oxygène.

La quantité d'oxygène dissout est mesurée à l'aide d'un oxymètre WTW 197 équipé des accessoires nécessaires pour la lecture.

### ▣ Procédure

Avant de faire la DBO<sub>5</sub>, il est impératif de faire la DCO, car on doit considérer un rapport DCO sur DBO<sub>5</sub> pour connaître les dilutions. Pour les eaux usées le rapport (DCO/DBO<sub>5</sub>) varie de 1,8 à 3.

Pour faire une bonne analyse de DBO<sub>5</sub> il est important de faire au moins 3 ou 4 dilutions par échantillons.

Une eau de dilution est préparée avec les nutriments suivants : 5 ml de la solution de phosphates, 1ml de MgSO<sub>4</sub>, 1 ml de CaCl<sub>2</sub>, 1 ml de FeCl<sub>3</sub> et 1 ml de NH<sub>4</sub>Cl par litre d'eau saturée en oxygène, il est important d'oxygéner l'eau au moins 4 heures avant de commencer les dilutions.

Exemple de calcul du facteur de dilution (Fd) :

Si on choisi de faire le rapport (DCO/DBO<sub>5</sub>) = 2 et si la DCO trouvée est de 800mg/l ou soit 800mg/1000ml.

Donc la  $DBO_5 = DCO / 2 = 400 \text{ mg/l}$  ou  $400 \text{ mg/ } 1000\text{ml}$

On fait une règle de 3

400 mg → 1000 ml

4 mg → X (ml à prendre de l'échantillon)

4 mg équivaut à la moitié de la concentration d'Oxygène à saturation.

Donc le volume de l'échantillon à prélever est donné par

$$X = (4 \text{ mg} * 1000\text{ml}) / 400 \text{ mg} = 10 \text{ ml}$$

Le volume de l'échantillon qui vient d'être calculé doit être dilué dans 1L d'eau saturée en oxygène. Donc le facteur de dilution est donné par :

$$Fd = 1000 \text{ ml} / 10 \text{ ml} = 100$$

La solution est mise par la suite dans une bouteille à DBO pour faire la lecture de l'oxygène dissout en utilisant une électrode d'oxymètre. La lecture de DBO est exprimée en mg/l. Une fois les dilutions et les lectures de DOB faites, les bouteilles sont mises dans l'incubateur à 20°C pendant 5 jours. Après 5 jours une deuxième lecture est faite.

Un témoin contenant seulement de l'eau oxygénée est préparé dans les mêmes conditions que les autres échantillons.

#### ❑ Expression des résultats

$$DBO_5 \text{ (mg/l)} = Fd * (DBO_0 - DBO_5) - (Fd - 1) * (DBO_0 \text{ Témoin} - DBO_5 \text{ Témoin})$$

### II.3.3 Acides gras volatiles (AGV)

La concentration en acides gras volatils est déterminée par la méthode de distillation à l'aide d'un distillateur comprenant une chauffe ballon, un ballon et un réfrigérant.

L'échantillon est centrifugé pendant 5 mn avant la distillation à l'aide d'une centrifugeuse type MINOR, après on introduit 100 ml d'échantillon avec 100 ml d'ED dans le distillateur.

Le distillat obtenu est titré avec NaOH (0,1N) et le résultat est exprimé en mg d'acide acétique par litre.

#### ❑ Expression des résultats

$$AGV \text{ (mg équivalent CH}_3\text{COOH/l)} = (\text{ml NaOH} * N * 60000) / (\text{ml de distillat} * f)$$

Avec

N : normalité de NaOH ;

f: facteur de recouvrement.

\*Le facteur de recouvrement est déterminé avant de commencer la distillation des échantillons. On introduit 100 ml d'acide acétique (0,1N) et 100 ml ED dans le distillateur, le distillat obtenu est titré avec NaOH (0,1N).

Le rapport entre la quantité de NaOH utilisé avec le distillat (a) et celle utilisée avec la même quantité d'acide acétique sans distillation (b) s'appelle le facteur de recouvrement (f).

\*Le facteur 60000 est le résultat de la multiplication du poids moléculaire de NaOH avec le facteur 1000 pour transformer le résultat du mg/ml en mg/l.

## **II.4 Nutriments**

### **II.4.1 Dosage des composés phosphorés**

#### **II.4.1.1 Orthophosphates (P- $\text{PO}_4^{3-}$ )**

##### **▣ Principe :**

En milieu acide et en présence de molybdates d'ammonium, les orthophosphates donnent un complexe phosphomolybdique qui, réduit par l'acide ascorbique, développe une coloration bleue susceptible d'un dosage spectrophotométrique à 700 nm. Certaines formes organiques pouvant être hydrolysées au cours de l'établissement de la coloration et données des orthophosphates, le développement de la coloration est accéléré par un catalyseur, le tartrate double d'antimoine et de potassium.

##### **▣ Procédure :**

Différentes concentrations de dihydrogénophosphate ( $\text{KH}_2\text{PO}_4$ ) sont préparées pour faire une courbe d'étalonnage et tracer une droite standard.

Autres solutions d'échantillon à analyser sont préparées en mettant 20 ml des échantillons à analyser (une dilution des échantillons est nécessaire si la teneur en phosphate est trop élevée), 1 ml de solution d'acide ascorbique (2% en poids) et 4 ml du réactif. Après la stabilisation de la coloration bleue, l'absorbance des différents échantillons est faite à une longueur d'onde de 700nm.

**Tableau 9: concentrations de la courbe d'étalonnage**

<b>Concentration en (mg/l)</b>	<b>Solution fille étalon à 1 mg/l</b>	<b>Eau distillée</b>	<b>Solution d'acide ascorbique</b>	<b>Réactif</b>
0	0 ml	20 ml	1 ml	4 ml
0,05	1 ml	19 ml	1 ml	4 ml
0,25	5 ml	15 ml	1 ml	4 ml
0,50	10 ml	10 ml	1 ml	4 ml
0,75	15 ml	5 ml	1 ml	4 ml
1	20 ml	0 ml	1 ml	4 ml

Le réactif est préparé en ajoutant 50 ml d'acide sulfurique (densité = 1,84) à 15% en volume, 5 ml de la solution de tartrate double d'antimoine et de potassium et 15 ml de la solution de molybdate d'ammonium. La solution est complétée à 100 par l'eau distillée.

La solution fille est préparée en raison de 1 mg/l de phosphore.

### **▣ Expression des résultats**

Avec les résultats de la courbe d'étalonnage, on trace la droite standard avec la concentration sur l'axe des X et l'absorbance sur l'axe des Y. L'équation de la droite est de la forme suivante :

$$Y = a X + b$$

➤ Il est important d'obtenir un  $R^2$  d'au moins 0,99.

La concentration des orthophosphates dans les échantillons est calculée avec la formule où le X a été isolé soit:

$$X = (Y + b) / a.$$

### II.4.1.2 Phosphore total

#### ▣ Principe :

Après digestion à chaud et en présence de persulfate d'ammonium comme catalyseur, le phosphore organique présent dans l'eau se transforme en orthophosphates qui sont par la suite dosés par la même méthode utilisée pour les orthophosphates.

#### ▣ Procédure :

Dans des tubes, on met 5 ml d'échantillon à analyser, 0,5 ml de H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> concentré (d=1,834) et 0,5 ml du catalyseur (**sodium peroxodisulfate**). Les tubes sont mis dans l'autoclave à 131°C pendant 90 minutes. Après le refroidissement des tubes, le pH des solutions est ramené entre 1,5 à 2 en ajoutant du NaOH (3N). On ajoute 1 ml de solution d'acide ascorbique et 4 ml du réactif.

On attend 30 minutes pour la stabilisation de la coloration puis on lit les échantillons à une longueur d'onde de 700 nm.

#### ▣ Expression des résultats :

On utilise la même courbe d'étalonnage préparée pour les orthophosphates

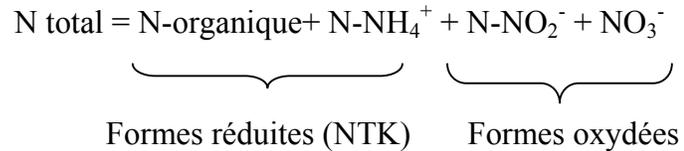
$$Y = a X + b$$

Calculer la concentration des échantillons avec la formule où le X a été isolé soit:

$$X = (Y - b) / a * \text{Facteur de dilution}$$

### II.4.2 Dosage des composés azotés

L'azote présent dans l'eau peut avoir un caractère organique ou minéral. L'azote organique est principalement constitué par des composés tels que des protéines, des polypeptides, des acides aminés, de l'urée. Le plus souvent ces produits ne se retrouvent qu'à de très faibles concentrations. L'azote minéral qui comprend l'ammonium (NH<sub>4</sub><sup>+</sup>), les nitrites (NO<sub>2</sub><sup>-</sup>) et les nitrates (NO<sub>3</sub><sup>-</sup>) constituent la majeure partie de l'azote total.



#### II.4.2.1 Azote ammoniacal (N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup>)

##### ▣ Principe :

Le dosage de l'ion ammonium est basé sur la méthode titrimétrique précédée d'une distillation. En milieu alcalin l'ammoniac est déplacé puis entraîné par la vapeur d'eau. Le distilla est ensuite titré par l'acide sulfurique (0,02N). Le distillateur utilisé est semi automatique et de marque Velp scientifica.

##### ▣ Procédure :

Après avoir chauffé l'appareil, 25 ml d'acide borique (4 % en poids) est mis dans un erlenmeyers plus 3 gouttes du réactif de Tashiro, puis on met 50 ml de l'échantillon à analyser dans un matras. On règle le distillateur automatique pour ajouter 50 ml de H<sub>2</sub>O et 50 ml de NaOH (40N).

Le titrage se fait avec l'acide sulfurique (0,02 N). L'échantillon est au départ d'une couleur verte, ce qui veut dire qu'il y a présence de phosphore, une fois titrée il devient violet. Le volume requis d'acide sulfurique pour le titrage sert pour le calcul de la concentration de l'ion ammonium.

##### ▣ Expression des résultats

$$\text{Concentration de NH}_4^+ \text{ (mg/l)} = \text{Volume de H}_2\text{SO}_4 * 5,6$$

Le facteur 5,6 équivaut à ceci :

**(Concentration de l'acide sulfurique \* Masse de l'azote\*1000)/Volume de l'échantillon :**

$$(0,02 * 14 * 1000) / 50$$

Le facteur 1000 est pour convertir les ml en litre

#### II.4.2.2 Azote total Kjeldahl (NTK)

##### ▣ Principe

La minéralisation de l'azote organique en azote minéral est réalisée dans un acide à chaud en présence d'un catalyseur à base de sélénium, sulfate de cuivre et le sulfate de potassium. L'ammonium est ensuite évalué par le dosage du distillat avec l'acide sulfurique. Le digesteur utilisé pour NTK est de marque Velp scientifica DK 20.

##### ▣ Procédure

On met 50 ml de l'échantillon à analyser dans un matras avec 10 ml d'acide sulfurique concentré ( $d = 1,834$ ) et une pincée de catalyseur. Les tubes sont mis par la suite dans le minéralisateur. Après la minéralisation les tubes sont refroidis et titrés de la même façon que l'ion ammonium.

##### ▣ Expression des résultats

$$\text{Concentration en Azote total (mg/l)} = \text{Volume de H}_2\text{SO}_4 * 5,6$$

### *III. Etude de la colonne d'eau*

#### III.1 Echantillonnage et mesures in situ

Pour déterminer les différents paramètres sur chaque profondeur des deux réacteurs R1 et R2, des prélèvements ponctuels sont effectués à 1, 2, 3, 4 et 5m des réacteurs. La prise d'échantillon est effectuée à l'aide d'un instrument confectionné sur place. Cet instrument est introduit dans les réacteurs par le trou d'inspection dans les coupoles.

Des mesures de pH de conductivité électrique et de température sont effectuées in situ à l'aide d'un pH-mètre type 744 pH Metrohm et d'un conductivimètre WTW LF 197.

#### III.2 Méthodes d'analyse

Les paramètres suivants sont déterminés sur les échantillons prélevés: pH, CE, T MST, MVT, MES, MVS et MD.

Les méthodes d'analyse utilisées sont celles décrites dans (RODIER, 1996). Ce sont les mêmes méthodes utilisées pour l'analyse de l'influent et de l'effluent des réacteurs.

## *IV. Etude des produits de la digestion anaérobie*

### **IV.1 Etude de la production du biogaz**

Le biogaz est un gaz combustible mélange de gaz carbonique et de méthane qui provient de la dégradation des matières organiques mortes végétales ou animales, dans un milieu en absence d'oxygène (fermentation anaérobie). L'inflammabilité du biogaz est assurée quand le pourcentage du méthane est proche de 75%.

Le biogaz est produit dans les réacteurs anaérobies qui sont couverts par des coupoles construites en polyester résistant où est stocké le biogaz. Ce dernier est acheminé via des canalisations vers un "gazomètre" qui consiste en un réservoir cylindrique d'1 m de hauteur et de 1,5 m de diamètre. Il est plongé dans l'eau du premier bassin de maturation (M1) pour assurer l'étanchéité et muni d'un contre poids qui permet de le remplir et de le vider au moment désiré.

La quantité de biogaz produite est mesurée à l'aide d'un compteur de gaz placé en amont du groupe électrogène. Ce dernier consiste en un moteur diesel MAG DEUTZ F1L208 tournant à 3000t/mn. Le générateur électrique est un NSM de 7,5 KVA. L'énergie fournie par ce moteur est exprimée en volte et mesurée par un voltmètre installé sur le générateur. La production de biogaz est exprimée dans les conditions normales de température et de pression (273°K et 1,013 bar).

La conversion biologique dans le système de traitement anaérobie est traduite en production spécifique de gaz qui est définie comme la production en m<sup>3</sup> de biogaz, ou de méthane, par kg de DCO appliquée ou kg de DCO éliminée.



**Figure 41: Gazomètre pour stockage de biogaz**



**Figure 42: Groupe électrogène pour la mesure de la quantité de biogaz produite**

## **IV.2 Quantités et caractéristiques des boues produites**

### **IV.2.1 Boues liquides**

Des échantillons de boues sont prélevés du lit de boues du RAFADE modifié et non modifiés pour en déterminer :

- La teneur en matière en suspension (MES) et en matière volatile en suspension (MSV).
- Un suivi du volume de la boue évacuée est effectué afin de comparer les quantités produites par chacune des deux filières RAFADE.



