

Remerciements

Arrivée au terme de la rédaction de ce mémoire, il m'est agréable de remercier tous ceux qui m'ont aidé à sa réalisation, qui m'ont soutenu financièrement ou moralement, qui m'ont donné conseil qui m'ont accompagné tout au long de ce parcours...

Mes remerciements s'adressent d'abord aux directeurs qui m'ont accepté dans leur laboratoire de recherche pour accomplir cette thèse : Mr Mahmoud Moussa directeur du laboratoire de modélisation en hydraulique et environnement et Mr Alain Liné directeur de Laboratoire des ingénieries des systèmes biologiques et procédés. Cette thèse était une occasion d'un échange scientifique, culturel et social inédit.

Par la même occasion je tiens à remercier tous les chercheurs que j'ai côtoyé dans les deux laboratoires, pour les bons moments que nous avons partagés, la bonne humeur, les pauses café, les discussions enrichissantes que nous avons menées. Je ne voudrais pas citer des noms, la liste est longue et je ne voudrais oublier personne.

Ma plus grande gratitude va à mes encadreur qui m'ont accordé leur confiance pour mener cette thèse. Mr Hédi Shayeb pour ses qualités humaines et scientifiques. Mr Arnaud Cockx pour ses conseils et ses encouragements, Mr Mathieu Spérandio pour son apport scientifique. Je ne saurai, à ce stade, manquer de citer ces personnes dont la disponibilité et la rigueur m'ont apporté des moments de fierté, de me sentir fortement impliqué dans la recherche scientifique.

Je remercie également Mr Michel Roustan pour les discussions fructueuses au cours de mes séjours à Toulouse et pendant les réunions de travail. Mr Jérôme Morchain, pour son enthousiasme et sa généreuse assistance.

Je n'oublierai pas les aides reçues du personnel de la station de Mahrès. Je cite en particulier Mr Baccari chef station et Mr Boukthir laborantin.

Je tiens à remercier la famille Reguii à Mahrès. Cette famille qui m'a accueilli durant tous mes séjours à Mahrès. Merci de m'avoir grand ouvert la porte de votre maison, de m'avoir accueilli avec beaucoup de bonté et de générosité. Merci Kawther pour ta bonne humeur et les soirées qu'on a passées ensemble.

Je remercie Asma et Alya ksouri pour leur soutien constant durant mes années de thèse.

Sans oublier de remercier Ammi Mohamed, ammi Salem, Souad, Fatma, Mokhtar Najeh et tous ceux qui m'ont aidé à gérer la paperasse.

Je remercie l'Institut Français de Coopération et le Ministère d'Enseignement Supérieur et de la Recherche scientifique Tunisien qui ont financé mes séjours à Toulouse.

L'occasion m'est ici offerte de dire combien je suis redevable à mes parents, à mon mari, à mes frères et sœurs, mes beaux frères et mes belles sœurs pour leur amour et leur soutien constant.

A l'âme de mon cher Papa

Résumé

Le but de ce travail est le développement d'un modèle 1D pour la simulation du fonctionnement d'un chenal d'oxydation. Le couplage du modèle hydrodynamique et des cinétiques biologiques permettront une meilleure description du procédé. L'hydrodynamique dans le chenal est modélisée par un réacteur piston à dispersion axiale. Le transfert d'oxygène et les réactions biologiques sont aussi intégrés dans le modèle. Les réactions biologiques sont représentées par le modèle biologique ASM1 développé par Henze 1987 tenant compte de la dégradation du carbone et celle de l'azote. C'est un modèle tout à fait adapté pour la modélisation des processus biologique mis en jeu dans un chenal d'oxydation partiellement aéré. La validation du modèle développé a été effectuée par la comparaison avec les mesures effectuées sur une installation pilote de volume 1 m^3 (Lesage 2002). Cette validation est faite en trois étapes : validation de l'hydrodynamique par la simulation de la distribution du temps de séjour, validation du transfert d'oxygène par la simulation de remontée d'oxygène en eau claire et validation du modèle biologique par la simulation de la réponse respirométrique.

Le modèle développé est ensuite utilisé pour la simulation du fonctionnement d'une station à taille réelle celle de Mahrès (1300 m^3). Des mesures des concentrations en oxygène dissous dans le chenal de Mahrès ont permis de distinguer une hétérogénéité spatiale et temporelle. La simulation à échelle réelle consiste à reproduire ces gradients de concentrations existant au sein du chenal après la détermination des paramètres du modèle par le biais de mesures expérimentales sur la station citée et par le calage du modèle cinétique de dégradation de l'azote.

Ce travail dénote l'importance du modèle développé pour la simulation d'un procédé à boue activée avec une hydrodynamique particulière et une aération par alternance de zone où la zone anoxie est nécessaire pour la réaction de dénitrification .

Mots clés : Chenal d'oxydation, hydrodynamique, ASM1, oxygène dissous,

Abstract

The aim of this study is to obtain a validated model for the description of an oxidation ditch system, which could be used as a decision tool. A spatio-temporal 1D model which integrates hydrodynamic, oxygen transfer and biologic kinetics was developed. This work provides a prediction of COD and nitrogen fractions and dissolved oxygen concentrations described by widely used ASM1 model (Henze et al., 1987). This model was validated on the experimental result obtained by a campaign measurement in lab scale activated sludge study having a volume of 1m^3 (Lesage, 2002). This validation is made in three steps: hydrodynamic validation by the simulation of the residence time distribution, oxygen transfer validation by simulating oxygen rise in clear water and the biological model validation by the simulation of oxygen uptake rate. The model developed was used to simulate a full scale plant of 1300m^3 . Such model can well predicts the plug flow behavior of dissolved oxygen exiting in large scale oxidation ditch and has the ability to simulate dynamic behavior of wastewater components. The full scale simulation is done after model parameters identification and calibration of nitrogen kinetics model parameters. This model can be used to perform real time prediction which can help to optimize nitrification and denitrification occurring in the ditch under dynamic load.

Keywords: oxidation ditch, hydrodynamics, ASM1, dissolved oxygen,

SOMMAIRE

INTRODUCTION GENERALE	1
CHAPITRE 1. ETUDE BIBLIOGRAPHIQUE	5
1.1 Approches de modélisation des chenaux d'oxydation	5
1.1.1 Présentation des chenaux d'oxydation	5
1.1.1.1 Elimination de l'azote dans les chenaux d'oxydation	7
1.1.1.2 La dénitrification dans les chenaux d'oxydation	8
1.1.1.3 Séquençage de l'aération dans les chenaux d'oxydation	9
1.1.2 Problématiques dans les chenaux et objectif de l'étude	10
1.1.3 Synthèse des approches de modélisation des chenaux	11
1.1.4 Revue des études du couplage hydrodynamique, transfert d'oxygène et réactions biologiques	12
1.2 Synthèses des études expérimentales sur les chenaux d'oxydation	13
1.2.1 Mesures des paramètres hydrodynamiques	13
1.2.1.1 Distribution des temps de séjour	14
1.2.1.2 Coefficient de dispersion E_z	16
1.2.1.2.1 Détermination du coefficient de dispersion à partir d'essais de traçage	16
1.2.1.2.2 Expressions empiriques du coefficient de dispersion axiale	17
1.2.1.3 Vitesse moyenne de circulation de la liqueur mixte dans les chenaux	20
1.2.1.3.1 Détermination de la vitesse de circulation à partir des expériences de traçage	21
1.2.1.3.2 Expression de la vitesse de circulation en fonction de la vitesse de rotation de l'agitateur	23
1.2.1.3.3 Détermination de la vitesse de circulation par analyse spectrale	24
1.2.1.3.4 Mesures expérimentales de la vitesse de circulation	25
1.2.1.4 Le temps de mélange	25
1.2.1.5 Conclusions	26
1.2.2 Mesure du transfert d'oxygène en chenal	27
1.2.2.1 Mesure du coefficient de transfert d'oxygène	27
1.2.2.2 Méthode de quantification du transfert d'oxygène	29
1.2.2.2.1 Test en eau claire	29
1.2.2.2.2 Test en présence de boues	30
1.2.2.3 Comparaison des méthodes de mesure de $k_L a$ en présence de boues	31
1.2.2.4 Détermination du coefficient volumique de transfert d'oxygène dans les chenaux	32
1.2.3 Caractérisation des cinétiques biologiques	33
1.2.3.1 Caractérisation par calage du modèle	34
1.2.3.2 Caractérisation par mesures expérimentales	38
1.2.3.2.1 Fractionnement de la DCO de l'influent	38
1.2.3.2.1.1 Caractérisation physico chimique	38
a) Détermination de la fraction inerte S_I	38
b) DCO soluble rapidement biodégradable S_S	38

c)	Détermination de la fraction lentement biodégradable X_S et la fraction particulaire inerte X_I	39
d)	Biomasse hétérotrophe autotrophe X_{bh} et X_{ba}	39
e)	Fractions de l'azote	39
1.2.3.2.1.2	Caractérisation biologique	40
1.2.3.2.1.3	Comparaison des méthodes de détermination des fractions de la DCO des eaux usées	42
1.2.3.3	Calage du modèle ASM1 sur stations réelles	43
1.3	Couplage hydrodynamique, transfert d'oxygène et réactions biologiques	45
1.3.1	Couplage de l'hydrodynamique et du transfert d'oxygène	45
1.3.2	Couplage de l'hydrodynamique et des cinétiques biologiques	46
1.3.2.1	Description du modèle de floc	50
1.3.3	Couplage du transfert d'oxygène et des réactions biologiques	52
1.4	Conclusion	53
 CHAPITRE 2. DIAGNOSTIC DU FONCTIONNEMENT DU CHENAL INDUSTRIEL ET MESURES COMPLEMENTAIRES		 54
2.1	Introduction	54
2.2	Site d'étude	55
2.2.1	Description de la station de Mahrès	55
2.2.1.1	Capacités de traitement	55
2.2.1.2	Description des ouvrages de la station	56
2.2.1.2.1	Description du procédé	56
2.2.2	Fonctionnement de la station	58
2.2.2.1	Evolutions des paramètres d'entrée	59
2.2.2.2	Evolution de la charge	59
2.2.2.3	Analyse des performances de la station	63
2.2.2.3.1	Décantabilité	64
2.2.2.3.2	Charge massique	64
2.2.2.3.3	Age des boues	65
2.2.2.3.4	pH	67
2.2.2.3.5	Evaluation de la capacité de nitrification et de dénitrification de la STEP	68
2.2.3	Conclusion	71
2.3	Mesures effectuées sur la station de Mahrès	71
2.3.1	Mesure du débit horaire	71
2.3.2	Mesure de la concentration en oxygène dissous	75
2.3.2.1	Hétérogénéité sur la profondeur	76
2.3.2.2	Hétérogénéité sur la section d'écoulement	76
2.3.2.3	Hétérogénéité longitudinale	79
2.3.2.3.1	Effet de la charge sur le profil d'oxygène	80
2.3.2.4	Mesure de la remontée d'oxygène	82