**Figure 43: Evacuation des boues piégées dans le décanteur**

#### **IV.2.2 Boue sèche**

Les boues évacuées du décanteur sont acheminées vers une unité de séchage qui est composée de 6 lits de séchage de dimension 2m x 1m. Sur cette unité les boues sont étalées et séchées à l'aire libre.

Une superficie de 40cm x 40cm est prise de chaque échantillon de boue séchée pour en déterminer le poids total.

## C- Résultats et discussions

### I. Caractéristiques des eaux usées

Les principales caractéristiques des eaux usées du campus de l'IAV sont présentées dans le tableau (10) :

**Tableau 10: Valeurs moyennes, minimales et maximales des principaux paramètres de pollution des eaux usées du campus de l'IAV entre 01/02/2005 et 15/06/2005**

Paramètre	Unité	Minimum	Maximum	Moyenne	Ecart types
pH	-	6,19	6,87	6,62	0,18
T°	°C	18,6	24	20,3	1,6
CE	µs/cm	1060	1770	1320	220,6
MD	ml/l	2,1	20	5,9	5,8
MST	mg/l	1010	1340	1137	113,4
MVT	mg/l	450	603	528	59
MES	mg/l	150	482	342	107,2
MVS	mg/l	76	215	165	49
DCO	mg/l	806	1190	976	148,5
DBO <sub>5</sub>	mg/l	387	580	528	74
NTK	mg/l	28,2	104,4	81,3	25,3
N-NH <sub>4</sub>	mg/l	46,5	90,7	65,6	13,4
P-PO <sub>4</sub>	mg/l	4,9	6,8	6	0,57
Pt	mg/l	6	12,8	8,6	2,6

Moyenne de **30** prélèvements ;

MD : matières décantables ; MST : matière sèche totale ; MVT : matière volatile totale ; MES : matières en suspension ; MVS : matières en suspension volatiles ; DCO : demande chimique en oxygène ; DBO<sub>5</sub> : demande biochimique en oxygène ; NTK : azote total Kjeldahl ; N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup> : azote ammoniacal, Pt : phosphore total ; P-PO<sub>4</sub> : phosphore des orthophosphates ;

#### I.1 pH et température

Le pH est un indicateur de l'acidité ou l'alcalinité de l'eau. Au cours du suivi effectué, le pH des eaux usées brutes a fluctué entre 6,19 et 6,87, la valeur moyenne est de 6,62.

Quant le pH est supérieur à 7,8 ou inférieur à 6,3 l'activité de méthanisation diminue au profit de celle d'acidification car les populations acidogènes sont moins sensibles aux basses et fortes valeurs de pH (van Haandel et Lettinga, 1994).

La température de l'eau est influencée par celle de l'aire. Elle varie entre 18,6 et 24°C, avec une valeur moyenne de 20,3 °C.

## **I.2 Solides**

La teneur en matières décantables des eaux usées brutes varie entre 2,1 et 20 ml/l avec une valeur moyenne de 5,9 ml/l.

La concentration en matières en suspension varie entre 150 et 482 mg/l avec une valeur moyenne de 342,29 mg/l. Les matières volatiles en suspension représentent la fraction organique des MES, leur concentration varie entre 76 et 215 mg/l avec une valeur moyenne de 164,57 mg/l.

La concentration en MST dans l'eau brute varie entre 1010 et 1340 mg/l avec une valeur moyenne de 1137,14 mg/l. la part organique des MST et qui est représentée par MVT varie entre 450 et 603 mg/l et une moyenne de 527,57 mg/l.

## **I.3 Composés organiques**

### ✓ Demande en oxygène (DCO et DBO<sub>5</sub>)

Les valeurs de la demande chimique en oxygène varient entre 806,4 et 1190,4 mg/l avec une valeur moyenne de 975,81 mg/l.

La demande biochimique en oxygène varie entre 386,6 et 580 mg/l avec une valeur moyenne de 527,8 mg/l. Le ratio DCO/DBO<sub>5</sub> varie entre 1,66 et 2,05 avec un ratio moyen de 1,9.

### ✓ Acides gras volatils

La concentration des eaux usées en AGV varie est égale à 120 mg/l.

Selon Haskoning, 1994, les AGV peuvent présenter une inhibition de la digestion anaérobie si leur concentration dépasse 500 mg/l. Dans notre cas on est loin de cette valeur limite.

#### **I.4 Nutriments**

L'azote et le phosphore sont les deux nutriments les plus importants pour la croissance des micro-organismes épurateurs.

##### **✓ Composés azotés**

Les composés azotés se trouvent dans l'eau sous forme organique et minérale ( $\text{NH}_4^+$ ,  $\text{NO}_2^-$  et  $\text{NO}_3^-$ ). Les nitrites et les nitrates sont quasiment absents dans l'eau usée brute.

La teneur des eaux usées brutes en azote ammoniacal varie entre 46,48 et 90,72 mg/l avec une valeur moyenne de 65,6 mg/l.

La concentration en NTK varie entre 28,2 et 104,4 mg/l avec une valeur moyenne de 81,31 mg/l. Ces valeurs sont compatibles avec celles des eaux usées domestiques nationales (Benchakroun et Bouchama, 1991).

Les eaux usées du campus représentent un ratio de DCO/N de 100/8,33. Ce ratio dépasse la quantité d'azote nécessaire au fonctionnement de la biomasse bactérienne et qui est donné par 100/1,25 (Mergaert et al, 1992)

##### **✓ Composés phosphorés**

Les eaux usées du campus présentent des valeurs de phosphore total qui varient entre 5,99 et 12,8 mg/l avec une valeur moyenne de 8,57 mg/l. Tandis que pour  $\text{P-PO}_4^{3-}$ , les concentrations varient entre 4,94 et 6,84 mg/l avec une moyenne de 5,99 mg/l.

Le phosphore organique présente environ 30% du phosphore total.

Le ratio minimal DBO/N/P nécessaire à l'activité bactérienne est (100/5/1) (Bechac et al, 1984 ; Speece, 1996). Dans notre cas ce rapport est égal à (100/15,8/1,7).

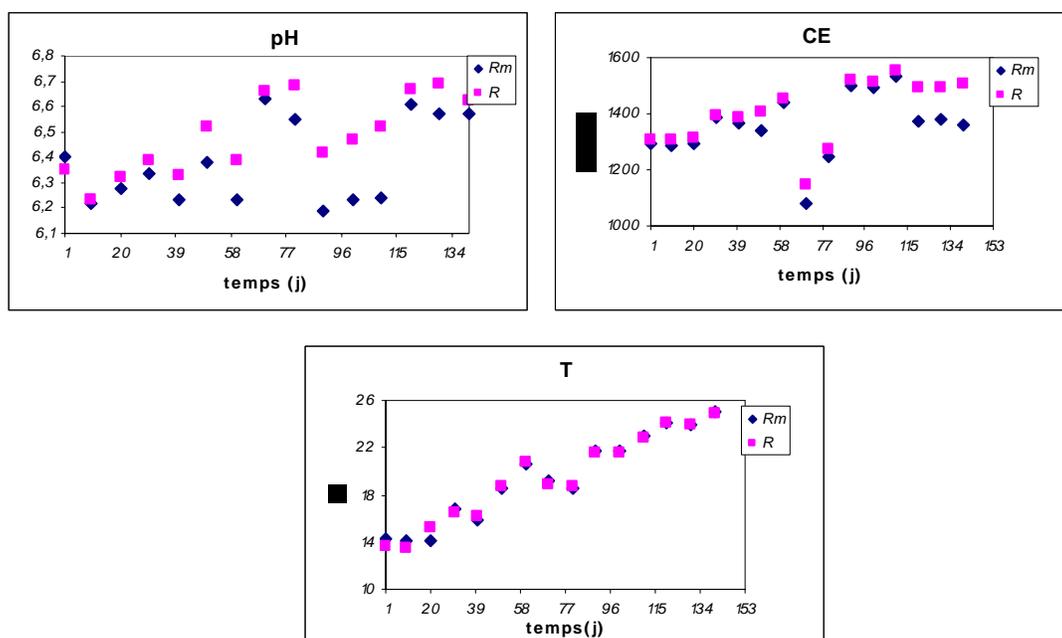
Les eaux usées du campus apportent suffisamment d'éléments nutritifs pour assurer un développement normal aux micro-organismes épurateurs.

## II. Performances d'épuration du RAFADE modifié et non modifié

Le suivi de tous les paramètres est effectué du 1<sup>er</sup> février jusqu'à 15 juin 2005 et les moyennes ainsi que les taux d'abattement sont calculés pour les deux derniers mois (après stabilisation du RAFADE).

### II.1 pH, température (T) et conductivité électrique (CE)

L'évolution du pH, de la température et de la conductivité électrique est représentée dans la figure (44)



**Figure 44: Evolution de pH, T et CE de l'effluent du RAFADE**  
(Rm : réacteur modifié ; R : réacteur non modifié)

Le pH moyen à la sortie du RAFADE modifié est inférieur à la même valeur à la sortie du RAFADE non modifié.

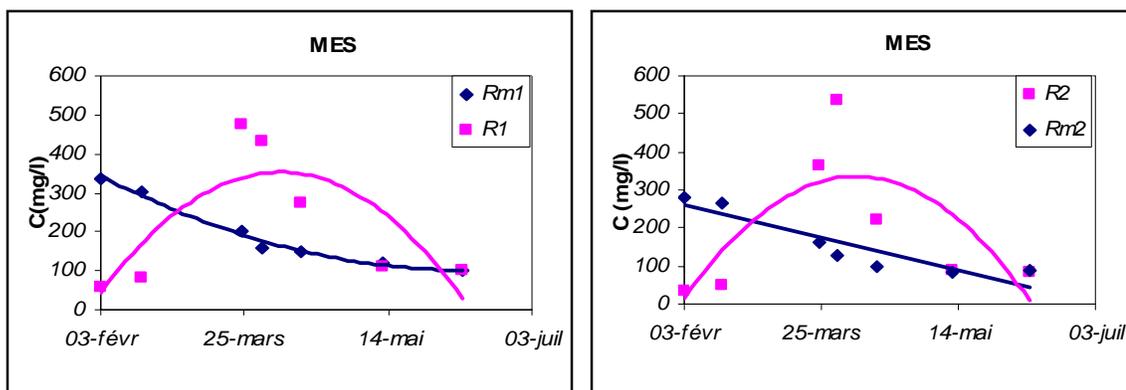
La conductivité électrique (CE) augmente de l'entrée (1324  $\mu\text{s}/\text{cm}$ ) vers la sortie (1360  $\mu\text{s}/\text{cm}$ ) pour le RAFADE modifié et (1400  $\mu\text{s}/\text{cm}$ ) pour le RAFADE non modifié. Ce résultat indique qu'il y a une minéralisation au sein des réacteurs anaérobies.

La température de l'effluent ne représente pas des différences significatives entre le RAFADE modifié et non modifié.

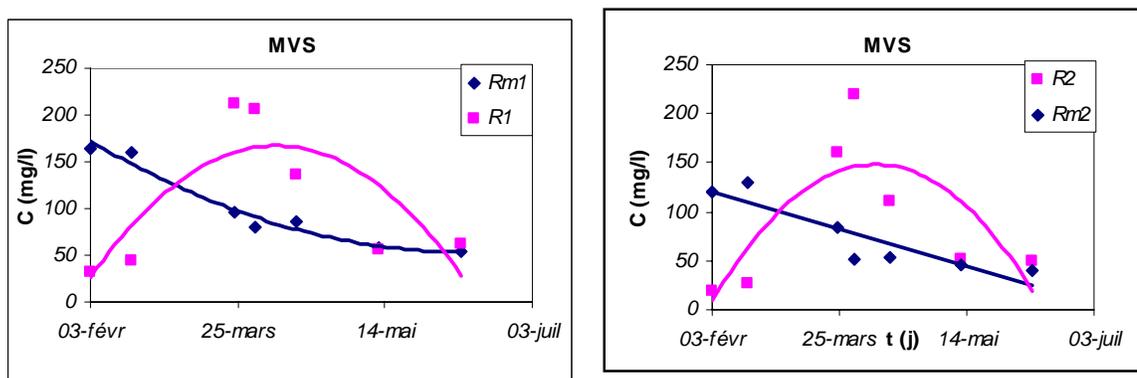
## II.2 Matières solides

### II.2.1 Matières en suspension (MES) et matières volatiles en suspension (MVS)

Le suivi de la concentration de l'effluent des réacteurs des deux filières en MES et MVS a donné l'évolution représentée par les figures (45) et (46)



**Figure 45: Evolution des MES dans l'effluent du RAFADE modifié et non modifié**  
(Rm1 : réacteur 1 modifié ; Rm2 : réacteur 2 modifié ; R1 réacteur 1 non modifié ; R2 : réacteur 2 non modifié)



**Figure 46: Evolution des MVT dans l'effluent du RAFADE modifié et non modifié**

**Tableau 11: moyennes et taux d'abattement globaux des MES et MVS**

RAFADE		MES		MVS	
		Moyenne (mg/l)	TA%	Moyenne (mg/l)	TA%
Rm	Rm1	110	80	56	74
	Rm2	87,5	20	43,5	22
R	R1	106	76	59	76
	R2	87	18	50,5	15

- Pour le RAFADE modifié, la diminution de la concentration en matières en suspension est nette sur la figure 45, elle peut être expliquée par le fait qu'après la vidange des réacteurs, leur contenu est mélangé et il fallait une période d'adaptation du RAFADE pour reprendre son activité normale.

Les taux d'abattement moyens des MES dans Rm1 et Rm2 sont respectivement 80 et 20 %. Ce résultat s'explique par le fait que Rm1 a une double fonction ; réacteur et décanteur. Les particules de taille importante sont éliminées dans Rm1 tandis que les particules qui passent dans Rm2 sont plus fines et ne décantent pas facilement. Ces particules peuvent aussi être entraînées par les bulles de gaz vers la sortie du réacteur.

- Pour le RAFADE non modifié, la concentration des matières en suspension a été faible au début de la période du suivi. Elle a augmenté durant le mois de Mars et a diminué à partir du mois de Mai pour se stabiliser à une valeur proche de celle initiale.

Le taux d'abattement de MES dans R1 est 76 %, ce taux est plus important que celui de R2 qui est égal à 18%.

### **II.2.2 Matières solides totales (MST) et matières volatiles totales (MVT)**

Les MST englobent les matières dissoutes et en suspension tandis que les MVT estiment la fraction organique d'une eau.

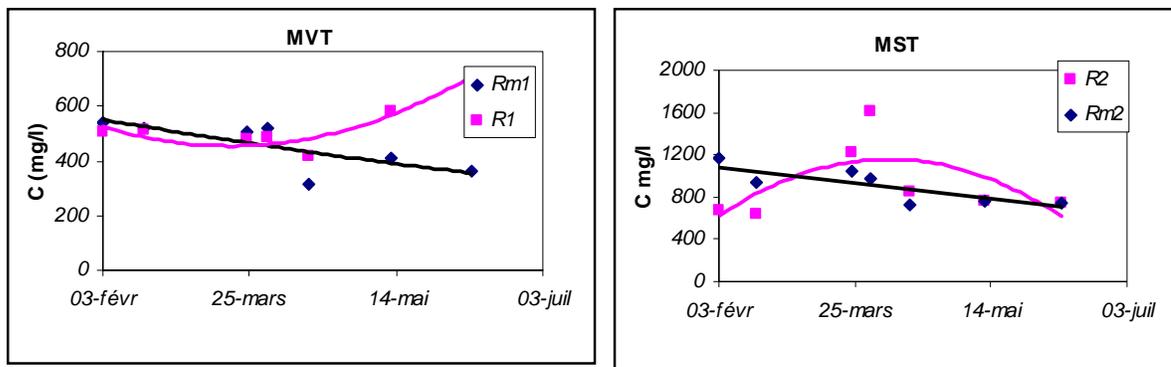


Figure 47: Evolution des MST dans l'effluent du RAFADE modifié et non modifié

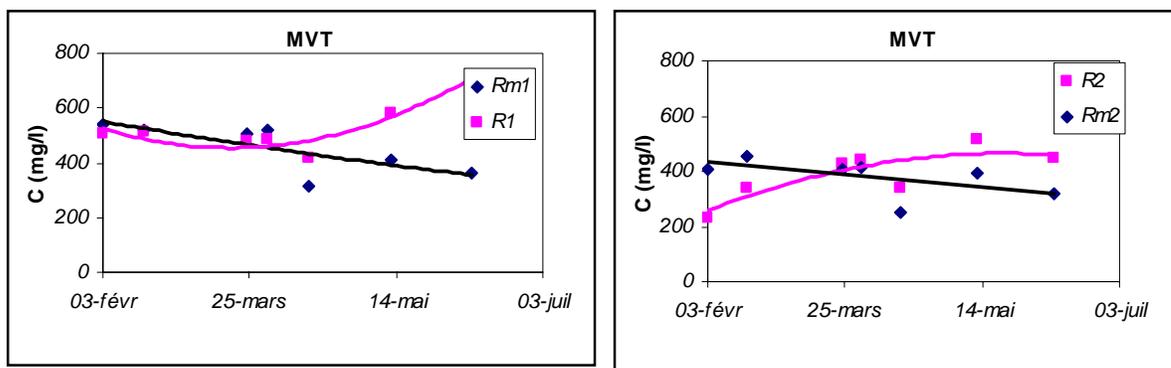


Figure 48: Evolution des MVT dans l'effluent du RAFADE modifié et non modifié

Tableau 12: Moyennes et taux d'abattement globaux des MST et MVT

RAFADE		MST		MVT	
		Moyenne (mg/l)	TA%	Moyenne (mg/l)	TA%
Rm	Rm1	803	32	370	27
	Rm2	755	6	353	5
R	R1	850	28	473	7
	R2	749,5	12	450	4

- Pour le RAFADE modifié, le taux moyen d'abattement des MST dans Rm1 est de 31% et il est de 6% dans Rm2.

Le taux moyen d'abattement des MVS est de 27 % dans Rm1 et 5% dans Rm2. Ce résultat montre que Rm1 enlève plus de matière solide que Rm2.

- Pour le RAFADE non modifié, le taux moyen d'abattement des MST dans R1 est de 28 % et de 12 % dans R2. Cependant le taux d'abattement des MVT est de 7 % dans R1 et 4 % dans R2.

Dans R1 la majeure partie des MST est capturée et décantée, ce résultat est en concordance avec celle des MES. R1 est aussi un décanteur qui piège les matières solides. Le premier réacteur enlève le plus des MVT donc il élimine une fraction importante des matières organiques.

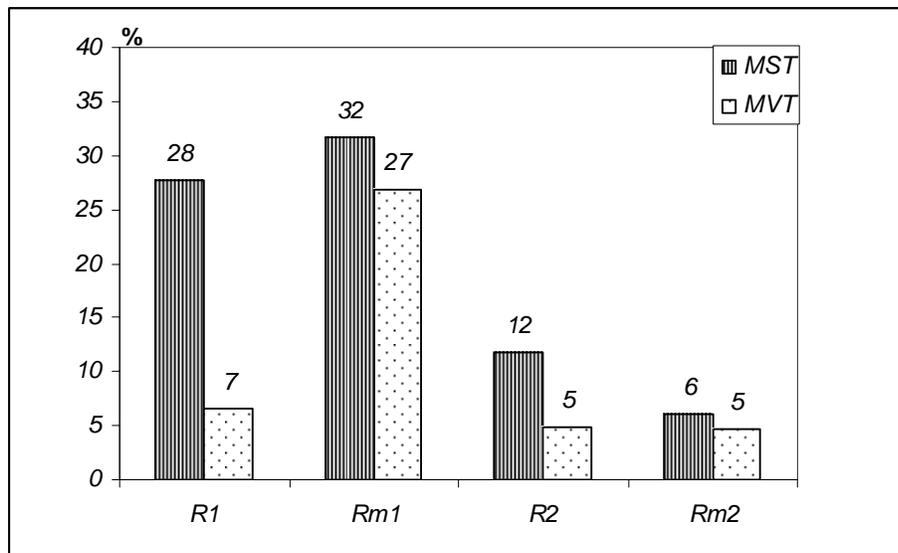


Figure 49: Taux d'abattement des MST et des MVT dans l'effluent du RAFADE

La figure 49 montre que le taux d'élimination des MST et des MVT est plus important dans Rm1 que dans R1, tandis que le taux d'élimination des MST est plus important dans R2 que dans Rm2.

Cette différence entre ces taux d'élimination entre les RAFADE modifiés et non modifiés est due au système de distribution de l'influent qui est composé de quatre points de sortie dans les RAFADE modifiés et seulement de deux sorties dans les

RAFADE non modifiés. Dans cette dernière filière et dans R1 le contenu du réacteur est mélangé à cause de la grande vitesse avec laquelle l'influent y entre.

### II.2.3 Matières décantables

Les matières décantables estiment le volume de l'ensemble des particules qui ont une densité supérieure à celle de l'eau. Dans ce travail les matières décantables sont estimées après 2h de décantation et elles sont exprimées en (ml/l).

L'évolution des matières décantables, pour le RAFADE modifié et non modifié est représentée dans la figure (50).

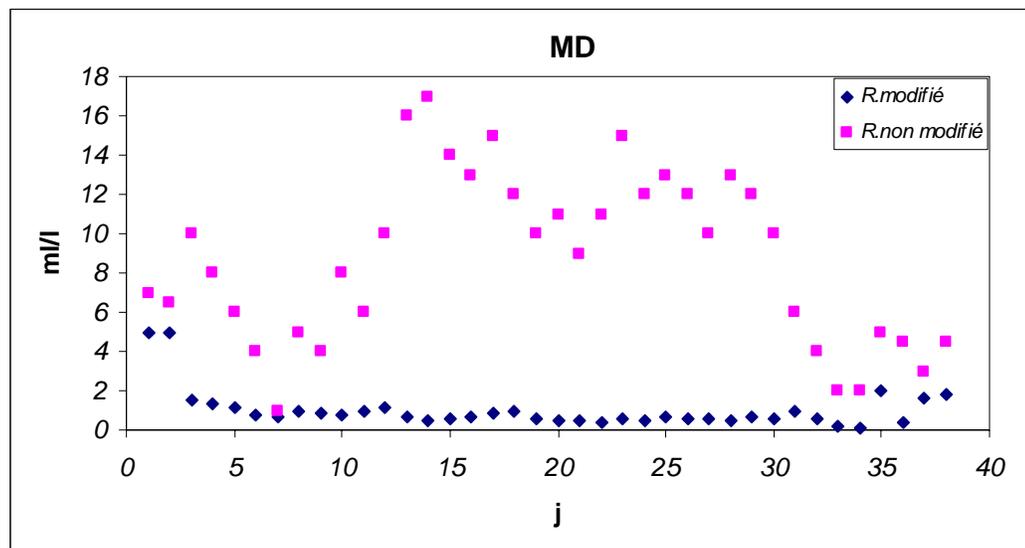


Figure 50: Comparaison des matières décantables des deux filières RAFADE

A la sortie du RAFADE modifié, la teneur en MD varie entre 0,1 et 5 ml/l avec une valeur moyenne de 1,03 ml/l et un écart type de 1,02.

A la sortie du RAFADE non modifié, la teneur en MD varie entre 1 et 17 ml/l avec une valeur moyenne de 8,72 ml/l et un écart type de 4,31.

Cette différence entre les moyennes de MD peut être expliquée par le fait que le système de distribution de l'influent dans le RAFADE non modifié provoque un mélange du contenu du réacteur et fait remonter des particules du lit de boues vers la sortie.

La figure (50) montre que les boues évacuées par les RAFADE modifiés passent par un maximum et un minimum, et d'après les résultats trouvés pour l'évolution des MST et MES, on peut dire que l'évacuation des boues et des matière solides suit un cycle. En effet, les RAFADE fonctionnent selon le mode de « capacité maximale de rétention des solides » ; les boues s'accumulent jusqu'à un niveau maximal dans les réacteurs, au dessus de ce dernier les boues commencent à quitter le réacteur avec l'effluent. Dans ce mode de conduite aucune vidange manuelle n'est effectuée.

## Discussions

D'après le suivi effectué des matières solides et des matières décantables pour le RAFADE modifié et non modifié, on peut conclure que les taux d'abattement de matières solides dans la première filière sont plus importants que dans la deuxième, ainsi pour les matières décantables, l'effluent du RAFADE modifié contient une moyenne de 1,03ml/l et celui du RAFADE non modifié contient 8,72 ml/l.

Avec le nouveau système de distribution de l'influent, on a amélioré les taux d'abattement des matières solides et on a diminué la quantité des MD dans l'effluent du RAFADE.

### **II.3 Matières organiques**

#### **II.3.1 Demande chimique en oxygène (DCO)**

La demande chimique en oxygène (DCO) est un test basé sur l'oxydation de la matière organique. Pour évaluer les performances d'un système de traitement anaérobie, il est préférable d'utiliser ce test au lieu de la demande biologique en oxygène. Dans ce dernier test la biodégradabilité de la matière organique est menée dans des conditions aérobies ; le résultat n'indique pas la vraie biodégradation de cette matière en conditions anaérobies.

Les taux d'abattement de la matière organique opérés dans chacune des deux filières de traitement sont évalués en se basant sur la  $DCO_t$  et la  $DCO_d$  dans l'influent et l'effluent.

Les formules utilisées pour le calcul la quantité de la DCO éliminée et les taux d'abattement sont :

- $DCO_{\text{éliminée}} = DCO_t \text{ influent} - DCO_d \text{ effluent}$  (37)

- $\text{Taux d'abattement de DCO} = \frac{DCO_t \text{ influent} - DCO_d \text{ effluent}}{DCO_t \text{ influent}}$  (38)

- $DCO_{\text{digérée}} = DCO_t \text{ influent} - DCO_t \text{ effluent}$  (39)

La quantité de DCO calculée par la formule 37 englobe la part de la DCO digérée ou convertie en méthane et celle qui a été utilisée pour la production de nouvelles cellules bactériennes.

L'équation 39 permet de calculer la partie de la DCO digérée ou convertie en biogaz.

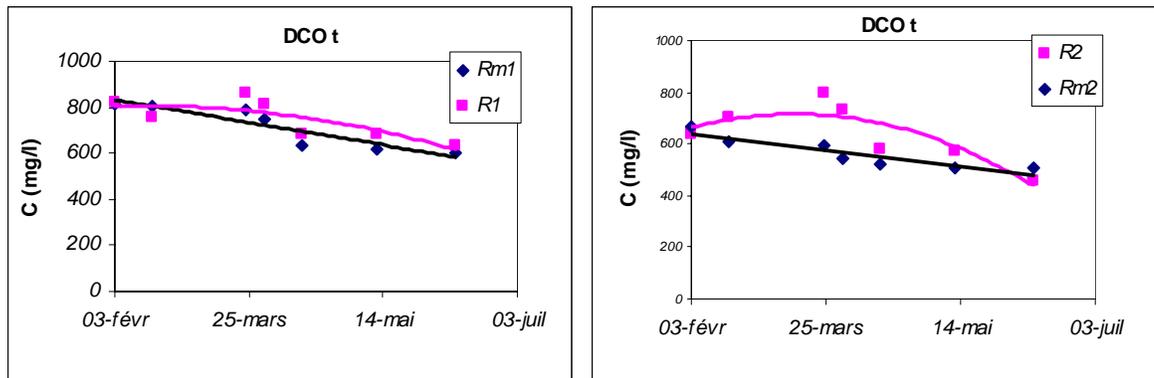


Figure 51: Evolution de la DCOt dans l'effluent du RAFADE

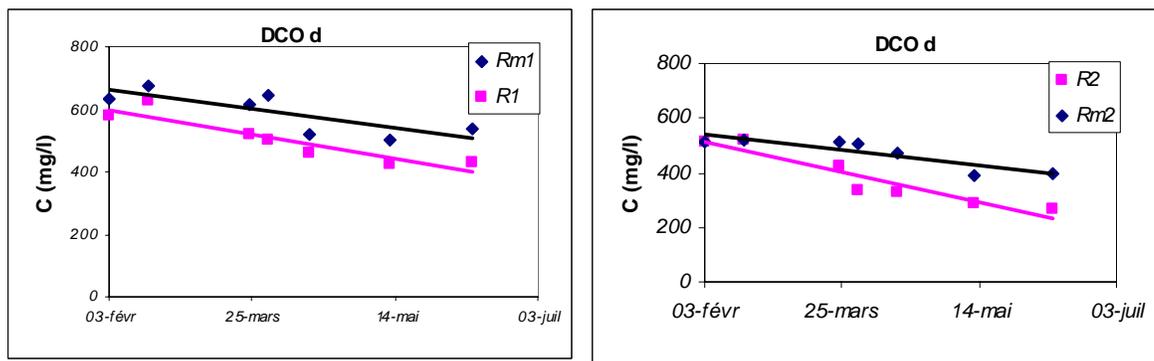


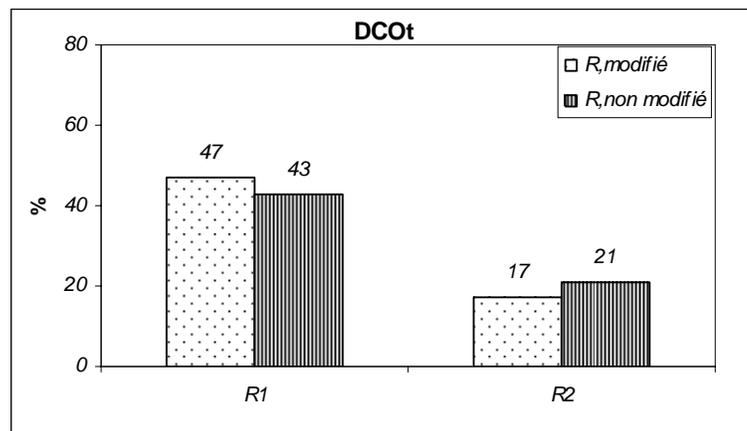
Figure 52: Evolution de la DCOd dans l'effluent du RAFADE