2.3.3	Mesure de la vitesse de circulation	85
2.3.4	Mesure de la pollution de la STEP Mahrès	86
2.3.4.1	Mesure de la matière en suspension dans le chenal	86
2.3.4.2	Mesure de la demande chimique en oxygène DCO	87
2.3.4.3	Mesure de l'azote	87
2.4	Campagne de mesures intensive	87
2.4.1	Préparation des méthodes d'analyse des formes d'azote (NH_4^+ , NO_2^- , NO_3^-)	88
2.4.2	Résultats de la campagne de mesure de Juin 2010	89
2.5	Conclusion	95
 CHAPITRE 3. : MODELISATION ET DEVELOPPEMENT DU MODELE 1D		 96
3.1	Développement et validation du modèle 1D spatio-temporel	96
3.1.1	Modèle 1D spatio temporel	96
3.1.1.1	Principe du modèle	97
3.1.1.1.1	Modèle piston à dispersion axiale	97
3.1.1.1.2	Mise en équation du système	98
3.1.1.1.3	Adimensionalisation des équations	99
3.1.2	Discrétisation et conditions aux limites	100
3.1.2.1	Test sur le maillage	101
3.1.2.2	Tests de la limitation sur la croissance de la biomasse	103
3.1.2.2.1	Tests sur l'effet du rapport So/Ks	103
3.1.2.2.2	Tests sur l'effet du rapport C/Koh	104
3.1.2.3	Les schémas numériques	105
3.1.2.3.1	Test sur les schémas numériques	108
3.1.3	Méthodes de résolution	109
3.2	Validation du modèle 1D spatio-temporel	111
3.2.1	Présentation de l'étude sur le pilote du laboratoire	111
3.2.2	Validation de l'hydrodynamique	112
3.2.3	Validation du modèle de transfert d'oxygène	115
3.2.4	Validation du modèle biologique	118
3.2.4.1	Utilisation du modèle biologique de Lesage (ASM1 simplifié)	118
3.2.4.2	Utilisation du modèle ASM1	120
3.2.5	Modèle complet	121
3.3	Influences des paramètres hydrodynamiques et cinétiques sur l'oxygène	123
3.4	Indice d'uniformité	127
3.4.1	Indice d'uniformité en fonction du nombre de Damköhler Da et de la vitesse de circulation Uc	132
3.2	Conclusion	135
 CHAPITRE 4. : SIMULATION A L'ECHELLE INDUSTRIELLE		 136

4.2	Simulation du fonctionnement de la station de Mahrès	136
4.2.1	Simulation de la remontée d'oxygène	136
4.2.2	Simulation du profil de concentration en oxygène dissous dans le chenal	139
4.3	Calage du modèle de GPS-X sur le cas d'étude	146
4.3.1	Choix du protocole de calage	146
4.3.2	Etapes du calage	147
4.3.2.1	Descriptions du procédé	148
4.3.2.2	Collecte et vérification des données	149
4.3.2.3	Caractérisation de l'affluent	150
4.3.2.3.1	Détermination des fractions solubles Ss et Si	151
4.3.2.3.2	Détermination des fractions particulières Xs et Xi	153
4.3.2.4	Calage de l'azote	155
4.3.2.4.1	Calage de la nitrification	157
4.3.2.4.2	Calage de la dénitrification	158
4.3.2.4.3	Résultats du calage	158
4.4	Simulation du fonctionnement de la station de Mahrès pendant la campagne de mesure intensive	160
4.4.1	Variation spatiale des concentrations dans le chenal	160
4.4.2	Variation temporelle des concentrations dans le chenal	163
4.4.2.1	Variation de la qualité de l'eau à la sortie en termes de DCO	163
4.4.2.2	Variation de la qualité de l'eau à la sortie en termes d'azote	164
4.5	Conclusion	164
	CONCLUSION ET PERSPECTIVES	165
	RÉFÉRENCES	169
	ANNEXE 1 : PARAMETRES DU MODELE ASM1	185

Liste des figures

Figure 1.1.1 : Effet de la concentration en oxygène dissous et de la température sur l'efficacité de la nitrification (Xiaodi et al. 1997)	8
Figure 1.2.1 : Influence du temps de séjour sur la DTS	15
Figure 1.2.2 : Exemples de courbe réponse à une injection instantanée de traceur calculée par le modèle de Voncken	22
Figure 1.2.3 : Comparaison du k_{La} expérimental (\square) et du k_{La} déduit de la caractérisation de la dispersion gaz- liquide (\blacksquare).	28
Figure 1.2.4 : Exemple de test en eau claire.....	30
Figure 1.2.5 : Protocole de Calage des modèles ASM de BIOMATH (Vanrolleghem et al., 2003).....	36
Figure 1.2.6 : fractionnement de l'azote.....	39
Figure 1.3.1 : Evolution du coefficient global de transfert d'oxygène en fonction de la vitesse de circulation (Vermande et al., 2007)	46
Figure 1.3.2 : Taux de croissance des bactéries filamenteuses et non filamenteuse en fonction de la concentration en substrat	47
Figure 1.3.3 : Efficacité du traitement biologique $E_m(\%)$ en fonction du nombre de Peclet Pe et du taux de réaction $k\theta$ (a) pour $0.01 < Pe < 1$, (b) $1 < Pe < 100$	48
Figure 1.3.4 : profil de concentration en oxygène au sein d'un floc	51
Figure 1.3.5 : variation du facteur alpha en fonction du taux d'utilisation d'oxygène pour trois cas de charge	53
Figure 2.2.1 : Bassin de contact	57
Figure 2.2.2: Chenal d'oxydation de Mahrès	57
Figure 2.2.3 : Turbine installée dans le chenal de la station de Mahrès.....	58
Figure 2.2.4 : Evolution du débit courant les années 2004 et 2005	59
Figure 2.2.5 : Evolution de la concentration en DCO à l'entrée pendant l'année 2005.....	60
Figure 2.2.6 : Evolution de la charge en DCO à l'entrée pendant l'année 2005.....	60
Figure 2.2.7 : Evolution de la concentration en DCO à la sortie pendant l'année 2005	61
Figure 2.2.8 : Evolution de la concentration en DBO_5 à l'entrée pendant l'année 2005	61
Figure 2.2.9 : Evolution de la concentration en DBO_5 à la sortie pendant l'année 2005.....	62
Figure 2.2.10 : Evolution de la concentration en MES à l'entrée pendant l'année 2005.....	62
Figure 2.2.11 : Evolution de la concentration en MES à la sortie pendant l'année 2005	63
Figure 2.2.12 : Evolution de l'indice de Mohlman	64
Figure 2.2.13 : Evolution de la charge massique durant l'année 2005	65
Figure 2.2.14 : Comparaison des concentrations de sortie avec et sans mortalité à 23 et 11°C (Martin, 1979)	66
Figure 2.2.15 : âge des boues pendant l'année 2005.....	66
Figure 2.2.16 : Taux de croissance maximal effectif des autotrophes en fonction de la température et du pH, pour $T = 15^\circ C$ (o), pour $T = 20^\circ C$ (\square) et pour $T = 25^\circ C$ (x) (Antoniou et al., 1990).....	67
Figure 2.2.17 : Evolution du pH à l'entrée de la station pendant l'année 2004.....	68
Figure 2.2.18 : Evolution du pH à l'entrée et à la sortie de la station pendant l'année 2005..	68

Figure 2.2.19 : Evolution de la vitesse de dénitrification en fonction de la charge en azote Kjeldahl (FNDAE n° 25).....	69
Figure 2.3.1 : Mesures horaires du débit des eaux usées à l'entrée de la station.....	72
Figure 2.3.2 : Evolution horaire du débit de la station de Mahrès	72
Figure 2.3.3 : Evolution du débit horaire en fonction d'équivalent habitant (Langergraber G. et al.,2007).....	73
Figure 2.3.4 : Variation diurne mesurée et calculé	74
Figure 2.3.5: Schéma explicite des mesures de la concentration en oxygène dissous dans le chenal	75
Figure 2.3.6 : Profil de concentration en oxygène dans le chenal pour différentes profondeurs	76
Figure 2.3.7 : Variation de la concentration en oxygène dissous sur différentes sections transversales	76
Figure 2.3.8 : Schéma explicite des mesures effectuées en différentes sections du chenal	77
Figure 2.3.9 : Evolution de la concentration en oxygène en fonction de la profondeur et de la largeur à la position 6 m.....	77
Figure 2.3.10 : Evolution de la concentration en oxygène en fonction de la profondeur et de la largeur à la position 12 m.....	78
Figure 2.3.11 : Evolution de la concentration en oxygène en fonction de la profondeur et de la largeur à la position 46 m.....	78
Figure 2.3.12 : Concentration en oxygène dissous à différentes section du chenal mesurée à 1m de profondeur	79
Figure 2.3.13 : Profil longitudinal d'oxygène mesuré le 7 février 2007	80
Figure 2.3.14 : Evolutions horaire du débit et de la charge en DCO	81
Figure 2.3.15 : Profil d'oxygène dans le chenal pour différentes charges en DCO à l'entrée.	81
Figure 2.3.16 : Remontée d'oxygène mesurée à côté de l'aérateur	82
Figure 2.3.17 : Remontée d'oxygène mesurée à 25 m de l'aérateur	83
Figure 2.3.18 : remontée d'oxygène mesurée à 35 m de l'aérateur	84
Figure 2.3.19 : Sonde d'oxygène pour la mesure en continue de la concentration d'oxygène	85
Figure 2.3.20 : Enregistrement de la concentration en oxygène dissous et analyse du signal	86
Figure 2.3.21 : profil de concentration en MES et MVS dans le chenal.....	87
Figure 2.3.22 : Evolution horaire de débit pendant la campagne de mesures.....	90
Figure 2.3.23 : Débit d'entrée Q, débit de recyclage Qr et débit des boues en excès Qb pendant la période de campagne de mesure	90
Figure 2.3.24 : Echantillonnage dans le chenal.....	91
Figure 2.3.25: Profils de concentration en oxygène dissous et différentes formes d'azote dans le chenal.....	92
Figure 2.3.26 : Concentration de l'azote ammoniacal à l'entrée et la sortie de la STEP.....	93
Figure 2.3.27 : Concentration des différentes formes d'azote à la sortie de la STEP.....	94
Figure 3.3.1 : Solution dans le cas d'un Peclet $Pe = 10$, maillage allant de $n=9$ à 70	102
Figure 3.1.2 : Solution en régime permanent; Concentration en oxygène dissous (a), concentration en substrat (-) et en biomasse (*) (b) ($Pe = 100$)	103

Figure 3.1.3 : Test de la limitation en substrat sur la croissance hétérotrophes a) pas de limitation b) limitation 50%	104
Figure 3.1.4 : Test de limitation partielle : limitation en substrat 83%, limitation en oxygène 58%.....	104
Figure 3.1.5 : Erreurs calculées pour le schéma décentré amont UDS, schéma centré CDS et schéma QUICK QDS en fonction du nombre de Peclet Pe. a) N=40 b) N=10 (Stamou, 1992)	106
Figure 3.1.6 : Comparaison de la solution exacte avec la solution numérique pour les deux schémas de discrétisation amont et aval pour 4 Peclet différents	107
Figure 3.1.7 : Comparaison de la solution simulée avec le schéma QUICK et centré pour Pe =5 a) nombre de maille n=5 b) n=70.....	109
Figure 3.2.1 : Schéma du chenal pilote	111
Figure 3.2.2 : Superposition de la simulation par le modèle 1D et de la solution analytique de Voncken	113
Figure 3.2.3 : Superposition de la courbe expérimentale et de la simulation	114
Figure 3.2.4 : Comparaison des simulations par le modèle 1D et des mesures de Simon de l'évolution de la concentration ponctuelle en oxygène en fonction du temps ($U_g=1\text{cm/s}$ et $U_c=0,1\text{m/s}$).....	116
Figure 3.2.5 : Comparaison des simulations par le modèle 1D et des mesures de Simon de l'évolution de la concentration ponctuelle en oxygène en fonction du temps ($U_g=1,5\text{cm/s}$ et $U_c=0,3\text{m/s}$).....	116
Figure 3.2.6 : réponse respirométrique mesurée et simulée par le modèle 1D	120
Figure 3.2.7 : réponse respirométrique mesurée et simulée après la modification des paramètres du modèle ASM1	121
Figure 3.2.8 : profil d'oxygène en présence de boue	122
Figure 3.3.1: évolution de la concentration en oxygène dissous en fonction du temps adimensionnel pour deux vitesses de circulation $U_c=0,3\text{m/s}$ et $0,5\text{ m/s}$	123
Figure 3.3.2: Evolution de la concentration en oxygène dissous en fonction du temps adimensionnel pour deux taux de croissance $\mu_{\text{hmax}}=6\text{ j}^{-1}$ et 3 j^{-1}	124
Figure 3.3.3 : Evolution de la concentration en oxygène dissous en fonction du temps adimensionnel pour deux $K_s=20\text{ mg/l}$ et 200 mg/l	124
Figure 3.3.4 : Taux de consommation d'oxygène dans le chenal en fonction de Da pour différentes vitesses de circulation	126
Figure 3.3.5 : Concentration d'oxygène dans le chenal en fonction de Da pour différentes vitesses de circulation.....	126
Figure 3.3.6 : Gradient de concentration en oxygène dans le chenal en fonction de Da pour différentes vitesses de circulation	127
Figure 3.4.1: Indice d'uniformité en fonction du temps adimensionnel.....	128
Figure 3.4.2 : Indice d'uniformité en fonction du temps a) pour différents taux de mélange et une concentration $X=63\text{ mg/l}$ b) pour différentes concentrations en boues et un taux de mélange $N=19\text{ j}^{-1}$ (Terashima et al., 2009).....	129
Figure 3.4.3 : Evolution de l'indice d'uniformité de l'oxygène en fonction du temps adimensionnel t/t_c	130

Figure 3.4.4 : Concentration en oxygène dissous dans le chenal a) en fonction du temps à différentes positions b) en fonction de la longueur du chenal au temps final de simulation .	131
Figure 3.4.5 : Evolution au cours du temps de l'indice d'uniformité des variables du modèle ASM1	131
Figure 3.4.6 : Indice d'uniformité en fonction du temps de a) l'oxygène dissous b) des variables d'état du modèleASM1	132
Figure 3.4.7 : Evolution au cours du temps de l'indice d'uniformité des variables du modèle ASM1 pour différentes vitesses de circulation	133
Figure 3.4.8 : Indice d'uniformité de Ss pour différentes vitesses de circulation.....	134
Figure 4.2.1 : Evolution de la concentration en biomasse particulaire inerte dans le chenal donnée par la solution analytique	138
Figure 4.2.2 : Simulation de la remontée d'oxygène à 10 m de l'aérateur	139
Figure 4.2.3 : Evolution des fractions solubles en fonction du temps.....	140
Figure 4.2.4 : Evolution des fractions particulaire en fonction du temps	141
Figure 4.2.5 : Fluctuation de la concentration en DCO pendant la période précédant le jour de simulation	142
Figure 4.2.6 : Fluctuation du débit pendant la période précédant le jour de simulation	142
Figure 4.2.7 : taux d'utilisation d'oxygène simulé en fonction du temps à différents points du chenal	145
Figure 4.2.8 : Profil d'oxygène dissous dans le chenal mesuré et simulé.....	146
Figure 4.3.1 : Protocole de calage de modèle de station à grande échelle (Hulsbeek <i>et al.</i> , 2002).....	147
Figure 4.3.2 : Schéma synoptique de la station dans le logiciel GPS-X5.0	149
Figure 4.3.3 : Concentration en DCO totale et soluble à l'entrée de la station pendant une journée de fonctionnement	151
Figure 4.3.4 : Concentration en DCO soluble à la sortie de la station sur 11 heures de fonctionnement.....	152
Figure 4.3.5 : Evolution des inertes particulaires dans le bassin d'aération	154
Figure 4.3.6 : Concentrations mesurées et simulées à la sortie de la STEP a) en DCO soluble Ss b) en azote ammoniacal Snh c) en nitrate et nitrite Sno d) en azote total N.....	159
Figure 4.4.1 : Concentrations en oxygène dissous a) à 9h c) à 12h et taux d'utilisation d'oxygène OUR b) à 9h d) à 12h simulées dans le chenal pour différents Koh	162
Figure 4.4.2 : Taux d'utilisation d'oxygène simulés a) à l'entrée et b) à la sortie du chenal pour différents Koh	162
Figure 4.4.3 : Concentration du substrat soluble à la sortie simulée par le modèle développé et mesurée pendant les 10h de fonctionnement de la campagne intensive	163
Figure 4.4.4 : Evolution de la concentration simulée à la sortie du chenal a) en azote ammoniacal b) en nitrate et nitrite pour différents Koh	164

Liste des tableaux

Tableau 1.2.1 : Expression de la fonction DTS selon les conditions de réalisation de l'essai de traçage pour quelques modèles hydrauliques	15
Tableau 1.2.2 : Revues des études réalisées pour la détermination du nombre de Peclet ($Pe = u.L/E_z$)	18
Tableau 1.2.3 : Revues des études réalisées pour la détermination du nombre de Peclet avec des données manquantes	18
Tableau 1.2.4 : facteurs de la corrélation de Fujie et al. (1983).....	20
Tableau 1.2.5 : Nombre de pecllet pour différent type de mobile d'agitation (Bruxelmane et Roustan)	22
Tableau 1.2.6 : Récapitulatif des méthodes de quantification de transfert d'oxygène en présence de boue	31
Tableau 1.2.7 : Paramètres de calage en régime permanent et en dynamique.....	37
Tableau 1.2.8 : Revues des méthodes de mesure des fractions du modèle ASM1	42
Tableau 1.2.9 : Revues des études de calage du modèle ASM1 sur des stations réelles	43
Tableau 1.2.10 : Données nécessaires à la modélisation – Affluent de l'installation.....	44
Tableau 1.3.1 : Présence des bactéries filamenteuses pour différents régimes hydrauliques (Chudoba et al., (1973))	47
Tableau 1.3.2 : Corrélations empiriques pour le coefficient volumique de transfert d'oxygène dans un réacteur aéré agité	50
Tableau 2.2.1 : Les caractéristiques de fonctionnement de la station d'épuration de Mahres pour l'année 2005.....	55
Tableau 2.3.1 : Paramètres de la fonction d'évolution du débit pour différentes tailles de station (G. Langergraber et al, 2007)	73
Tableau 2.4.1 : Données relatives au jour de mesure.....	91
Tableau 2.4.2 : Concentration en azote total N, NH_4^+ et NO_3^- en entrée et sortie de la station	92
Tableau 2.4.3 : Mesure de NH_4^+ à l'entrée de la station	93
Tableau 2.4.4 : Mesure de l'azote total à l'entrée de la station.....	94
Tableau 3.1.1 : Schémas numériques testés	108
Tableau 3.2.1 : Comparaison de $k_L a$ expérimental et simulé.....	117
Tableau 3.2.2 : Paramètres cinétiques identifiés (Lesage 2002)	119
Tableau 4.2.1 : Données relatives au jour de simulation	140
Table 4.2.2 : Charge moyenne durant la période précédent le jour de simulation.....	143
Tableau 4.2.3 : Concentrations à l'entrée et concentrations simulées en régime permanent. 143	
Tableau 4.2.4 : Concentration en liqueur mixte dans le bassin mesurée et simulée ($gTSS/m^3$)	144
Tableau 4.3.1 : Méthodes de détermination des fractions de la DCO.....	151
Tableau 4.3.2: DCO totale et filtrée de l'affluent	152
Tableau 4.3.3: Fractions de la DCO comparées à celle dans la littérature.....	155
Tableau 4.3.4 : Etapes de calage du modèle biologique	155
Tableau 4.3.5 : Données d'entrée pour la simulation dynamique	156