**Tableau 13: Moyennes et taux d'abattement globaux de la DCO<sub>t</sub> et de la DCO<sub>d</sub>**

Paramètre	Entrée (mg/l)	RAFADE modifié				RAFADE non modifié			
		Rm1		Rm2		R1		R2	
		Moyenne (mg/l)	TA %	Moyenne (mg/l)	TA %	Moyenne (mg/l)	TA %	Moyenne (mg/l)	TA %
DCO <sub>t</sub>	1150	610	47	508	17	656	43	518	21
DCO <sub>d</sub>	—	520	55	392	25	426	63	278	35

D'après la figure 51, la DCO<sub>t</sub> calculée pour l'effluent du RAFADE non modifié est supérieure à celle calculée pour le RAFADE modifié, en effet cette résultat est en concordance avec celle trouvée pour les matières solides. On peut dire que la DCO<sub>t</sub> suit le cycle des boues, quand les boues commencent à quitter le réacteur la DCO<sub>t</sub> de l'effluent augmente et quand la quantité de boues évacuée est petite, la DCO<sub>t</sub> de l'effluent est faible.

D'après la figure 52, la DCO<sub>d</sub> de l'effluent des deux filières du RAFADE est en diminution depuis le début de la période du suivi et tend vers des valeurs pratiquement stables à la fin de cette période.



**Figure 53: Taux d'abattement de la DCO<sub>t</sub> de chaque réacteur des deux filières RAFADE**

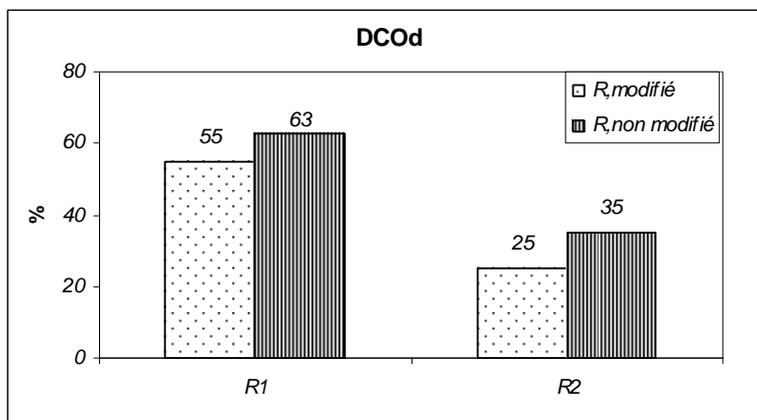


Figure 54 Taux d'abattement de la DCOd de chaque réacteur des deux filières RAFADE

Grâce au nouveau système de distribution de l'influent on a un effluent moins chargé en matières décantables au niveau de Rm1.

Le taux d'abattement de la DCOd de Rm1 est supérieur à celui de R1. La situation s'inverse au niveau de Rm2 et R2, le rendement d'élimination de la DCOd de Rm2 est inférieur à celui de R2.

La figure 54 montre que le rendement d'élimination de la DCOd du RAFADE modifié est inférieur à celui du RAFADE non modifié. Cela peut être expliqué par le fait que l'activité de la flore bactérienne est encore en évolution après les perturbations qu'elle a subies.

### II.3.2 Demande biochimique en oxygène (DBO)

La demande biochimique en oxygène (DBO) permet de calculer la quantité d'oxygène nécessaire aux micro-organismes vivants pour assurer l'oxydation de la matière organique présente dans l'eau.

Le calcul du taux d'abattement de la DBO<sub>5</sub>, la formule suivante est utilisée

$$\text{Taux d'abattement de la DBO}_5 = \frac{DBO5_{\text{influent}} - DBO5_{\text{effluent}}}{DBO5_{\text{influent}}} \quad (40)$$

Le suivi de l'évolution de la DBO<sub>5</sub> de l'effluent des réacteurs anaérobies a permis d'établir la figure 55:

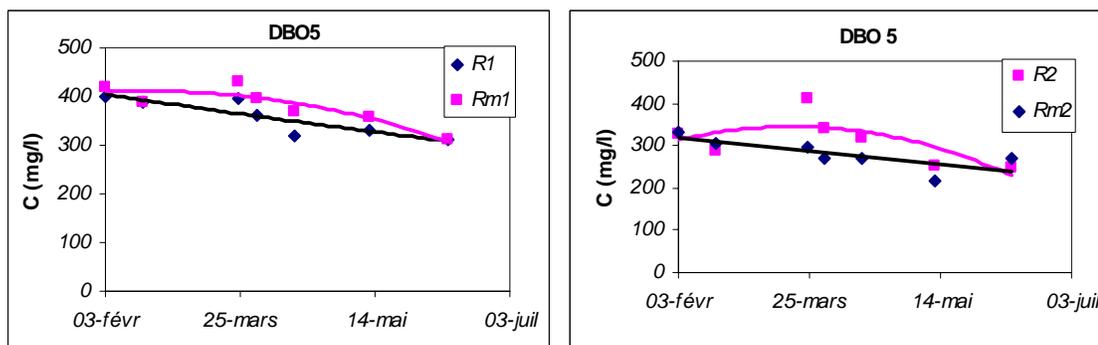


Figure 55: Evolution de la DBO5 dans l'effluent du RAFADE

Tableau 14: Moyennes et taux d'abattement globaux de la DBO<sub>5</sub>

Paramètre	Entrée (mg/l)	RAFADE modifiés				RAFADE non modifiés			
		Rm1		Rm2		R1		R2	
		Moyenne (mg/l)	TA %	Moyenne (mg/l)	TA %	Moyenne (mg/l)	TA %	Moyenne (mg/l)	TA %
DBO <sub>5</sub>	575	321	44	243	25	333	42	252	24

D'après la figure 54, l'évolution des valeurs de la DBO<sub>5</sub> de l'effluent du RAFADE suit la même allure que celle de la DCO<sub>t</sub>, ainsi l'explication de cette évolution est la même que celle donnée au paravent pour la DCO<sub>t</sub>.

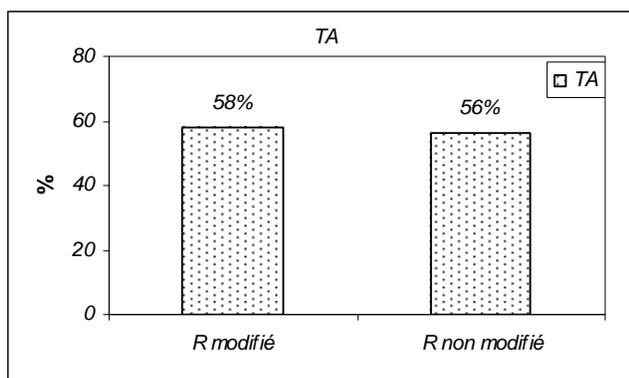


Figure 56: Taux d'abattement de la DBO<sub>5</sub> dans l'effluent du RAFADE

Les taux moyens d'abattement de la  $DBO_5$  sont de 58 % pour la filière RAFADE modifié et de 56 % pour la filière RAFADE non modifié. Cette différence est due à ce que l'effluent de cette dernière est plus chargé en particules de boues.

Par ailleurs, l'évolution des taux d'abattement de la DCO et de la  $DBO_5$  va dans le sens d'une amélioration avec le temps.

Cette évolution peut s'expliquer en partie par la maturation et la mise en place de la flore bactérienne. Rappelons qu'un arrêt d'alimentation de la STEP a eu lieu pendant deux mois pour permettre effectuer les modifications du RAFADE.

L'autre élément pouvant expliquer cette évolution positive c'est la température qui a augmenté d'environ  $10^{\circ}C$ . Signalons que les mois de décembre et janvier (2005) ont connu des recors de température basse.

### **II.3.3 Acides gras volatils**

La concentration des AGV dans l'influent est de 118 mg/l cette concentration passe à 163 mg/l à la sortie de Rm1 et à 70 mg/l à la sortie de Rm2 du RAFADE modifié.

Au niveau du RAFADE non modifié, cette concentration est de 172 mg/l et de 64 mg/l à la sortie respectivement de R1 et de R2.

L'augmentation de la concentration en AGV à la sortie de R1 est le résultat des réactions d'acidification. Cette augmentation est accompagnée par une baisse de pH dans le réacteur R1.

La diminution de la concentration en AGV à la sortie de R2 est le résultat de l'activité des bactéries méthanigènes acétotrophes.

Une concentration d'AGV supérieure à 500 mg/l est préjudiciable à la digestion anaérobie (Mergaert et al., 1992 ; Haskoning, 1994). Dans notre cas, les concentrations dans les réacteurs sont loin d'être toxiques.

## **Discutions**

Les taux d'abattement de la  $DCO_t$  et de la DBO sont supérieurs au niveau des RAFADE modifiés en comparaison avec les RAFADE non modifiés cela est dû à ce que l'effluent de ces derniers contient plus de boues et de matières en suspension.

Toutefois les RAFADE non modifiés sont plus performants dans l'élimination de la DCO<sub>d</sub> cela peut être expliqué par le fait que la flore bactérienne, au niveau des réacteurs modifiés, est encore en évolution après les perturbations qu'elle a subies (vidange et exposition à l'aire de la boue anaérobie).

## II.4 Eléments nutritifs

### II.4.1 Matières phosphorées

L'eau à la sortie du RAFADE contient des teneurs moyennes en phosphore total de 8,6 mg/l pour Rm2 et de 8,4 mg/l pour R2.

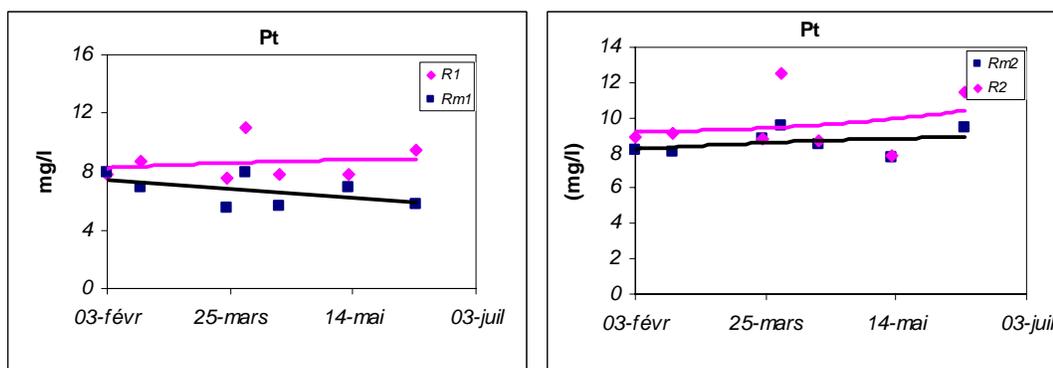


Figure 57: Evolution du Pt dans l'effluent des RAFADE

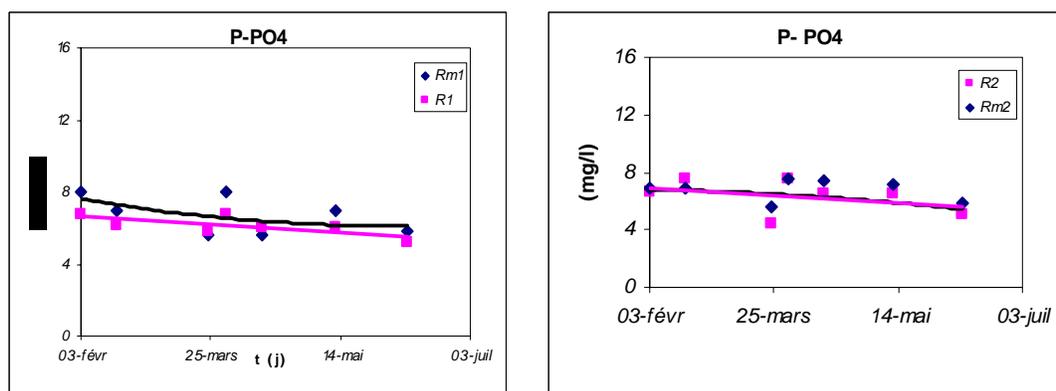


Figure 58: Evolution du P-PO4 dans l'effluent des RAFADE

**Tableau 15: Moyennes et taux d'abattement globaux de P-PO<sub>4</sub> et de Pt dans l'effluent du RAFADE**

Paramètre	Entrée	RAFADE modifié				RAFADE non modifié			
		Rm1		Rm2		R1		R2	
		Moyenne (mg/l)	TA %	Moyenne (mg/l)	TA %	Moyenne (mg/l)	TA %	Moyenne (Mg/l)	TA %
P-PO <sub>4</sub>	5,5	6,4	-16,5	6,5	-2,8	5,6	-2,9	5,8	-3,1
Pt	9,1	8,8	3,2	8,6	3	8,6	5,8	8,4	2,4

La concentration en phosphore total passe de 9,1 mg/l dans l'influent à 8,6 et à 8,4 mg/l respectivement dans l'effluent du RAFADE modifié et du RAFADE non modifié (tableau 15).