Tableau 4.3.6 : Paramètres cinétiques pour le calage de la nitrification	157
Tableau 4.3.7 : Paramètres de calage de l'azote (Choubert et al. (2008)).....	157
Tableau 4.3.8 : Paramètres cinétiques pour le calage de la dénitrification	158
Tableau 4.3.9 : Qualité de l'eau à la sortie mesurée et simulée	159
Tableau 4.4.1 : Moyenne spatiale des paramètres mesurés et simulés dans le chenal.....	160
Tableau 4.4.2 : Concentrations moyennes simulées dans le chenal.....	163

NOMENCLATURE

Abréviations

ASCE	Americaine Society of Civil Engineering
ASM	Activated Sludge Model
CFD	Computational Fluid Dynamic
Cemagref	Institut de recherche pour l'ingénierie de l'agriculture et de l'environnement
DTS	Distribution du temps de séjour
EDP	Equation Différentielle partielle
EH	Equivalent Habitant
EPA	Environmental Protection Agency
IWA	International Water Association
MESRS	Ministère de l'Enseignement Supérieur et de la Recherche Scientifique
MFN	Mécanique des Fluides Numérique
ODE	Ordinary Differential Equation
ONAS	Office National de l'Assainissement
ORP	Oxidation Reduction Potential (mV)
OUR	Oxygen Uptake Rate
PRE	Projet de Recherche Elargi
RMD	Relative Mean Deviation
REMI	REactif Mixing Index
RP	Réacteur Piston
RPA	Réacteur Parfaitement Agité
STEP	station d'épuration

Lettres latines

a	Aire interfaciale spécifique	m^{-1}
b_A	Taux de décès de la biomasse autotrophe	j^{-1}
b_H	Taux de décès de la biomasse hétérotrophe	j^{-1}
C	Concentration en oxygène	mg/l
C_m	Charge massique	KgDBO5/KgMVS/j
C_S	Concentration à saturation en oxygène	mg/l
CV	Charge volumique	mg/l/j
D	Diamètre de l'agitateur	m
Da	Nombre de Damköhler	(-)
DBO ₅	Demande biologique en oxygène	mg/l
DCO	Demande biologique en oxygène	mg/l
E_{ZL}	Coefficient de dispersion axiale	m^2/s
Fr	Nombre de Froude	(-)
IM	Indice de Mohlman	ml/g
IU	Indice d'Uniformité	(-)
k_L	Coefficient de transfert côté liquide	$m.j^{-1}$
k_{La}	Coefficient de transfert volumique d'oxygène	j^{-1}
K_{NH}	Constante de demi-saturation des autotrophes pour l'azote ammoniacal	mgN-NH ₄ /l
K_{OA}	Constante de demi-saturation des autotrophes pour l'oxygène	mgO ₂ /L
K_{OH}	Constante de demi-saturation des hétérotrophes pour l'oxygène	mgO ₂ /L
K_S	Constante de demi-saturation des hétérotrophes	mgDCO/l

L	Longueur du chenal	m
MES	Matière en Suspension	mg/l
MVS	Matière Volatile en Suspension	mg/l
N-NH ₄ ⁺	Azote sous forme ammoniacale	mgN/l
N-NO ₂ ⁻	Azote sous forme de nitrites	mgN/l
N-NO ₃ ⁻	Azote sous forme de nitrates	mgN/l
NTK	Azote total Kjeldhal	mgN/l
N _{qc}	Nombre de circulation	(-)
N _{qp}	Nombre de pompage	(-)
N _p	Nombre de puissance	(-)
n	Nombre d'agitateurs	(-)
np	Nombre de pale de l'agitateur	(-)
N	Vitesse de rotation de l'agitateur	s ⁻¹
P	Puissance dissipée	W
Pe	Nombre de Peclet	(-)
Q _C	Débit de circulation	m ³ /s
Q _G	Débit de gaz	m ³ /s
Q _P	Débit de pompage	m ³ /s
T react	Temps de réaction	s
t _c	Temps de circulation	s
t _m	Temps de mélange	s
U _C	Vitesse moyenne de circulation	L.T ⁻¹
U _G	Vitesse superficielle du gaz	L.T ⁻¹
V	Volume du bassin	m ³
X _{BA}	Concentration en biomasse autotrophe	mgDCO/l
X _{BH}	Concentration en biomasse hétérotrophe	mgDCO/l

Y_A	Rendement cellulaire des autotrophes	gDCO/gDCO
Y_H	Rendement cellulaire des hétérotrophes	gDCO/gDCO

Lettres grecques

ρ	Masse volumique	$M.L^{-3}$
μ	Viscosité dynamique	$M.L^{-1}.T^{-1}$
μ_A	Taux de croissance maximum des autotrophes	T^{-1}
μ_H	Taux de croissance maximum des hétérotrophes	T^{-1}
ν	Viscosité cinématique	$L^2.T^{-1}$
θ	Temps réduit	(-)
τ	Temps de séjour	s
τ_b	Age des boues	s

Introduction générale

L'intérêt de la réutilisation des eaux usées est indéniable dans un pays où les ressources hydrauliques sont limitées comme la Tunisie. En étant convaincu de l'intérêt de la réutilisation de ces eaux dites « ressources non conventionnelles », les défis qu'il faudra relever pour donner un nouvel essor à la réutilisation de ces eaux, par l'élargissement du spectre de réutilisations notamment, sont multiples. Ils concernent en particulier la recherche de moyens plus efficaces de gestion des procédés de traitement afin d'augmenter leur fiabilité. La variabilité de la qualité des eaux secondaires est en effet un des obstacles au développement de la réutilisation des eaux usées. La faible maîtrise des procédés secondaires a aussi un impact sur l'efficacité et la fiabilité des procédés de traitement complémentaires. D'autre part, la prise de conscience du rôle de l'azote sous ses différentes formes, dans la dégradation de la qualité des eaux superficielles est assez récente. Elle a conduit à renforcer les exigences réglementaires concernant la qualité des rejets azotés en sortie des stations d'épuration et à étendre la contrainte d'élimination de l'azote à un nombre croissant d'installations.

Ce sujet s'intègre aussi dans le contexte de l'optimisation énergétique qui est un sujet d'actualité. La principale source de consommation d'énergie est la dissipation d'énergie par le système d'aération. Le parc tunisien et français des stations d'épuration est essentiellement constitué d'installations à boues activées. Dans ces stations d'épuration biologique, l'aération représente jusqu'à 70 % à 80 % du coût énergétique total du traitement des eaux. Afin de garantir la qualité de ce traitement et de réduire les coûts énergétiques, l'optimisation des systèmes d'aération est impérative. Depuis son invention aux Pays Bas, le chenal d'oxydation est devenu le procédé de traitement le plus utilisé dans le monde (Barnts D. et al. (1983)). Les chenaux d'oxydation ont un comportement hydrodynamique particulier. En effet, la liqueur mixte circule en boucle dans le chenal et passe donc par une alternance de zones aérobies et anoxies pendant un temps de séjour élevé par rapport au temps de circulation. Ceci permet le développement de plusieurs microorganismes simultanément. La dégradation des matières carbonées et azotées peut se faire dans le même ouvrage (Xiaodi et al., 1997 ; Rittmann et Langeland, 1985). De ce fait, la gestion des zones anoxies et aérobies, (en d'autre terme, la gestion de la nitrification dénitrification) est l'une des problématiques de ces systèmes. La variabilité des charges à l'entrée est responsable de la variation temporelle et spatiale des zones anoxies et aérées. La géométrie du chenal, la circulation en boucle de la liqueur mixte

et la disposition ponctuelle des aérateurs sont tous des facteurs qui interagissent entre eux et qui sont responsables du rendement d'élimination de la pollution carbonée et azotée dans les chenaux d'oxydation. Il a été montré que l'hydrodynamique a un effet important sur le rendement biologique. Une bonne description du fonctionnement des chenaux d'oxydation nécessite le couplage de l'hydrodynamique et les cinétiques biologiques (San, 1994). Une meilleure compréhension des processus de dégradation pourra ensuite conduire à l'optimisation du procédé. La prédiction des profils de concentration dans le chenal sera plus précise. La prédiction du profil de concentration en oxygène dissous qui est le paramètre clé du système à boues activées permet une évaluation de la qualité du traitement. L'objectif est d'éviter une aération excessive ou une carence d'oxygène pour la croissance de la biomasse. Ce sujet concerne la modélisation des procédés biologiques du type chenaux d'oxydation. A l'heure actuelle, il n'existe pas de méthodes spécifiques de dimensionnement des chenaux prenant en compte simultanément l'hydrodynamique et les réactions biologiques. Les modèles disponibles doivent donc être adaptés et testés afin de répondre aux spécificités du chenal.

Il existe plusieurs approches pour la modélisation de l'hydrodynamique, partant d'une approche globale de modélisation, à une approche semi globale jusqu'à une approche locale dite « modèle au point ». Plusieurs études se basant sur l'hydrodynamique globale ont été menées. Le simulateur utilisé au cours de ces études successives a été le logiciel GPS-X (Hydromantis, 2007), intégrant les modèles ASM. L'approche semi globale consiste à considérer une hydrodynamique plus ou moins raffinée du réacteur. Un modèle 1D spatio-temporel est développé. Ce modèle peut être considéré comme étant une version plus développée de l'approche « GPS-X ». Cette dernière se base sur une hydrodynamique modélisée par J réacteurs parfaitement mélangés avec une description détaillée des réactions biologiques (Type ASM1).