Dans l'influent, le P-PO<sub>4</sub> représente 60% du phosphore total admis, à la sortie du RAFADE on constate une augmentation de la concentration de P-PO<sub>4</sub>. 76% et 69% sont respectivement les proportions de P-PO<sub>4</sub> dans l'effluent du RAFADE modifié et du RAFADE non modifié.

Cette augmentation est due à la minéralisation des composés phosphorés dans les réacteurs. Cette observation concorde avec celle trouvée par autres auteurs travaillant sur le système UASB (Lettinga, 1992; van Haandel et Lettinga, 1994). Une autre partie du phosphore organique est sédimentée avec la matière organique particulaire au fond des réacteurs (Phosphore particulaire (PP)).

#### II.4.2 Matières azotées

Les matières azotées étudiées sont l'azote ammoniacal et l'azote total kjeldahl (NTK), les nitrites et les nitrates sont presque absents dans l'effluent des réacteurs anaérobies. L'eau à la sortie des RAFADE contient des teneurs moyennes en azote ammoniacal égalent à 74,5 mg/l pour Rm2 et à 68 mg/l pour R2.

La concentration en azote total passe de 81,3 mgN/l dans l'influent à 74,5 et 70,9 mgN/l dans l'effluent respectivement du RAFADE non modifié et modifié.

Le suivi de l'évolution de l'azote ammoniacal durant la période de l'étude a permis d'établir la figure (59) :

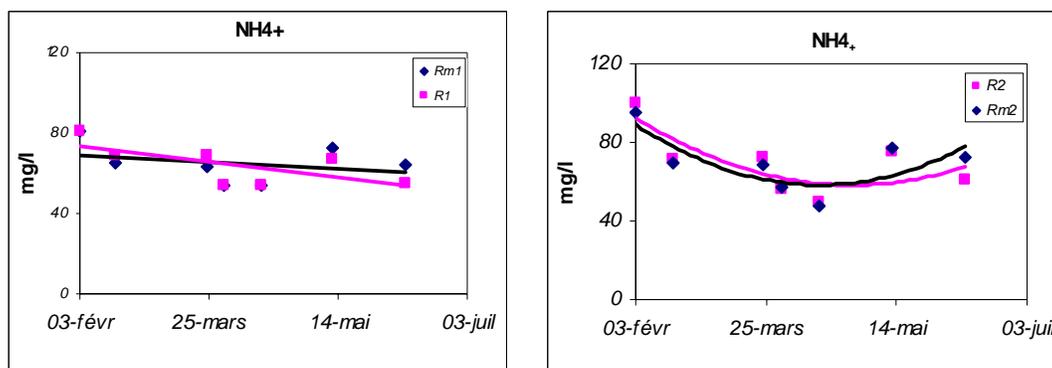

 Figure 59: Evolution du N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup> dans l'effluent des RAFADE

Tableau 16: Moyennes et taux d'abattement globaux des matières azotés dans l'effluent des RAFADE

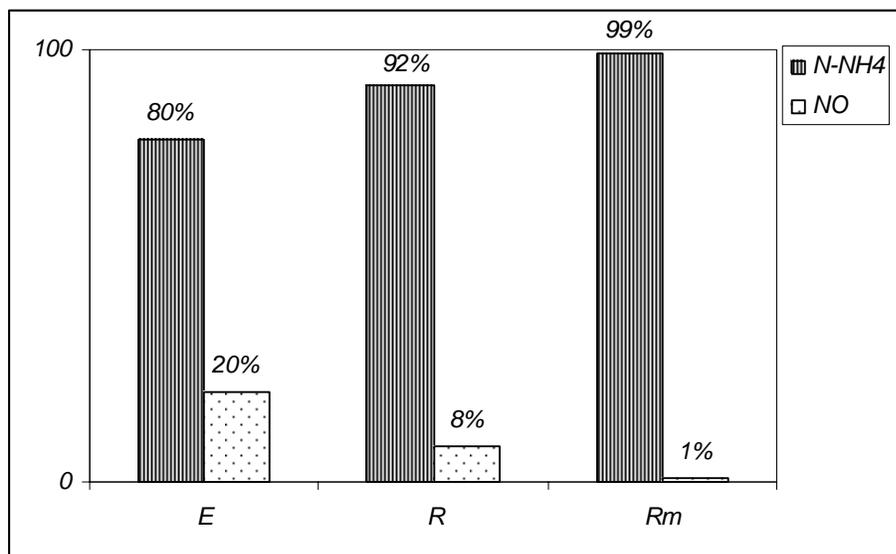
Paramètre	Entrée (mg/l)	RAFADE modifiés				RAFADE non modifiés			
		Rm1		Rm2		R1		R2	
		Moyenne (mg/l)	TA (%)	Moyenne (mg/l)	TA (%)	Moyenne (mg/l)	TA (%)	Moyenne (mg/l)	TA (%)
N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup>	64,4	68,0	-5,7	74,5	-9,5	61,0	5,2	68,0	-11,5
NTK	81,3	74,3	8,6	75	12,8	77,6	4,6	74,0	9,0
NO	16,9	6,3	-	0,5	-	16,5	-	6	-

Les formes de l'azote de l'influent sont réparties comme suit : 80% pour N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup> et 20% pour l'azote organique. À la sortie des réacteurs la concentration de l'azote ammoniacale augmente d'environ 10% due vraisemblablement à la minéralisation de l'azote organique.

Ces résultats concordent avec ceux rapportés par d'autres auteurs sur les réacteurs UASB (van Haandel et Lettinga, 1994).

Des taux d'élimination de 20% ont été rapportés pour des réacteurs anaérobies à Cali (van Haandel et Lettinga, 1994).

La nature des matières azotées quittant le réacteur Rm2 est à 99 % ammoniacale et 1 % organique. Pour le réacteur R1 ces chiffres sont de 92 % et 8 %, ce qui prouve une meilleure rétention de la biomasse dans la filière modifiée.



**Figure 60: Pourcentage d'AO et N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup> dans l'influent et l'effluent des RAFADE**

L'abattement de l'azote organique pourrait être expliqué d'une part par la sédimentation de la matière particulaire dans les réacteurs (azote organique particulaire NOP) et d'une autre part par la transformation de la forme organique en forme minérale N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup> (azote organique dissous NOD).

Mulder et al. (1995) ont montré la présence d'un autre phénomène de prélèvement de l'azote en anaérobiose. Le biogaz produit par les bactéries méthanigènes contient un pourcentage de N<sub>2</sub>. Une voie de dénitrification nommée oxydation anaérobie de l'ammonium (ANAMMOX) permet la transformation des nitrites en azote gazeux avec l'ammonium comme donneur d'électrons.





## Discussions

Les matières nutritives apportées par l'influent aux réacteur sont soit décantées soit minéralisées. Toutefois cet abattement est plus poussé dans le RAFADE modifié notamment pour l'azote, indiquant une meilleure rétention de la biomasse.

Les taux d'abattement des matières nutritives restent faibles si on les compare avec ceux des matières organiques. Les réacteurs anaérobies sont plus performants dans l'élimination de la DBO<sub>5</sub> et de la DCO.

### *III. Performances de l'unité de prétraitement anaérobie de la STEP de l'IAV*

Afin de savoir les performances d'épuration de l'unité de prétraitement anaérobie, on a prélevé des échantillons à la sortie du décanteur et la sortie du filtre à gravier de la filière RAFADE modifié.

#### **III.1 Elimination des matières solides et des matières organiques**

Le suivi de la qualité de l'effluent a donné les résultats rapportés dans le tableau (17)

**Tableau 17: Moyenne et taux d'abattement globaux des matières solides et organiques dans l'effluent du décanteur et du filtre**

Paramètre	Décanteur		Filtre	
	Moyenne (mg/l)	TA (%)	Moyenne (mg/l)	TA (%)
MST	630	30	508	19
MVT	360	6	275	23
MES	51	68	27	47
MVS	60	20	19	68
DCO	206	26	130	37
DBO <sub>5</sub>	150	41	96	36

Le taux d'abattement des MST et des MES au niveau du décanteur sont respectivement 30 et 68 %. Le décanteur piège les matières solides et les matières en

suspension se trouvant dans l'effluent des RAFADE, les particules de faible densité ne sont pas piégées au niveau du décanteur et passent dans le filtre à gravier. Ce dernier a un taux d'abattement de 19 % pour les MST et de 47 % pour les MES.

Les taux d'abattement de la DCO sont de 26 % au niveau du décanteur et de 37 % au niveau du filtre à gravier. La DCO éliminée est due à la décantation des particules en suspension contenues dans l'effluent au fond du décanteur ainsi qu'à la capture des particules de faible densité au niveau du filtre.

Un biofilm est développé au tour des grains de gravier lequel contribue à l'élimination d'une part des matières organiques.

Cette action du filtre permet aussi de protéger l'unité de post traitement de l'action indésirable des boues et MES dans ces ouvrages.

### III.2 Elimination des matières nutritives

La mesure des matières nutritives à l'entrée et à la sortie du filtre a donné les résultats rapportés dans le tableau (18).

**Tableau 18: Moyennes et taux d'abattement globaux des matières nutritives dans l'effluent du filtre à gravier**

NTK		NH <sub>4</sub> <sup>+</sup>		Pt		P-PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup>	
Moyenne	TA	Moyenne	TA	moyenne	TA	Moyenne	TA
(mg/l)	(%)	(mg/l)	(%)	(mg/l)	(%)	(mg/l)	(%)
70	10	63	12	8,4	16	6	2

Le filtre à gravier contribue à l'élimination des matières nutritives, cette diminution des concentrations est due à ce que les grains de gravier capturent les matières en suspension et les matières solides lesquelles contiennent des proportions des matières nutritives.

### III.3 Performances d'épuration de l'unité de prétraitement

Les moyennes et les taux d'élimination des différents paramètres dans l'influent et dans l'effluent de l'unité de prétraitement anaérobie sont présentés dans le tableau (19)

**Tableau 19: Moyennes et taux d'abattement globaux des différents paramètre à la sortie de l'unité de prétraitement anaérobie**

<b>Paramètre</b>	<b>Unité</b>	<b>Entrée</b>	<b>Sortie</b>	<b>TA (%)</b>
MST	mg/l	1137	508	55
MVT	mg/l	527	275	48
MES	mg/l	342	27	92
MVS	mg/l	164,5	19	88
DCO <sub>a</sub>	mg/l	976	130	87
DBO <sub>5</sub>	mg/l	528	96	82
NTK	mg/l	81	70	14
N-NH <sub>4</sub>	mg/l	65	63	4
P-PO <sub>4</sub>	mg/l	6	5,9	1,5
Pt	mg/l	8,5	8,4	2

L'unité de prétraitement anaérobie a montré son efficacité dans l'élimination des matières solides et des matières organiques. Tandis que pour les matières nutritives le taux d'élimination reste faible. L'eau à la sortie de l'unité de prétraitement anaérobie contient encore des matières nutritives qu'il faut éliminer. C'est dans ce but qu'une unité de post traitement (chenal algal à haut rendement (CAHR)) est installée à l'aval des deux filières RAFADE.

Le CAHR enlève 89 % de l'azote ammoniacal (N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup>) et 59 % des orthophosphates (P-PO<sub>4</sub><sup>3-</sup>) (El Hamouri, 2004).

### IV. Etude de la colonne d'eau

A fin de déterminer le profil des différents paramètres physiques et organique, nous avons effectué des prélèvements à différentes profondeurs de chacun des réacteurs du RAFADE non modifié.

#### IV.1 pH et conductivité électrique

##### ✓ Conductivité électrique

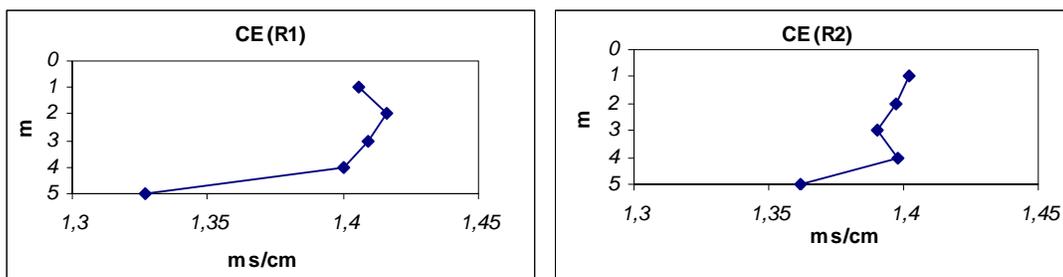


Figure 61: Profils de la conductivité électrique dans les réacteurs R1 et R2

La CE mesurée au niveau du lit de boues est plus faible que celle mesurée dans le reste du réacteur. Cette stratification est liée au processus de minéralisation qui se déroule au fond du réacteur. Les éléments minéraux sont solubilisés au niveau du lit de boues puis libérés vers la sortie du réacteur.

##### ✓ pH

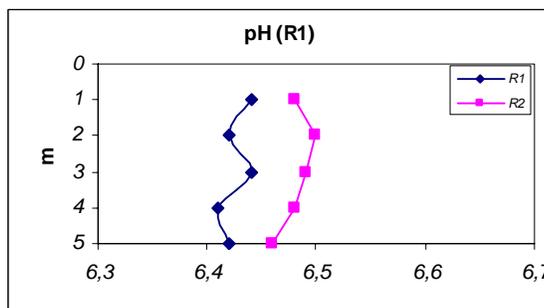


Figure 62: Profils du pH dans les réacteurs R1 et R2

Le pH ne présente pas une stratification nette au sein d'un même réacteur. La différence existe entre le pH de R1 et de R2, cette différence est due à ce que dans R1

c'est l'activité des bactéries acidifiantes qui règne tandis que dans R2 c'est l'activité des bactéries méthanigènes qui prédomine.

#### IV.2 MST, MVT, MES, MVS et MD

##### ✓ MST, MVT, MES et MVS

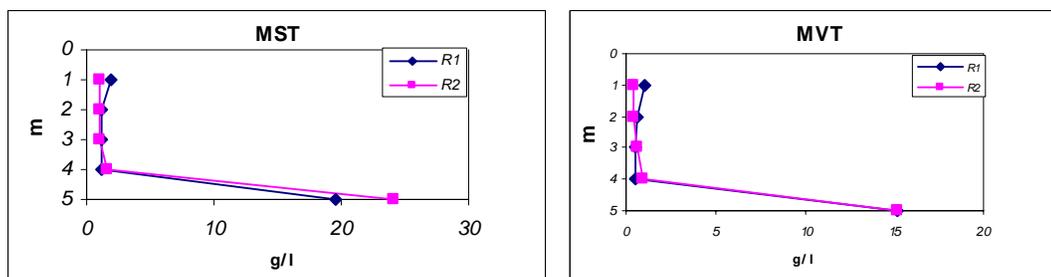


Figure 63: Profils des MST et des MVT dans les réacteurs R1 et R2

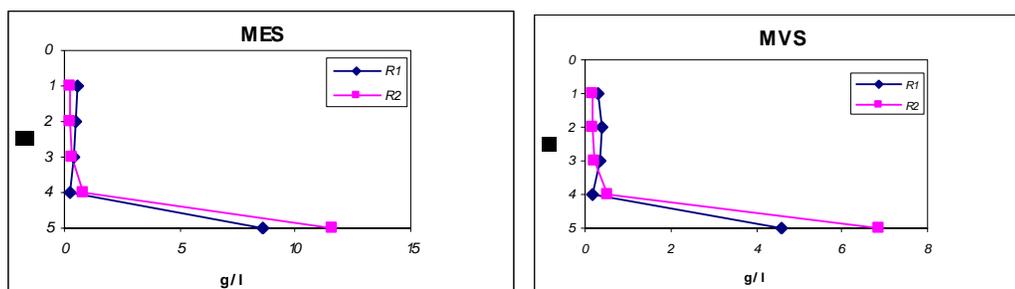


Figure 64: Profils des MES et des MVS dans les réacteurs R 1 et R2

Les réacteurs R1 et R2 montrent une stratification nette des MST et MVT entre le fond du réacteur (lit de boues) et le reste du réacteur. La moyenne de MST dans le lit de boues de R1 est 19,5g/l dont 78 % est sous forme organique. Pour R2 la concentration de MST au niveau du lit de boues est 24,16 g/l dont 63 % est sous forme organique. Dans le reste du réacteur, les concentrations en MST et MVT sont respectivement 1,3 et 1,1 g/l dans R1 et R2.

Une stratification est aussi remarquée pour les MES et MVS. La moyenne de MES dans le lit de boues de R1 est 8,1g/l dont 53 % est sous forme organique. Pour R2 la concentration de MES au niveau du lit de boues est 11,5 g/l dont 66 % est sous forme

organique. Dans le reste du réacteur, les concentrations en MES et MVS sont respectivement 1,2 et 0,7 g/l dans R1 et 1,1 et 0,6 g/l dans R2.

Cette stratification dans les réacteurs montre qu'il y a une décantation des boues au fond des réacteurs, c'est une indication du bon fonctionnement d'un réacteur à lit de boues.

✓ MD

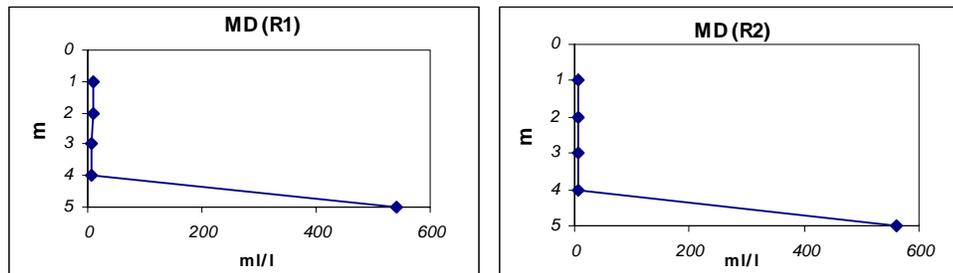


Figure 65: Profils des MD dans les réacteurs R1 et R2

La concentration en matières décantables est différente entre le lit de boues et le reste du réacteur.

La concentration en MD au niveau du lit de boues des R1 et R2 est respectivement 540 et 560 ml/l. Dans le reste du réacteur les concentrations dans R1 et R2 sont respectivement 8,2 et 6 ml/l.

Les réacteurs à lit de boues fonctionnent comme des décanteurs.

## *V. Produits de la digestion anaérobie*

### **V.1 Boues**

Les boues évacuées par le RAFADE sont piégées dans un décanteur placé à la sortie du deuxième réacteur (R2), elles sont ensuite évacuées vers un lit de séchage selon une opération réalisée quotidiennement.

L'accumulation des boues diminue le volume utile du réacteur ce qui donne une diminution du temps de rétention hydraulique et donc une diminution des performances épuratoires. Mais dans le même temps, cette accumulation de boues augmente la concentration de bactéries épuratrices ce qui favorise la dégradation de la matière organique.

Dans les réacteurs, la hauteur du lit de boue ne dépasse pas 1m, tandis qu'il y a un apport continu des matières en suspension contenues dans l'influent, ce qui montre qu'il y a une évacuation spontanées des boues par le réacteur lui-même (El Hafiane, 2003).

#### **V.1.1 Boues liquides**

Le volume de boues évacuées quotidiennement du décanteur vers le lit de séchage est variable. Pour la filière gauche le volume quotidien de boue évacué varie entre 80 et 215 l/j avec une moyenne de 150 l/j, tandis que pour la filière droite le volume évacué varie entre 132 et 400 l/j avec une valeur moyenne de 280l/j.

Un suivi de deux mois du volume de boues évacuées est effectué pour réaliser une comparaison entre la quantité produite par les RAFADE modifié et les RAFADE non modifié (figure 66).

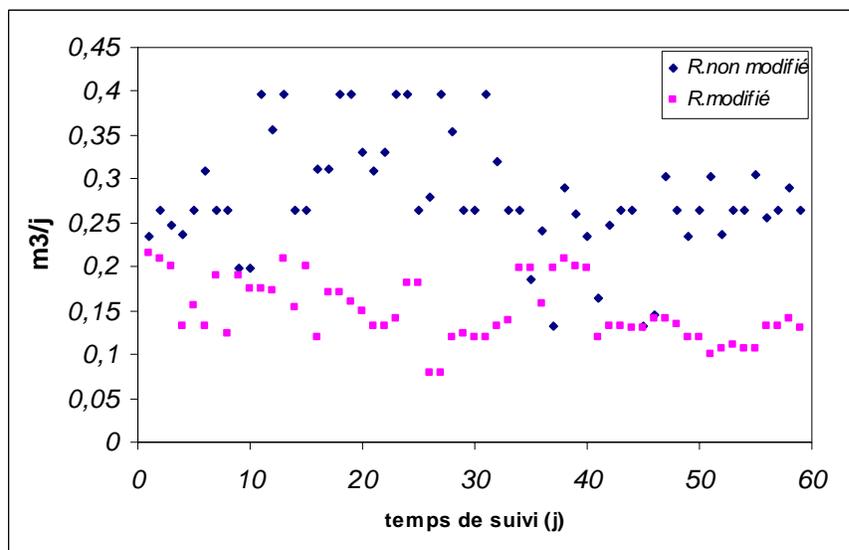


Figure 66: Volumes de boues évacuées par les RAFADE modifiés et non modifiés

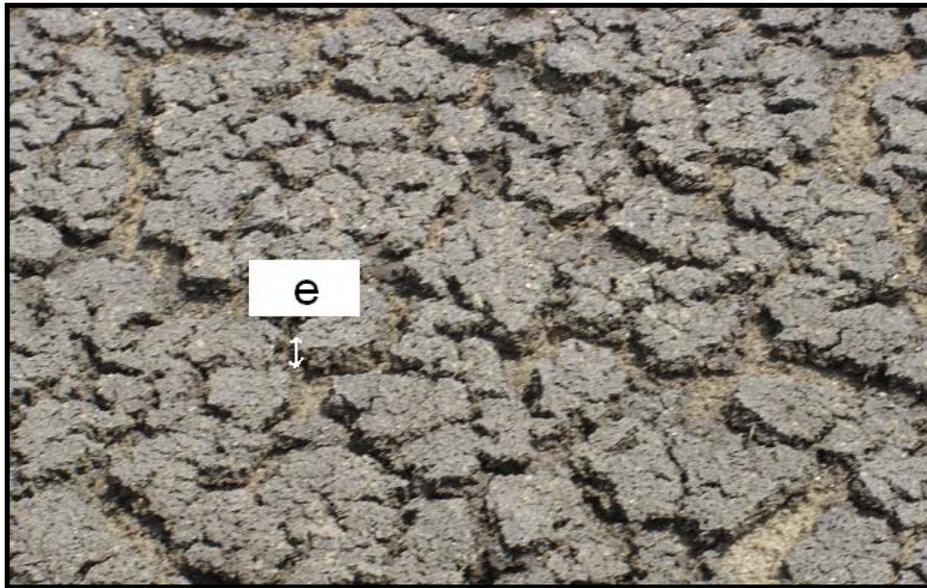
Durant toute la période du suivi, la quantité de boues évacuée par le RAFADE modifié est inférieure à celle évacuée par le RAFADE non modifié. Cela peut être expliqué par le fait qu'au niveau de cette dernière filière et au moment d'arrivée de l'influent, une quantité importante de particules du lit de boue sont emportées avec l'eau vers la sortie. Toutefois, ces résultats correspondent à une période de remise en marche et de maturation des systèmes. Par conséquent, une évolution avec le temps de ces données peut avoir lieu.

### V.1.2 Boues sèches

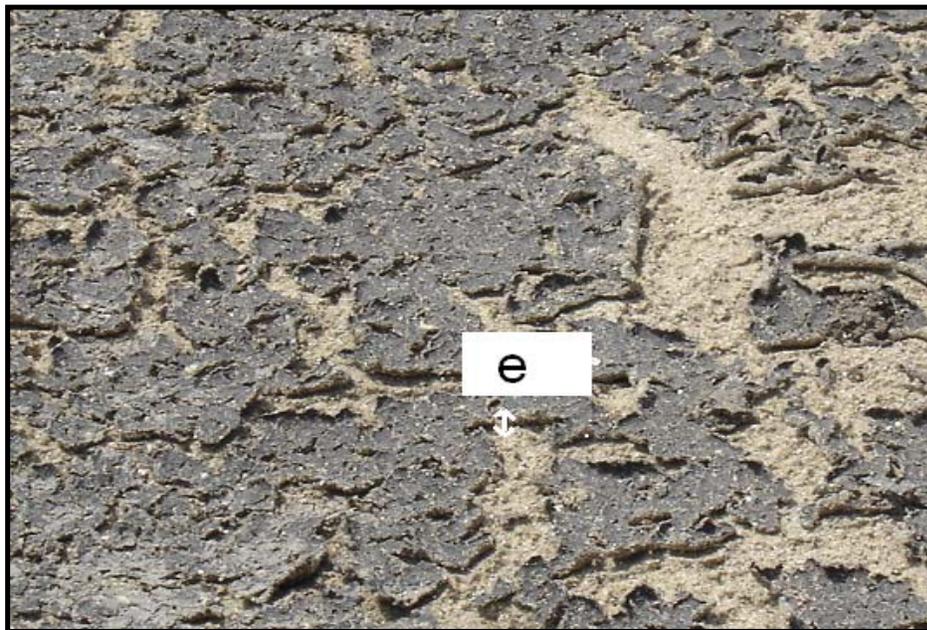
La boue évacuée est étalée sur des lits de séchage. Elle reste cinq jours sur le lit de sable pour se dessécher.



Figure 67: lits de séchage de la boue évacuée



**Figure 68: Boues séchées du RAFADE non modifié**



**Figure 69: Boues séchée du RAFADE modifié**

D'après les figures 68 et 69, l'épaisseur de la boue évacuée de la filière RAFADE non modifié est plus importante que celle de la boue de la filière RAFADE modifié. Des échantillons de la boue séchée ont été prélevés afin d'estimer la masse quotidienne produite de boue par chacune des filières.

La filière RAFADE non modifié produit une quantité moyenne de boues sèche de 7,5 kg/j soit 0,28 kg de boues sèches par m<sup>3</sup> d'eau traitée , tandis que la filière RAFADE modifié produit une moyenne de 5,2 kg/j de boue soit 0,19 kg/m<sup>3</sup>. 32% est la différence entre les deux quantités produites.

Par ailleurs, la texture de la boue évacuée par les RAFADE modifiés est plus fine que celle de la boue évacuée par les RAFADE non modifiés. On peut dire que seule la boue fortement digérée quittent les RAFADE modifiés vue sa faible densité.

## V.2 Biogaz

### V.2.1 Production de biogaz

Le biogaz produit par les réacteurs est collecté à l'aide des coupoles en polyester dont la base est insérée dans un chenal remplie d'eau pour assurer l'étanchéité et empêcher toute fuite éventuelle du biogaz. Le biogaz produit et par la suite conduit, à l'aide des canalisations spéciales, vers un gazomètre.



**Figure 70: Système de collecte et de stockage du biogaz**

Le groupe électrogène placé à la fin du système de collecte permet d'estimer le volume de biogaz produit. A l'aide du compteur installé au niveau de ce groupe, nous avons effectué un suivi du volume produit de méthane par chacun des réacteurs.

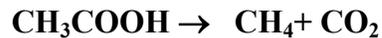
Le volume du biogaz produit est différent entre les deux filières de réacteurs et entre le premier et le deuxième réacteur de la même filière. Les volumes du biogaz obtenus sur chacun des réacteurs sont repris dans le tableau (20)

**Tableau 20: Quantités de biogaz produites**

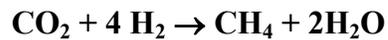
	RAFADE modifiée		RAFADE non modifiée	
	Rm1	Rm2	R1	R2
Production en biogaz (m <sup>3</sup> /j)	0,255	0,54	0,113	0,995

D'après le tableau (20), la quantité de biogaz produite par R2 et Rm2 est supérieure à celle produite par R1 et Rm1.

La part la plus importante de méthane est produite dans R2 probablement par une population de bactéries méthanigènes acétotrophes suivant l'équation :



Tandis que dans R1, ce sont les bactéries méthanigènes hydrogénotrophes qui pourraient être à l'origine des faibles quantités de méthane produites suivant l'équation



La différence entre la production de biogaz de la filière gauche et celle droite peut être expliquée par la perturbation qu'a subie la filière modifiée lors des travaux effectués sur le système de distribution et de collecte de l'eau. Les réacteurs ont été vidés puis remplis et l'exposition de leurs boues à l'oxygène de l'air aurait entraîné une diminution de l'activité de la population des bactéries anaérobies.