La thèse se divise en quatre grands chapitres. Une synthèse bibliographique où la présentation du procédé de boue activée en chenal, les problématiques, le séquençage de l'aération et la dénitrification est faite. Nous avons aussi abordé la modélisation hydrodynamique des chenaux d'oxydation. Une synthèse des différentes approches de modélisation a été explicitée ainsi qu'une revue des études du couplage hydrodynamique, transfert d'oxygène et réactions biologiques. Nous avons aussi examiné les études expérimentales menées sur les chenaux. Les mesures expérimentales ont été classées en trois grandes catégories : mesures des paramètres hydrodynamiques, mesures du transfert d'oxygène, et caractérisation des

cinétiques biologiques. Cette synthèse bibliographique a été achevée par une analyse critique des différentes approches adoptées dans l'élaboration et la validation de modèles de simulation des chenaux d'oxydation, ce qui a permis par la suite d'orienter nos travaux.

L'acquisition des données expérimentales et de suivi de l'exploitation de la station d'épuration Mahrès (chenal de 1300 m³), retenue pour l'étude, fait l'objet du deuxième chapitre de ce travail. Une campagne de mesures a été effectuée pour la caractérisation du fonctionnement du chenal. Les mesures de l'oxygène dissous nous ont servi d'une part à caractériser le transfert d'oxygène et d'autre part à établir des profils de concentration en oxygène dissous pour différentes charge à l'entrée. Le suivi de la nitrification dénitrification a été fait par les mesures des différentes formes d'azote. Un échantillonnage avec une fréquence horaire à la sortie de la station et la sortie du chenal a été effectué pendant 8 heures. Cette même campagne de mesure servira par la suite au calage du modèle pour la dégradation des composés azotés.

Le troisième chapitre est consacré au développement du modèle 1D, sa mise en équations, et sa validation sur un chenal pilote. Le modèle développé est un modèle spatio-temporel qui permet de décrire le fonctionnement d'un chenal partiellement aéré. Le modèle ASM1 (Henze et al., 1987) a été couplé avec le modèle 1D piston avec dispersion axiale. Ainsi, les 12 variables du modèle ASM1 ont été tenues en compte dans le modèle biologique. L'hétérogénéité au sein du chenal (Zone anoxie et zone aérée) a été considérée. L'étude expérimentale réalisée par Simon (2000) et Lesage (2002) sur le pilote du laboratoire nous a permis d'avoir une série de mesures d'oxygène qui a été utilisée pour valider le modèle. Le chenal pilote a un volume effectif de 1m³ avec une longueur moyenne d'écoulement de 5,6 m. Le facteur de transfert d'oxygène a été déterminé et comparé avec les résultat de Simon (2000), obtenu sur le chenal pilote à partir de la caractérisation de la dispersion gaz-liquide. La validation de l'hydrodynamique a été réalisée par le biais d'un « traçage numérique ». L'évolution du traceur au cours du temps a été bien reproduite par le modèle et a aussi été comparé au modèle de Voncken (Voncken, 1966). Le modèle complet a été validé par la comparaison des profils d'oxygène simulé et mesuré. Une bonne concordance a été observée. Le modèle développé a permis de reproduire la distribution de l'oxygène dissous dans le chenal pilote en eau claire et en présence de boue.

Dans le dernier chapitre de la thèse, le modèle développé et validé est utilisé pour simuler le fonctionnement du chenal à l'échelle industrielle. La simulation à échelle réelle consiste à

reproduire le fonctionnement de la station de Mahrès et mettre en évidence la capacité du modèle à reproduire les différents profils de concentration. Les paramètres du modèle sont déterminés par les mesures expérimentales déjà explicitées dans le chapitre 2 et par calage et détermination des fractions de l'affluent de la station. Les variations spatiales et temporelles des concentrations dans le chenal ont été simulées.

Contexte de la thèse

Ce projet de recherche fait partie du projet de recherche élargie (PRE-CMCU) et fait l'objet d'une cotutelle entre l'INSA de Toulouse et l'ENIT. Ce projet de recherche s'insère aussi dans le cadre du Projet de Recherche Fédéré PRF « eau » sous l'action 1 : « amélioration du procédé de boues activées ». Ce programme de recherche a été supporté par le Ministère de l'Enseignement Supérieur et de la Recherche Scientifique (MESRS) sur une période de quatre ans (2004 - 2007).

Ce projet de recherche et les outils développés intéressent les industriels du traitement des eaux usées (ONAS) dans la mesure où ces outils permettront de mieux concevoir les nouvelles installations et de mieux gérer les chenaux existants.

Chapitre 1. Etude bibliographique

Dans cette synthèse bibliographique, nous présenterons d'abord le procédé de notre étude : le traitement à boue activée en chenal. Nous expliciterons la modélisation hydrodynamique des chenaux d'oxydation. Puis, nous présenterons le couplage entre l'hydrodynamique et les réactions biologiques. Nous examinerons aussi les études expérimentales menées sur les chenaux, ce qui permettra ensuite de justifier notre choix dans la démarche que nous avons entreprise pour la modélisation et la caractérisation des différents paramètres du modèle développé.

1.1 Approches de modélisation des chenaux d'oxydation

1.1.1 Présentation des chenaux d'oxydation

Le chenal d'oxydation est une variante du procédé de boues activées à faible charge. Comme tous les procédés à faible charge, les temps de séjour et l'âge des boues réalisés sont favorables à une élimination poussée des composés carbonés et azotés. Le chenal est ainsi défini comme étant un « single-sludge wastewater treatment system ». Les chenaux peuvent être classés suivant leur forme. Les chenaux oblongs où la disposition des aérateurs peut être horizontale (brosses) comme elle peut être verticale (turbines). Dans ce dernier cas, il s'agit d'un chenal carrousel. Les chenaux circulaires présentent une zone centrale qui peut jouer le rôle de bassin anaérobie. Généralement, cette zone est de volume important et les chenaux sont appelés dans ce cas « faux chenaux ». La zone centrale peut servir aussi de zone de contact ou de décanteur secondaire. Le premier chenal a été développé aux Pays Bas par Pasveer en 1950 (Barnts D et al. (1983)). C'était un chenal de 1,5m de profondeur équipé de brosses et d'un décanteur à l'intérieur. Cette configuration s'avère inadéquate pour un nombre important d'équivalent d'habitant (> 100 000 e.h). En 1968, une nouvelle configuration du chenal a été développée, le chenal type carrousel. La profondeur du chenal atteint 4 à 5 m ce qui est moins encombrant au sol et qui a permis d'introduire les aérateurs de surface à axe vertical. Ceci était plus pratique pour le contrôle des conditions de mélange et d'aération par la modification de la profondeur d'immersion ou de la vitesse de rotation. Pendant la même période, le chenal type orbal a été conçu en Afrique du Sud. Le système « Orbal » consiste en plusieurs chenaux ovales concentriques qui sont connectés pour assurer une aération étagée de l'eau usée. L'aération mécanique consiste en des rotors montés avec des grands disques perforés tournant sur des arbres horizontaux submergés pour assurer l'aération et la circulation

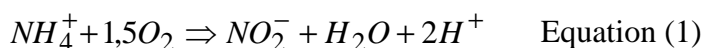
dans le chenal. Récemment, une nouvelle configuration du système carrousel, appelée « carrousel 2000 » a été proposée. Dans cette nouvelle configuration l'élimination de l'azote est supposée être meilleure que dans les autres configurations puisque un compartiment de dénitrification est prévu au sein du chenal. Une modification se basant sur le même principe a été suggérée par Sen et al., (1992) qui ont proposé d'aérer la moitié du chenal uniquement. Dans les petits chenaux d'oxydation, l'alternance de l'aération est une solution assez convenable pour l'élimination de l'azote et du phosphore. Un chenal d'oxydation est formé, en général, par un chenal ou plus, de forme ovale ou circulaire. L'étape de prétraitement est toujours présente à l'amont du chenal d'oxydation. Par contre, la décantation primaire n'est pas toujours nécessaire. La clarification et le recyclage des boues existent dans ce système de traitement. Eventuellement, un bassin anaérobie peut être ajouté à la filière de traitement pour prévoir une déphosphatation des eaux. Les aérateurs de surface ou les diffuseurs sont utilisés pour l'aération et pour le brassage du mélange liquide solide. L'agitation permet de mettre en contact les microorganismes avec la pollution entrante d'une part et de leur procurer l'oxygène nécessaire pour l'oxydation d'autre part. Depuis les années 90, les systèmes d'insufflation d'air en fines bulles connaissent un fort développement.

Parmi les avantages des chenaux d'oxydation :

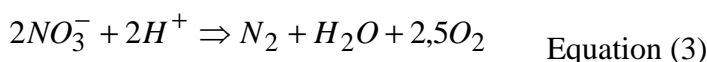
- leur capacité à amortir les chocs hydrauliques et biologiques. Le temps de séjour assez important dans les chenaux d'oxydation leur permet de faire face au choc hydraulique et les augmentations brusques de charge.
- la production de boues par ce système est faible par rapport aux autres systèmes de traitement vu que le temps de séjour est important et que l'oxydation de la matière organique est totale.
- l'alternance de zone aérobie et anoxie permet le traitement simultané de la pollution carbonée et azotée. Etant donné que le temps de recirculation dans le chenal est faible devant le temps de séjour, la biomasse change rapidement de milieu ce qui stimule la croissance de plusieurs types de microorganismes. Les bactéries hétérotrophes et autotrophes sont actives dans la zone aérée. Les bactéries dénitrifiantes croissent dans la zone anoxie. De plus, plusieurs chercheurs, Applegate et al., (1980), Rittman et Langeland (1985), confirment que la dénitrification continue à se produire aussi au sein des micro-zone anoxiques du floc. En effet, les microorganismes n'ont que quelques minutes pour passer d'un milieu à un autre.

- le chenal présente un degré de mélange assez important. Ce mélange est favorisé par le temps de circulation et la turbulence engendrée par le brassage. Ceci permet donc de faire face au choc hydraulique.
- les coûts d'énergie se révèlent inférieurs aux coûts générés par d'autres systèmes de traitement (Barnts D et al. (1983)). En effet, la recirculation intensive de nitrate réduit l'utilisation de l'oxygène. Le nitrate est utilisé comme accepteur d'électron dans le processus de dénitrification.