### V.2.2 Production spécifique de biogaz

La production spécifique des RAFADE en biogaz est définie comme étant la quantité de biogaz produite par kg de DCO éliminée. Selon Lettinga (1992) ce taux de production est égal à 0,25 m<sup>3</sup> kg<sup>-1</sup> sur un réacteur type UASB.

Selon El Hafiane et El Hamouri (2005) le biogaz aurait la composition suivante : 77 % de méthane, 14 % N<sub>2</sub>, 4 % O<sub>2</sub>, 3 % H<sub>2</sub>O et 2 % CO<sub>2</sub>.

Le calcul de la production spécifique de biogaz des deuxièmes réacteurs de chacune des filières a donné les résultats représentés dans le tableau (21) :

**Tableau 21: DCO éliminée et production spécifique en méthane pour R2 et Rm2**

	<b>RAFADE modifiés</b>	<b>RAFADE non modifiés</b>
DCO éliminée (kg/m <sup>3</sup> )	0,115	0,124
DCO éliminée (kg.j <sup>-1</sup> )	3,145	3,391
Production de biogaz (m <sup>3</sup> .j <sup>-1</sup> )	0,540	0,995
Production spécifique de biogaz (m <sup>3</sup> .kg <sup>-1</sup> DCO éliminée)	0,172	0,293
Production spécifique de méthane (m <sup>3</sup> .kg <sup>-1</sup> DCO éliminée)	0,132	0,225

Hazkoning (1994) a rapporté que la production spécifique des systèmes anaérobies traitant les eaux usées domestiques varie entre 0,15 et 0,25 m<sup>3</sup> kg<sup>-1</sup>DCO éliminé. La production spécifique de biogaz de Rm2 est inférieure à celle de R2. Cela indique que l'activité bactérienne dans Rm2 n'a pas encore repris son activité normale et atteint sa vitesse de croisière.

### V.2.3 Utilisation du biogaz

Le biogaz produit par la STEP de l'IAV Hassan II est converti en énergie électrique à l'aide d'un groupe électrogène comportant un moteur Diesel MAG DEUTZ F1L208 tournant à 3000 t/min avec un alternateur NSM de 7,5 KVA. L'alimentation du moteur a été adaptée de telle façon qu'il puisse démarrer en premier lieu avec du gazoil puis continuer après au biogaz.

Le méthane représente une énergie équivalente de 2,8 kWh/m<sup>3</sup>, les RAFADE de la STEP de Rabat produisent une quantité de méthane égale à 1,873 m<sup>3</sup>.j<sup>-1</sup>, ce qui correspond à 1,442 kWh/jour.

## *VI. Constantes caractéristiques des RAFADE*

Après avoir déterminé le temps de rétention hydraulique des deux filières du RAFADE, on peut ainsi déterminer les constantes empiriques a et b de dimensionnement de ce type des réacteurs anaérobies à l'aide de l'équation suivante

$$E = 1 - C_e/C_i = 1 - C_1 (TRH)^{-C_2}$$

Pour un taux d'élimination de la DCO de 80% on obtient les résultats représentés dans le tableau (22):

**Tableau 22 : Valeurs des constantes empiriques du RAFADE**

	<b>RAFADE modifié</b>	<b>RAFADE non modifié</b>
TRH (h)	49,76	49,24
a	1,52	1,64
b	0,52	0,54
E (%)	80	80

Ainsi, dans le cas du RAFADE modifié, l'équation devient :

$$E = 1 - 1,52 (TRH)^{-0,52}$$

Ainsi, dans le cas du RAFADE non modifié, l'équation devient :

$$E = 1 - 1,64 (TRH)^{-0,54}$$

## *Conclusion*

- Le nouveau dispositif de distribution de l'influent au sein de Rm1 a amélioré le rendement de ce dernier dans l'élimination des matières solides et organiques.  
Le taux d'élimination des MST au niveau de Rm1 est de 32 % contre 28 % dans R1. Ainsi pour le taux d'élimination de la DCO<sub>t</sub>, on trouve 47 et 43 % respectivement pour Rm1 et R.
- Les modifications effectuées au niveau de Rm2 n'ont pas améliorées ses performances épuratoires. On trouve un taux d'élimination de la DCO<sub>t</sub> de 17 % dans Rm2 et de 21 % dans R2. Pour le taux d'élimination des MST ces valeurs sont de 6 et 12 %.
- L'unité modifiée de traitement anaérobie suivi du filtre à gravier permet d'atteindre des taux d'élimination de 87 % de la DCO<sub>d</sub>, 82 % de la DBO<sub>5</sub>, 92 % des MES et 88 % des MVT. Tandis que sa participation dans l'élimination des éléments nutritifs reste faible ; 14 % pour NTK et 4 % pour Pt.
- Les quantités de boues évacuées par le RAFADE non modifié sont supérieures à celles évacuées par le RAFADE non modifié soit 0,28 contre 0,19 kg/m<sup>3</sup> d'eau traitée. L'accumulation de boues dans le réacteur augmente la concentration de bactéries épuratrices ce qui favorise la dégradation de la matière organique.
- La production spécifique de méthane dans Rm2 et R2 est respectivement est 0,132 et 0,225 m<sup>3</sup>.kg<sup>-1</sup>DCO éliminée. Cela indique que l'activité bactérienne dans Rm2 n'a pas encore repris son activité normale et atteint sa vitesse de croisière.

## *CONCLUSION GÉNÉRALE*

Cette étude avait comme objectifs l'étude des performances d'épuration de la filière RAFADE modifié en comparaison avec le RAFADE non modifié et voir l'impact des changements effectués du système de distribution de l'influent et de collecte de l'effluent sur le type d'écoulement et le temps de séjour au sein des réacteurs.

Par le biais du traçage chimique, nous avons pu mettre en évidence, qu'au sein des réacteurs anaérobies à flux ascendant et à deux étapes, c'est l'écoulement type piston dispersif qui règne.

L'introduction de quatre entrées au lieu de deux et de quatre sorties au lieu d'une seule a amélioré les conditions d'écoulement dans Rm1. Ce changement effectué a pu diminuer le degré de mélange du contenu du réacteur, ce qui a conduit à un écoulement au sein de Rm1 plus proche de type piston idéal ( $d=0,056$ ) que dans R1 ( $d=0,073$ ).

Le nombre de dispersion trouvé est de 0,004 pour Rm2 et de 0,0032 pour R2. Les modifications effectuées au niveau du Rm2 n'ont pas influencées le type d'écoulement au sein de ce dernier. La vitesse et le débit de l'influent à l'entrée de Rm1 et de R1 sont plus importants qu'à l'entrée de Rm2 et R2, cela est traduit par un nombre de dispersion et un degré de mélange plus petits dans ces derniers réacteurs.

Les temps de rétention hydraulique dans Rm1 et R1 sont respectivement de 21 h et 23 h sans que cela ne se répercute sur le pourcentage du volume mort qui est de 20 et de 14 %. Tandis que pour Rm2 et R2 ces valeurs sont de 28,5 h et de 26 h.

L'étude comparative des performances d'épuration des deux filières RAFADE a permis de conclure que grâce aux modifications appliquées, on a pu améliorer le taux d'abattement des matières solides dans l'effluent du RAFADE modifié.

Le nouveau système de distribution de l'eau ne cause pas le mélange du lit de boues et assure un abattement des MST de 32 % dans Rm1 contre 28 % dans R1.

Les moyennes des MD dans l'effluent des RAFADE modifiés et non modifiés sont respectivement 1,03 et 8,72 ml/l. Ces abattements des matières solides sont prouvés

par la différence entre les degrés de mélange des deux filières RAFADE calculés grâce au test de traçage.

L'accumulation des boues au niveau du réacteur augmente la concentration des bactéries responsables de la dégradation de la matière organique et par conséquent augmente les performances épuratoires du réacteur.

Les taux d'abattement du RAFADE modifié et non modifié de la  $DCO_t$  sont respectivement 56 et 55 % tandis que ceux de la  $DCO_d$  sont 66 et 76 %.

Les constantes de premier ordre de biodégradation de la matière organique ( $k$ ) calculées, en se basant sur la  $DCO_d$ , pour Rm1 et R1 sont respectivement de 0,9415 et de 1,0953  $j^{-1}$ . Pour Rm2 et R2 ces chiffres sont de 0,2368 et de 0,3945  $j^{-1}$ .

Ces résultats indiquent que le potentiel de dégradation de la matière organique dans le RAFADE non modifié est supérieur à celui du RAFADE modifié.

Les matières azotées quittant Rm2 sont composées de 99 % de l'azote ammoniacal (minérale) et 1 % de l'azote organique. Tandis que ces chiffres sont de 92 % et de 8 % dans l'effluent de R2. Ce qui témoigne d'une meilleure rétention de la biomasse au sein du RAFADE modifié.

Les taux d'abattement des paramètres de pollution ont évolués depuis le début de la période du suivi parce que c'est une période de remise en marche et de maturation du système. Une amélioration de ces paramètres peut avoir lieu.

La boue évacuée par les RAFADE modifiés est plus fine et moins abondante que celle évacuée par les RAFADE non modifiés. Seule la boue bien digérée et de faible densité quitte Rm2.

La production spécifique de méthane du RAFADE modifié est de 0,132  $m^3.kg^{-1}DCO$  éliminée et elle est de 0,225  $m^3.kg^{-1}DCO$  éliminée dans les RAFADE non modifiés. Cette différence entre les productions spécifiques de méthane confirme la différence trouvée entre les taux d'abattement de la  $DCO_d$ .

L'unité de prétraitement anaérobie et le filtre à gravier assurent un abattement de 92 % des MES, 88 % des MVS, 87 % de la DCO et 82 % de la DBO5. Tandis que leur

participation dans l'élimination des éléments nutritifs reste faible. L'effluent va poursuivre le traitement dans l'unité de post traitement aérobie (CAHR) où les algues prélèvent ces éléments nutritifs pour assurer leur croissance.

A la lumière de ces résultats préliminaires et sous réserve qu'ils soient confirmés par au moins une année complète de suivi, nous proposons les recommandations suivantes pour améliorer les performances d'épuration du RAFADE :

- Multiplier les points de distribution de l'influent et de collecte de l'effluent dans R1 pour améliorer le taux d'abattement des matières solides dans l'effluent traité et diminuer les quantités de boues produites par le système. Ce dispositif assure aussi un écoulement plus proche du piston.
- Maintenir le système hydraulique de R2 tel quel puisque les modifications apportées au Rm2 n'ont pas beaucoup influencées le régime d'écoulement et les performance épuratoires de ce dernier.
- Combiner le système de Rm1 et de R2 dans une seule filière RAFADE pour avoir un rendement meilleur dans l'abattement des matières organiques, solides et dans la production du biogaz.

---

---

## *Références bibliographiques*

1. **Antoine B.**, 2000, Distribution des temps de séjour dans les procédés industriels, Oil & Gaz Science and technology, Vol.55, N°2, France pp : 159-169.
2. **APHA**, 1989, Standard methods for the examination of water and wastewater 17<sup>th</sup> edition, American Public Health Association, New York, USA.
3. **Arthur J. P.**, 1983, Note on the design and operation of waste stabilization ponds in warm climates of developing countries, in world Bank technical papers.
4. **Bechac J. P. et Boutin P.**, 1984, Traitement des eaux usées, Edition Eyrolles-Paris, 281p.
5. **Benchekroun T et Bouchama M.**, 1991, Réutilisation des eaux usées en agriculture au Maroc, SEHA, Rabat.
6. **Brissaud F.**, 1987, «les procédés du géoassainissement». Pollution et environnement des eaux souterraines. Protection et problèmes d'assainissement, AGRO-VERSEAU, Montpellier 7-8-9 October, pp153-204.
7. **BUSWELL**, 1932
8. **CARDOT C.**, 1999, Les traitements de l'eau, génie de l'environnement, Ellipses Edition Marketing S.A, Paris, 247 p.
9. **Chafiol C., Magne G.**, 1986, Séminaire assainissement, formation des cadres techniques, Ecole nationale des techniciens de l'équipement, France, 49p.
10. **Couturier C., Berger S., Meiffren I.**, 2001, la digestion anaérobie des boues urbaines, co-édité : Agence de l'eau Adour-Garonne/Solagro, France, 36p.
11. **Degrémont**, 1989, Mémento technique de l'eau, Tome II, 9<sup>ème</sup> Edition.
12. **Denac M., Griffin P.L. and Greenfield P.F.**, 1988, Selection of controlled variables for high rate anaerobic reactor. Environmental Technology Letters, Vol. 9, pp. 1029-1040.
13. **Edeline F.**, 1993, L'épuration biologique des eaux, Théorie et technologie des réacteurs, Édition Cebedoc; Liège, 4<sup>ème</sup> Edition.
14. **El Hafiane F. & El Hamouri B.** (2002). Performances d'un système anaérobie à deux phases dans le traitement des eaux usées domestiques sous climat Méditerranéen, Actes Instit. Agron. Vet., Maroc, Vol.22 (3), pp : 133-141.
15. **El Hafiane**, 2003, Une nouvelle approche combinant deux systèmes à haut rendement anaérobie/aérobie pour l'épuration des eaux usées domestiques, Thèse Doct. Institut agronomique et vétérinaire Hassan II, Maroc.
16. **El Hamouri B., El Hafiane F., Rami A.**, 2003, Mécanismes d'élimination de l'azote et du phosphore dans un chenal algal à haut rendement, Revue des Sciences de l'eau, Vol. 16 (2), pp. 157-172.

- 
- 
17. **El Hafiane F., El Hamouri B.**, 2005, Anaerobic reactor/high rate pond combined technology (ARHPCT) for sewage treatment in the mediteranien area, water science & technology (under press).
  18. **El Hamouri B.**, 1996, Rapport consultation génie sanitaire. Projet MOR 86/018, Épuration et réutilisation des eaux usées à des fins agricoles, PNUD-FAO-OMS.
  19. **El Hamouri B.**, 2000, Réacteur anaérobie à deux phases, Brevet n°25037 délivré le 01/07/00.
  20. **El Hamouri B.**, 2005, Réacteur anaérobie et chenal à haut rendement, 112p.
  21. **Feachem R. G., Bradly D. J., Garelick H., Mara D. D.**, 1983, Sanitation and disease: health aspects of excreta and wast water management, Edition John Willey.
  22. **Ferman R., Gesela G., Alfonsol L., Elena Z., Jesus I.**, 1985, Amoeba in waste water stabilization pond sustem in Mexico, water, air and soil pollution, 28.
  23. **Florentz M.**, 1982, Elimination du phosphore, CEA, Caractérisation physico-chimique des eaux urbaines de la ville d'El Jadida, Fac.Sci. De Marrakech.
  24. **Gadelle F.**, 1995, Le monde manquera t-il bientôt l'eau, Journal sécheresse, Vol.6, N°1, Mars.
  25. **Gaid A.**, 1974, contribution à l'étude de l'élimination biologique de l'azote contenu dans les eaux résiduaires, Thèse Doct. Univ. Renne.
  26. **Gloyna E. F.**, 1971, In waste stabilization ponds, World Health Organisation, Geneva.
  27. **Henze M. Et Harremöes P.**, 1983, Anaerobic treatment of wastewater in fixed film reactors, A literature review. Wat.Sci.Tech., 1-10.
  28. **Haskoning**, 1989, anaerobic Treatment of Domestic Waste Water Under Tropical Conditions, Royal Dutch Consulting Engineers and Architects, Final report.
  29. **Haskoning**, 1994, Royal Dutch Consulting Engineers and Architects, Anaerobic treatment of domestic wastewater under tropical conditions. DECOM manual.
  30. **Kadlec R. H.**, 1994, Detention and mixing in free water wetlands, Ecological Engineering 3, University of Michigan, Departement of Chemical Engineering,USA pp:345-380.
  31. **Lettinga G. van Velsen A.F.M., Hobma S.W., de Zeeuw W.J. & Klapwijk A.**, 1980, Use of the up-flow sludge blanket (USB) concept for biological wastewater treatment, especially anaerobic treatment. Biotechnology and bioengineering **22**, pp: 699–734.
  32. **Lettinga G.**,1992, Treatment of raw sewage under tropical conditions, In Design of anaerobic processes for the treatment of industrial and municipal wastes, Volume 7, Lancaster, Pennsylvania, USA.
  33. **Lettinga G., Field J., van Lier J., Zeeman G. & Hulshoff Pol. L.W.**,1997, Advanced anaerobic wastewater treatment in the near future, Wat.Sci.Tech., **35** (10), pp:5-12.
  34. **Levenspiel O.**, 1972, Chemical reaction engineering, 3<sup>ème</sup> édition, Librery of congress cataloging in Publication DAta, New York.

- 
- 
35. **Mara D. D., Pearson**, 1987, waste stabilization ponds: design manual for mediterranean europe, Ed. W.H.O.regional office for europe, Copenhagen.
  36. **Marais G.V. R. et Shaw V. A.**, 1961, A rational theory for the design of sewage stabilization ponds in central and south Africa, Transaction of the south african institution of civil engineers,3.
  37. **Marais G. V. R.**,1966, New factors in the design, operation and performance of waste stabilization pond, Bulletin of the world health organization, 34.
  38. **Martin G.**, 1987, Point sur l'épuration et le traitement des effluents (eau, air), Phosphore. Vol. 3. Lavoisier - Paris.
  39. **Mergaert K., Vanderhaegen B. & Verstraete W.**, 1992, Applicability and trend of anaerobic pre-treatment of municipal wastewater, Wat.Res. 26, pp:1025-1033.
  40. **Mulder et al. (1995) Mulder A., Vandergraaf A.A., Robertson L.A. & Kuenen J.G. (1995)**. Anaerobic ammonium oxidation discovered in a denitrifying fluidized bed reactor. FEMS Microbiology Ecology. 16 (3) 177-183.
  41. **Norman E., Kowal et Herbert R., Pahren Elmer W. Akin.**, 1981, Microbiological health effects associated with the use of municipal waste water for irrigation, in municipal waste water in agriculture, ch. 13, Ed: Jorge Aguire Matrine.
  42. **ONEP (Office National d'Eau Potable)**, 1992, Assainissement liquide, N° Déc. 1992.
  43. **Oswald W.J.**, 1988, Large-Scale algal culture systems (engineering aspects), Cambridge University Press, U.K
  44. **Rami A.**, Epuration des eaux usées urbaines dans un chenal algal à haut rendement : Comparaison avec les bassins facultatifs et détermination des paramètres de dimensionnement et de conduite optimale, Thèse Doct. Fac.Sci, Maroc.
  45. **Rodier J.**, 1996, L'analyse de l'eau, Edition Jean-Marc Quilbé, 8<sup>ème</sup> édition.
  46. **SDNAL**, 1996, Schéma Directeur National d'assainissement Liquide. Projet MOR 92/020.
  47. **Shuval M. I., Adin A., Fattal B., Rawitz E., Yekutiél P.**, 1986, Waste water irrigation in developing countries, health effects and technical solution.
  48. **Speece R.E.**, 1996, Anaerobic Biotechnology for Industrial Wastewaters, Archae Press, Nashville, Tennessee.
  49. **Tchobanoglous G., Schroeder E.**, 1987, Water quality, Wesley publishing company,California.
  50. **Valiron F.**, 1983, La réutilisation des eaux usées, Edition du BRGM, Paris, 207 p.
  51. **Van der Last & Lettinga G.**, 1992, Anaerobic treatment of domestic sewage under moderate climatic (Dutch) using upflow reactors at increased superficial velocities. Wat.Sci.Tech., 25 (7), 167-178.
  52. **Van Haandel A. & Lettinga G.**, 1994, Anaerobic Sewage Treatment: A Practical Guide for Regions with a Hot Climate. Wiley & Sons, Chichester UK.

- 
- 
53. **Van Lier J.B. & Lettinga G.** 1999, Appropriate technologies for effective management of industrial and domestic wastewaters : the decentralized approach. *Wat.Sci.Tech.*, 40 (7), pp:1-18
  54. **Van Lier J. B.**, 2004, Environmental Factors affectin Anaerobic Treatment, Wageningen University/Lettinga associates Foundation.
  55. **Zeeman G. & Lettinga G.**, 1999, The role of anaerobic digestion of domestic sewage in closing the water and nutrient cycle at community level, *Wat.Sci.Tech.*, 39 (5), pp: 187-194.

➤ L'influent est plus chargé en entrant dans R1, donc il est nécessaire de multiplier les points de distribution de l'eau (1 à 2 entrée par m<sup>2</sup>). Cependant en arrivant à R2 l'influent est moins chargé, une entrée par 4m<sup>2</sup> est suffisante pour assurer une bonne distribution de l'eau.

---

# *Annexe*

---

---

## I. Calcul des pertes de charge dans les différents tronçons des Système hydraulique du RAFADE.

### 1. Premier tronçon

Le premier tronçon représente la partie des canalisations qui relie le bassin de distribution au premier réacteur du RAFADE.

Cette première section est identique pour le RAFADE modifié et non modifié, la perte de charge au niveau des accessoires de cette section est représentée dans le tableau (23)

**Tableau 23: Pert de charge dans le premier tronçon**

<b>Tronçon 1: entrée - R1</b>			
	<b>Débit</b>	<b>Nombre</b>	<b>Longueur équivalente (m)</b>
coude (75mm)	Q	2	3
vanne	Q	2	1
conduite 75 mm	Q	-	19
longueur totale			23
perte de charge (mCE)			<b>0,017</b>

La perte de charge (PdC) au niveau de ce tronçon est égale à 0,017mCE. Ce qui signifie que la différence de niveau d'eau dans le bassin de distribution et à l'entrée du premier réacteur doit être supérieure à la valeur de la perte de charge pour que l'eau puisse arriver au réacteur. Le relevé topographique des deux niveaux cités au paravent a permis de calculer une différence de 80 cm. Cette différence trouvée est suffisante pour assurer un écoulement de l'eau.

### 2. Deuxième tronçon

Le deuxième tronçon représente la partie des conduites et des accessoires se trouvant dans le premier réacteur.

- ✓ RAFADE modifié

**Tableau 24: Perte de charge dans le deuxième tronçon (RAFADE modifié)**

<b>Tronçon 2: entrée Rm1 - sortie Rm1</b>			
	<b>Débit</b>	<b>nombre</b>	<b>Longueur équivalente (m)</b>
Coude fermé (75mm)	Q	2	3
	Q/4	12	18
Coude ouvert (75mm)	Q/2	2	2
TE (75mm)	Q	1	5
Coude fermé (63mm)	Q/4	5	6,5
TE (63mm)	Q	1	4,5
Conduite (75mm)	Q	-	6
	Q/2	-	1,3
	Q/4	-	3,5
Conduite (63mm)	Q/4	-	16,5
<b>Perte de charge (mCE)</b>			<b>0,025</b>

✓ RAFADE non modifié

**Tableau 25: Perte de charge dans le deuxième tronçon (RAFADE non modifiés)**

<b>Tronçon 2: entrée R1-sortie R1</b>			
	<b>Débit</b>	<b>Nombre</b>	<b>Longueur équivalente (m)</b>
Coude fermé (75mm)	Q	2	3
	Q/2	6	9
TE (75mm)	Q	1	5
Conduite (75mm)	Q	-	6
	Q/2	-	2
<b>Perte de charge (mCE)</b>			<b>0,011</b>

### 3. Troisième tronçon

Ce tronçon assure la liaison entre le premier et le deuxième réacteur

✓ RAFADE modifié

**Tableau 26: Perte de charge dans le troisième tronçon (RAFADE modifié)**

<b>Tronçon 3: liaison RM1-RM2</b>			
	<b>Débit</b>	<b>Nombre</b>	<b>Longueur équivalente (m)</b>
Coude 75	Q	4	6
Vanne	Q	2	1
Conduite (75)	Q	-	3,2
<b>Perte de charge (mCE)</b>			<b>0,019</b>

✓ RAFADE non modifié

**Tableau 27: Perte de charge dans le troisième tronçon (RAFADE non modifié)**

<b>Tronçon 3: liaison R1-R2</b>			
	<b>débit</b>	<b>nombre</b>	<b>Longueur équivalente (m)</b>
coude 75	Q	4	6
vanne	Q	2	1
conduite (75)	Q	-	4,4
Perte de charge (mCE)			<b>0,02</b>

Dans les deux tronçons 2 et 3, la (PdC) pour les RAFADE modifiés et ceux non modifiés est respectivement 0,05 et 0,03 mCE. Dans les RAFADE, la différence de niveau d'eau entre le premier et le deuxième réacteur est assez suffisante pour combattre la PdC puisqu'on a fixé une différence moyenne de niveau d'eau de 35 cm (différence de niveau des points de sortie de l'eau entre le premier et le deuxième réacteur).

#### 4 Quatrième tronçon

Ce tronçon représente la partie des conduites et des accessoires se trouvant dans le deuxième réacteur

✓ RAFADE modifié

**Tableau 28: Perte de charge dans le quatrième tronçon (RAFADE modifié)**

<b>Tronçon 4 : entrée Rm2-sortie Rm2</b>			
	<b>Débit</b>	<b>Nombre</b>	<b>Longueur équivalente (m)</b>
coude fermé (75mm)	Q	2	3
	Q/4	12	18
TE (75mm)	Q	1	5
coude fermé (63mm)	Q/4	4	6,5
TE (63mm)	Q	1	4,5
Conduite (75mm)	Q	-	6
	Q/2	-	1,3
	Q/4	-	3,5
Conduite (63mm)	Q/4	-	16,5
Perte de charge (mCE)			<b>0,025</b>

✓ RAFADE non modifié

**Tableau 29: Perte de charge dans le quatrième tronçon (RAFADE non modifié)**

<b>Tronçon 4 : entrée R2-sortie R2</b>			
	<b>Débit</b>	<b>nombre</b>	<b>équivalent en mL</b>
coude fermé (75mm)	Q	2	3
Conduite (75mm)	Q	-	4
Perte de charge (mCE)			<b>0,0052</b>

## 5 Cinquième tronçon

Le cinquième tronçon représente la partie des canalisations et des accessoires qui assure la liaison entre le deuxième réacteur et le décanteur.

✓ RAFADE modifié

**Tableau 30: Perte de charge dans le cinquième tronçon (RAFADE modifié)**

<b>Tronçon 5 : Rm2 – décanteur2</b>			
	<b>Débit</b>	<b>Nombre</b>	<b>longueur (m)</b>
Conduite (90mm)	Q	-	28
Conduite (75mm)	Q	-	6,2
coude (75mm)	Q	4	6
coude (90)	Q	2	3,8
vanne	Q	2	1
Perte de charge (mCE)			<b>0,017</b>

✓ RAFADE non modifié

**Tableau 31: Perte de charge dans le cinquième tronçon (RAFADE non modifié)**

<b>Tronçon 5 : R2 – décanteur2</b>			
	<b>Débit</b>	<b>nombre</b>	<b>longueur (m)</b>
<b>Conduite (75mm)</b>	Q	-	3,92
<b>coude (75mm)</b>	Q	3	4,5
<b>vanne</b>	Q	2	1
Perte de charge (mCE)			<b>0,007</b>

Dans les deux tronçons 4 et 5, la (PdC) dans les RAFADE modifiés et ceux non modifiés est respectivement 0,05 et 0,02 mCE.

---

---

Dans notre cas, la différence du niveau d'eau dans le deuxième réacteur et dans le décanteur est de 13 cm pour les RAFADE modifiés et 37 cm pour les RAFADE non modifiés. Cette différence est largement supérieure à la perte de charge pour assurer l'écoulement de l'eau.

## **II. Préparation de quelques solutions pour les analyses chimiques :**

- Dichromate de potassium : 40g  $\text{HgSO}_4$ , 100 ml  $\text{H}_2\text{SO}_4$ , 11,767 g  $\text{K}_2\text{Cr}_2\text{O}_7$  et on complète à 1000ml avec l'ED.
- Sel mohr : 47 g de  $(\text{NH}_4)_2\text{Fe}(\text{SO}_4)_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$  et 20 ml de  $\text{H}_2\text{SO}_4$ , et on complète à 1000 ml avec l'ED.
- $\text{HgSO}_4$  : 10g de  $\text{Ag}_2\text{SO}_4$  , 40 ml d'eau distillée et on complète à 1000 avec  $\text{H}_2\text{SO}_4$