La nitrification se déroule en deux étapes traduite par les deux équations suivantes



La dénitrification est traduite par l'équation suivante



1.1.1.1 Elimination de l'azote dans les chenaux d'oxydation

Le chenal d'oxydation est un ouvrage où la dégradation du carbone et de l'azote se fait simultanément. Dans un chenal d'oxydation la liqueur mixte circule constamment en boucle. Généralement le débit de circulation peut être 30 à 40 fois plus grand que le débit d'entrée. La recirculation dans le chenal engendre une dilution des concentrations d'entrée. Le temps de circulation varie entre 5 à 20 minutes selon la vitesse de circulation et la longueur du chenal. Généralement, les chenaux d'oxydation ont un volume 2 à 4 fois plus grand que le volume nécessaire pour la nitrification. Malgré une nitrification réduite quand la concentration en oxygène dissous est faible, l'âge des boues important permet une nitrification complète. Pour une concentration de 0.1 mg/l, la nitrification est de l'ordre de 16% de son taux maximum. Dans les chenaux d'oxydation, il est aussi possible de créer une zone anoxie pour réaliser la dénitrification. Ceci peut être obtenu par le contrôle de l'oxygène dissous. Le chenal réalise un âge de boues de l'ordre de 25 à 30 jours (Metcalf et Eddy, 1991). Ce qui est tout à fait adéquat pour réaliser la nitrification complète. Dans la zone anoxie, il est nécessaire d'assurer une homogénéisation de la liqueur mixte sans apport d'oxygène. A des concentrations très faibles en oxygène, les bactéries hétérotrophes facultatives vont utiliser l'oxygène lié des nitrates pour satisfaire leurs besoins en oxygène. La nitrification est remarquablement affectée quand la concentration en oxygène dissous dans le chenal est inférieure à 1 mg/l et/ou la température inférieure à 4°C. Une basse température engendre une accumulation de nitrite. Il a été conclu dans les travaux de Xiaodi et al. (1997) que la nitrification a une grande capacité

tampon devant les chocs de charge en azote. La dénitrification reste instable et faible. Ceci peut être expliqué par l'instabilité des zones anoxies dans le chenal et de la source de carbone (fig1.1.1).

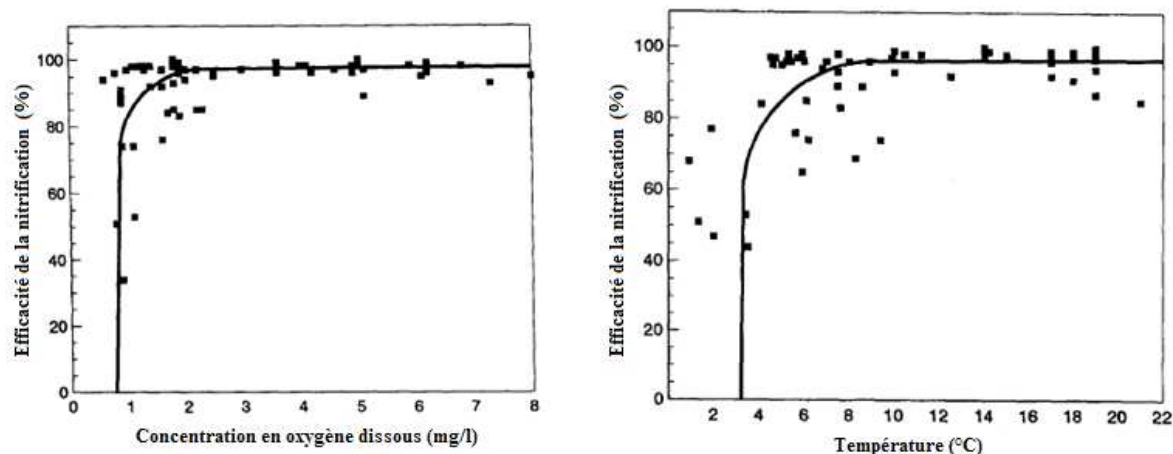


Figure 1.1.1 : Effet de la concentration en oxygène dissous et de la température sur l'efficacité de la nitrification (Xiaodi et al. 1997)

1.1.1.2 La dénitrification dans les chenaux d'oxydation

L'emplacement et la longueur de la zone anoxie change en fonction de la charge à l'entrée. Donc, le contrôle de l'oxygène dissous est nécessaire pour maintenir cette zone anoxie dans le chenal. Le volume de la zone anoxie affecte le degré de réduction des nitrates et donc le rendement d'élimination de l'azote. Il est préférable d'avoir l'entrée des eaux usées dans la zone anoxie pour avoir la source de carbone nécessaire à la dénitrification. Si le système est en dessous de ses charges nominales, il est nécessaire d'arrêter l'aération périodiquement pour réduire la concentration en oxygène dissous. Dans plusieurs chenaux d'oxydation, l'entrée des eaux usées se fait dans la zone aérée (cas de Mahrès). La longueur de cette zone dépend de la concentration en oxygène dissous, de la vitesse de circulation et du taux de consommation d'oxygène (Oxygen Uptake Rate OUR). La liqueur mixte atteint la zone anoxie quand toute la matière organique a été oxydée. De ce fait la dénitrification est réalisée à partir des substrats secondaires issus de la respiration endogène et par conséquent, la dénitrification est faible. Le taux de dénitrification est affecté par le type de la pollution carbonée disponible. Si la source de carbone est formée par des substrats produits par la respiration endogène, le taux de dénitrification sera relativement faible. Par contre, si la source de carbone est formée par l'eau usée, le taux de dénitrification sera élevé (jusqu'à 6 à 10 fois plus important). Le pH optimum

pour la dénitrification est 6,5 à 8. La concentration en oxygène dissous optimale est 0 mg/l. Si la concentration en oxygène dissous est supérieure à 0.3 mg/l, la dénitrification est totalement inhibée. La température est un paramètre important qui contrôle la dénitrification. Le taux de dénitrification à 10°C représente 75% du taux de dénitrification à 20°C. Pour chaque gramme de nitrate dénitrifié, 2,86 grammes d'oxygène est libéré. Par conséquent, la présence d'une zone d'anoxie engendre un gain en termes d'énergie de l'ordre de 10 à 20%. La réaction de dénitrification est une réaction de 1^{er} ordre. Etant effectuée par la biomasse hétérotrophe, elle ne dépend pas de la concentration en nitrate, mais plutôt de la concentration en oxygène dissous et en carbone organique. Ces deux facteurs sont déterminants pour la réalisation de la dénitrification. Les nitrates produits par la nitrification sont consommés par les hétérotrophes quand la concentration en oxygène est très faible et un rapport carbone Azote C/N est satisfait. Ce rapport doit être entre 3,5 et 4,5 gDCO/ gN (d'après Henze et al. (1996)). Pour les eaux usées domestiques, le taux de dénitrification est compris entre 0,5 et 2,1 mg N/gMVS/h (Henze et al., 1987; Hoffman and Kute, 1990; Orhon et al., 1998).

1.1.1.3 Séquençage de l'aération dans les chenaux d'oxydation

Le séquençage de l'aération dans les chenaux d'oxydation est une autre approche économique pour améliorer les performances épuratoires de ce système notamment celles relatives à l'élimination de l'azote. Il est nécessaire de maintenir une agitation dans le système pour éviter tout dépôt de la biomasse quand l'aérateur est en arrêt. L'utilisation d'une sonde de mesure du potentiel d'oxydo réduction est aussi préférable pour un meilleur contrôle. A un temps choisi, l'aération est arrêtée. Durant ce temps les nitrates sont convertis en azote gazeux (N₂). La sonde de mesure du potentiel redox nous permet de déterminer la fin du cycle d'arrêt de l'aérateur. Quand tous les nitrates sont transformés, il faut enclencher l'aération. Pendant la disparition des nitrates, le ORP (Oxidation Reduction Potential) diminue progressivement. Quand tous les nitrates ont disparus, une diminution importante de la pente de la courbe de ORP est observée. Les aérateurs doivent être mis en marche. Quand les aérateurs sont à l'arrêt, la concentration de l'oxygène dissous diminue et la réduction des nitrates est réalisée. Cette réduction doit être réalisée dans une marge de ORP entre +50 à -50 mV. En dessous des -50mV les métabolismes anaérobies prennent place. Pendant la période d'arrêt des aérateurs, la concentration en ammonium augmente et une forte consommation d'oxygène dissous est observée dès qu'on remet les aérateurs en marche. Durant la période marche des aérateurs le ORP doit se stabiliser à une valeur entre +50 à +325 mV. Une corrélation entre ORP et le rapport entre Nitrate plus nitrite et ammonium a été établie par Peng et al., (2008). Cette

corrélation montre que l'ORP peut être utilisé pour le contrôle de la nitrification dénitrification en chenal fonctionnant par séquençage d'aération. Il a été observé par Peng et al., (2008) que la valeur consigne optimale pour la régulation doit être comprise entre -30 et 30 mV.

$$ORP = 10.43 + 19.14 \times \ln \left(\frac{NO_3^-}{NH_4^+} \right) \quad \text{Equation (4)}$$

Pour une élimination de l'azote par séquençage de l'aération, les performances du système sont contrôlées par le temps de séjour hydraulique, le débit d'entrée, la concentration en azote kjeldahl et en DBO₅, le nombre de cycle marche arrêt par jour et par la concentration en liqueur mixte dans le bassin d'aération. Plus le temps de séjour hydraulique est grand, plus la dilution de l'azote ammoniacal est importante pendant la période d'arrêt de l'aérateur, ce qui engendre des concentrations très faibles de l'effluent. Deux cycles marche arrêt par jour engendre une concentration en azote total à la sortie inférieure à 10mg/l. l'augmentation du nombre de cycles marche arrêt par jour au dessus de ce nombre modifie peu la qualité de l'eau à la sortie en termes d'azote. Un débit d'entrée élevé et une concentration importante en azote ammoniacal à l'entrée pendant l'arrêt de l'aérateur conduit à de faibles performances épuratoires.

1.1.2 Problématiques dans les chenaux et objectif de l'étude

Les chenaux d'oxydation ont un comportement hydrodynamique particulier. De plus, la dégradation des matières carbonées et azotées se fait dans le même ouvrage. De ce fait, la gestion des zones anoxies et aérobies, (en d'autre terme, la gestion de la nitrification dénitrification) est l'une des problématiques de ces systèmes. La variabilité des charges à l'entrée est responsable de la variation temporelle et spatiale des zones anoxie et aérée. La géométrie du chenal, la circulation en boucle de la liqueur mixte et la disposition ponctuelle des aérateurs sont tous des facteurs qui interagissent entre eux et qui sont responsables du rendement d'élimination de la pollution carbonée et azotée dans les chenaux d'oxydation. Dudley, (1995) confirme que la géométrie du chenal favorise l'existence de gradients de concentration et influe sur l'élimination de la pollution. L'effet du comportement hydrodynamique a été aussi observé par Metcalf et Eddy (2002). L'optimisation de l'aération dans les chenaux d'oxydation nécessite le développement des connaissances sur trois axes principaux : l'hydrodynamique, le transfert gaz-liquide et l'activité biologique. Il est proposé, dans la présente étude, de faire le couplage entre ces trois aspects pour développer un modèle complet.

1.1.3 Synthèse des approches de modélisation des chenaux

L'hydrodynamique des réacteurs est généralement décrite par l'un des deux modèles idéaux : le modèle piston ou le modèle du réacteur parfaitement agité. Parmi les caractéristiques de l'écoulement dans un réacteur, un nombre adimensionnel peut être défini, le nombre de Peclet Pe . C'est le rapport entre le flux convectif et le flux diffusif qui permet de quantifier le degré de mélange dans le réacteur. Quand ce nombre a une valeur comprise entre 0.5 et 4 le modèle du réacteur parfaitement mélangé peut être considéré (Khudenko and Shpirt, 1986; Murphy and Timpany, 1967; USEPA, 1993). Si le nombre de Peclet varie de 20 à plus, le réacteur est considéré comme un réacteur piston (Khudenko and Shpirt, 1986; Eckenfelder et al., 1985; USEPA, 1993). Cependant, dans les stations d'épuration de taille réelle, le nombre de Peclet est compris entre les valeurs de 0.1 et 4 (San, 1994), ce qui nécessite de prendre en considération un modèle intermédiaire entre les deux modèles idéaux. Il existe plusieurs approches pour la modélisation des stations d'épuration de taille réelle. Parmi ces approches, le modèle à J réacteurs parfaitement mélangés en série où le degré de liberté est le nombre de réacteurs, leurs volumes et leurs interconnexions (rétromélange, recirculation). Généralement, une série de réacteurs parfaitement agités est utilisée pour modéliser l'hydrodynamique du réacteur. Plusieurs auteurs ont choisi ce modèle pour modéliser l'hydrodynamique du chenal (Abusam et al., 2000 ; Potier et al., 2005 ; Burrows et al., 1999 ; Cinar et al., 1998 ; Daigger et Littleton, 2000 ; Insel et al., 2003 ; Coen et al., 1996, Makinia et wells, 2000). Néanmoins, il a été prouvé que le modèle de dispersion advection représente le mieux le comportement des réacteurs. Les premières études de traçage menées par Murphy et Timpany (1967) sur les réacteurs à boues activées ont clairement prouvé que le modèle piston avec dispersion axiale adhère le mieux aux mesures expérimentales. L'étude de Lee et al. (1998) vient confirmer l'étude de Murphy et Timpany en montrant l'efficacité du modèle piston à reproduire les mesures expérimentales sur pilote de Nogita et al. (1983).

Dans la littérature, plusieurs travaux se sont basés sur la vitesse de circulation dans le chenal pour la modélisation de l'hydrodynamique. Il existe plusieurs approches de modélisation. On peut citer l'approche « analogie avec la cuve agitée, approche basée sur la quantité de mouvement et l'approche mécanique des fluides numériques ». L'analogie avec la cuve agitée est une approche qui met en corrélation l'hydrodynamique et les paramètres caractéristiques des agitateurs, la vitesse de rotation N et le diamètre du mobile D : $U_C = f(N, D)$. Méziane (1998) a montré que les valeurs des nombres caractéristiques des mobiles d'agitation (nombre

de pompage et nombre de circulation) utilisées pour un bassin à géométrie standard peuvent être également utilisées dans le cas des chenaux d'oxydation.

L'approche quantité de mouvement a pour principe d'utiliser le bilan de quantité de mouvement et l'équilibre des forces agissant sur le système pour déduire une relation entre vitesse de circulation U_C et paramètres caractéristiques du réacteur. Plusieurs chercheurs ont adopté cette approche sur différentes géométries de bassins. En 1984, Schutz a établi une relation entre la vitesse de circulation et les caractéristiques du chenal d'oxydation. Cette relation fait intervenir les caractéristiques géométriques et les pertes de charge singulières et linéaires. Kaps et Eggert (1985) ont développé une relation moins compliquée que celle de Schutz en considérant des paramètres moins nombreux ceci pour le cas d'un bassin circulaire. Mais ils pensent que cette formule est adaptable pour des bassins non circulaires moyennant quelques modifications. Chatellier (1991) utilise l'approche quantité de mouvement sur un pilote non circulaire en introduisant la notion de la longueur équivalente Leq qui caractérise l'ensemble des pertes de charge. Toutefois cette approche reste difficile à extrapoler du fait qu'elle repose sur des lois empiriques appliquées pour des configurations particulières.

1.1.4 Revue des études du couplage hydrodynamique, transfert d'oxygène et réactions biologiques

Le développement des modèles mathématiques mécanistes de ces processus biologiques complexes a aussi augmenté dans la complexité, mais l'approche de la modélisation d'autres aspects du système de traitement d'eaux usées, comme l'hydrodynamique du réacteur, la dynamique du transfert d'oxygène et leur interaction avec les réactions biologiques est restée relativement embryonnaires. Grady et Lim (1980) ont souligné qu'une compréhension des processus de traitement biologiques des eaux usées exige la connaissance dans deux secteurs fondamentaux: microbiologie et génie des procédés. Cependant, les modèles développés par l'IWA ne se sont intéressés qu'à la cinétique des réactions biologiques. Bien que ces modèles, soient des modèles de référence dans le domaine de description des processus biologiques des systèmes à boues activées, ils ont bien déclaré que «La modélisation d'un système physique particulier exige la définition des conditions aux limites de ce système avec les termes advectifs associés ». Ces modèles négligent l'effet de l'hydrodynamique du réacteur. Lee et al. (1998) ont considéré Monod double pour la modélisation des réactions biologiques. Les seules études annoncées dans la littérature dans laquelle l'ASM1 (Activated Sludge Model 1) a été utilisé comme un terme source dans l'équation d'advection-dispersion unidimensionnelle pour la modélisation d'un chenal d'oxydation sont celle de Stamou (1994, 1997) et de Lesage

(2002). Il y a très peu d'autres études qui ont utilisé l'équation d'advection-dispersion couplée avec l'équation de type de Monod, comme terme source pour décrire des processus biologiques dans les procédés de boues activées (Makinia 1998). Donc, les études portant sur le couplage entre l'hydrodynamique et les réactions biologiques en chenal ne sont pas nombreuses et sont discontinues dans le temps. En 1991, Chatellier a évalué la vitesse de circulation dans un chenal d'oxydation. Stamou (1994,1997) a modélisé un chenal d'oxydation en adoptant le modèle hydrodynamique 1D de dispersion couplé avec le terme source de la réaction biologique basé sur le modèle classique des boues activées ASM1. En 2000, Simon a aussi étudié l'interaction entre l'hydrodynamique et le transfert d'oxygène dans les chenaux. Gillot et Héduit 2000 ont étudié l'effet du débit d'air sur le transfert d'oxygène dans un chenal. Cockx et al. 2001 ont abordé la modélisation d'un chenal d'oxydation à grande échelle (MFN 3D). L'utilisation de la mécanique des fluides a été poursuivie dans le travail de Tanguy P. (2003) qui s'est intéressé à la simulation hydrodynamique des chenaux. L'étude de Potier et al. (2005) confirme que le modèle de dispersion est le modèle le plus adapté pour la modélisation de réacteur de type chenal d'oxydation. Une étude a été abordée par Dhanasekharan et al., (2005) pour modéliser un bioréacteur multiphasique avec une cinétique biologique assez simplifiée. Dans l'étude de Lemoulllec et al., (2009), la CFD a été utilisée pour résoudre le modèle couplé en chenal. Une hydrodynamique détaillée a été considérée, le transfert d'oxygène et le modèle ASM1.

1.2 Synthèses des études expérimentales sur les chenaux d'oxydation

1.2.1 Mesures des paramètres hydrodynamiques

L'étude de l'hydrodynamique des réacteurs biologiques permet de réaliser si les opérations de brassage sont assez efficaces pour maintenir les particules en suspension et assurer le contact entre floc, micro organismes et oxygène. Cette étude permet aussi de savoir si le mélange est assez homogène et s'il n'existe pas de zones mortes au sein du réacteur. L'hydrodynamique des réacteurs industriels est comprise entre deux cas limites : Mélange intégral et absence de mélange. La vitesse moyenne d'écoulement dans les chenaux est le paramètre essentiel qui détermine le degré de mélange dans ces réacteurs de configuration géométrique particulière. La modélisation de l'hydrodynamique est une étape importante dans la démarche de modélisation des chenaux. La caractérisation de l'effet du recyclage interne de la liqueur mixte et de l'hétérogénéité spatiale sur le comportement hydrodynamique et les cinétiques des

processus biochimiques est essentielle pour la mise au point d'un outil de simulation et son utilisation comme outil d'aide à la décision pour la gestion de ce procédé.

1.2.1.1 Distribution des temps de séjour

La technique expérimentale largement utilisée pour caractériser le comportement hydraulique des réacteurs est le traçage. Le principe est d'utiliser un traceur ayant les mêmes caractéristiques physicochimiques que le fluide à l'exception d'une seule (couleur, conductivité, radioactivité). La détection à la sortie se fait donc grâce à cette propriété. Cette approche, pour les écoulements en régime permanent, permet de déterminer la distribution des temps de séjour dans le réacteur. Le concept de distribution de temps de séjour a été introduit pour la première fois en 1953 par Danckwert.

La contrainte principale dans la méthode de traçage classique est l'obligation de maintenir un régime permanent durant la durée de l'expérience ce qui est problématique dans le cas des réacteurs réels, en cours d'exploration. D'autre part, l'interaction du traceur avec la biomasse présente dans le réacteur industriel représente une difficulté supplémentaire dans l'interprétation des résultats du traçage. Les stations d'épuration fonctionnent sous des charges continuellement variables (variation des débits). Elles sont toujours en fonctionnement transitoire. La réalisation et l'interprétation d'essais de traçage en régime transitoire a été introduite pour la première fois dans par Nauman en 1969 dans le cas d'un réacteur parfaitement agité. Niemi Antti (1977) a poursuivi l'étude de Nauman et l'a appliquée pour d'autre modèle hydraulique. Niemi Antti et al., (1998) et Fernandez-Sempere J. et al., (1995) ont appliqué l'approche de la DTS en régime transitoire expérimentalement. Dans l'étude de Potier et al. (2005) l'influence du temps de séjour sur les courbes de distribution de temps de séjour a été caractérisée (figure 1.2.1).

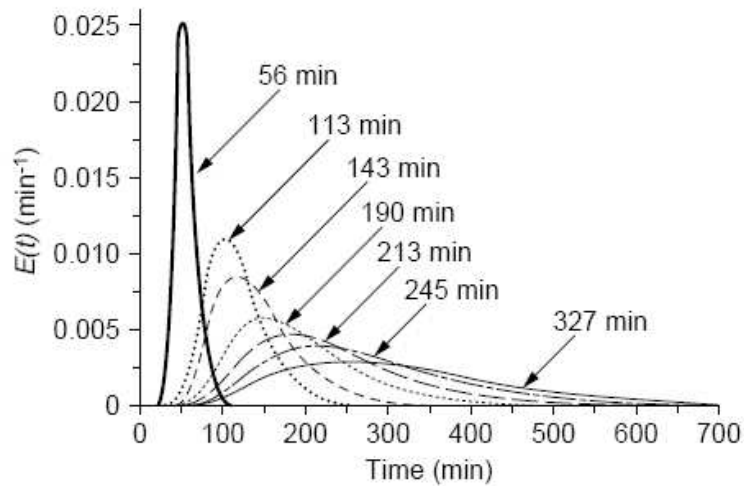


Figure 1.2.1 : Influence du temps de séjour sur la DTS

De nouvelles fonctions de transfert ont été définies en se basant sur le concept de la distribution de temps de séjour dynamique (Tableau 1.2.1) et sur les bilans massiques avec les variables définies comme suit:

$$E(\theta) = \frac{E(t) \cdot V}{Q}, \text{ Régime permanent} \quad \text{Equation (5)}$$

$$E(\theta') = \frac{E(t) \cdot V}{Q(t)}, \text{ Débit variable} \quad \text{Equation (6)}$$

$$E(\theta'') = \frac{E(t) \cdot V(t)}{Q(t)}, \text{ Débit et volume réactionnel variables} \quad \text{Equation (7)}$$

$$\text{Avec : } \theta = \frac{t}{\tau}, \quad \theta' = \frac{1}{V} \int_0^t Q(t) \cdot dt, \quad \theta'' = \int_0^t \frac{Q(t)}{V(t)} \cdot dt \quad \text{Equation (8)}$$

Tableau 1.2.1 : Expression de la fonction DTS selon les conditions de réalisation de l'essai de traçage pour quelques modèles hydrauliques

Modèles	Fonction DTS en régime permanent	Fonction DTS sous débit variable	Fonction de transfert sous débit et volume variables
RPM	$E(\theta) = \exp(-\theta)$	$E(\theta') = \exp(-\theta')$	$E(\theta'') = \exp(-\theta'')$
J RPM	$E(\theta) = \frac{J^J (\theta)^{J-1}}{(J-1)!} \exp(-J\theta)$	$E(\theta') = \frac{J^J (\theta')^{J-1}}{(J-1)!} \exp(-J\theta')$	$E(\theta'') = \frac{J^J (\theta'')^{J-1}}{(J-1)!} \exp(-J\theta'')$
RP	$E(\theta) = \delta(1-\theta)$	$E(\theta') = \delta(1-\theta')$	$E(\theta'') = \delta(1-\theta'')$

1.2.1.2 Coefficient de dispersion E_z

1.2.1.2.1 Détermination du coefficient de dispersion à partir d'essais de traçage

En optant pour l'hypothèse du gradient principal dans l'application de la loi de conservation de la masse pour l'interprétation des essais de traçage impulsif, nous pouvons utiliser les courbes de distribution des temps de séjour, qui représentent l'évolution de la concentration du traceur détecté à la sortie en fonction du temps, pour calculer le coefficient de dispersion axiale E_z .

- Méthodes des moments

Le coefficient de dispersion est relié à la variance des concentrations du traceur mesurées (French, 1985).

$$E_z = 0.5 \cdot \frac{d\sigma_x^2}{dt} \quad \text{Equation (9)}$$

σ_x^2 : Variance des concentrations du traceur mesurées

En supposant que la distribution de la concentration en fonction du temps est Gaussienne, nous pouvons écrire :

$$E_z = \frac{u^2}{2} \cdot \left(\frac{\sigma_{t_2}^2 - \sigma_{t_1}^2}{t_2 - t_1} \right) \quad \text{Equation (10)}$$

Avec u la vitesse moyenne de l'écoulement, \bar{t}_1 et \bar{t}_2 respectivement les temps de passage moyen du traceur à l'aval et à l'amont du point d'échantillonnage et σ_t^2 la variance autour de ce temps moyen [T^2]

- Transformée de Laplace

Murphy et Timpany, 1967 ont développé une relation entre la variance et le coefficient de dispersion E_z en appliquant la transformée de Laplace dans le cas d'un système fermé ($E \cdot \frac{\partial C}{\partial x} = 0$ à l'entrée et à la sortie). Cette relation est donnée par l'équation ci-après avec τ le temps moyen de séjour, L la longueur du réacteur (dimension selon l'axe z) et C la concentration en traceur :

$$\sigma_t^2 = 2 \cdot \frac{E_z}{u \cdot L} - 2 \cdot \left(\frac{E_z}{u \cdot L}\right)^2 \left(1 - e^{-\frac{u \cdot L}{E_z}}\right) \quad \text{Equation (11)}$$

Avec la variance calculée par l'expression suivante (t/τ est le temps réduit)

$$\sigma_t^2 = \frac{\int_0^\infty \left(\frac{t}{\tau} - 1\right)^2 \cdot C \cdot dt}{\int_0^\infty C \cdot dt} \quad \text{Equation (12)}$$

Il faut noter que ces deux méthodes ne sont pas valables dans le cas de recyclage des boues dans le bassin d'aération. Il faudrait arrêter le recyclage pour avoir des résultats de traçage adéquats à ces deux méthodes de calcul du coefficient de dispersion.

1.2.1.2.2 Expressions empiriques du coefficient de dispersion axiale

Les paramètres hydrodynamiques peuvent être aussi déterminés par des formules empiriques résultant de l'exploitation de résultats expérimentaux de traçage. Ces formules ont été développées pour calculer le coefficient de dispersion E_z en fonction des paramètres opérationnels et des dimensions du réacteur. Plusieurs corrélations ont été développées pour l'estimation du coefficient de dispersion durant les 40 dernières années et ont concerné des réacteurs biologiques équipés de diffuseurs d'air. Ces corrélations ont été déterminées pour différentes dimensions de chenaux et sous des conditions opératoires différentes. Les tableaux 1.2.2 et 1.2.3 résument l'ensemble des résultats de ces études regroupées par Makinia et Wells, (2005) et Lemoullec et al. (2008).

Tableau 1.2.2 : Revues des études réalisées pour la détermination du nombre de Peclet ($Pe = u.L/E_z$)

Auteurs	Nombre de données	Paramètres géométriques du réacteur				Paramètres opérationnels		
		l (m)	h (m)	W (m)	W_d (m)	Q_l ($10^{-3}m^3/s$)	Q_a ($10^{-3}m^3/s$)	Pe
Potier et al. (2008) pilote 1	63	3	0.2	0.05	0.045	0.01-0.07	0.06-1	1-23
Potier et al. (2008) pilote 2	109	3.6	0.1-0.2	0.08-0.18	0.01	0.02-0.1	0.4-1	2-64
Potier et al. (2005) industriel	3	100	4.5	3.6	0.6	355-611	1800	11-22
Makinia et Wells (2005)	3	84	4.9	15.6	15.6	734-1000	1380-1680	1.8-3
Murphy et Timpany (1967)	6	1.65	0.825	0.99	0.2	0.1-0.9	0.52	35-44
Murphy et Boyko (1970)	7	89.1	4.95	8.91	2	82-233	1620	21-36
Ottengraf et Rietema (1969)	1	9	1	4	1.7	830	208	8
Lida (1988)	2	52-104	4.4-8.1	7.5-8.3	1	100-203	266-1110	1.8-2

Tableau 1.2.3 : Revues des études réalisées pour la détermination du nombre de Peclet avec des données manquantes

Auteurs	Nombre de données	Paramètres géométriques du réacteur				Paramètres opérationnels		
		l (m)	h (m)	W (m)	W_d (m)	Q_l ($10^{-3}m^3/s$)	Q_a ($10^{-3}m^3/s$)	Pe
Khudenko et Shpirit (1986)	32	0.5-1	0.7-2.9	0.7-5	0.7-5	n.a	4.2-15	n.a
Harremoes (1979)	60	2-5	n.a	2-5	n.a	n.a	n.a	n.a

	l (m)	h (m)	W (m)	W_d (m)	Q_l ($10^{-3}m^3/s$)	Q_a ($10^{-3}m^3/s$)	E_z ($10^{-3}m^2/s$)
--	---------	---------	---------	-----------	-----------------------------	-----------------------------	-----------------------------

Murphy et Timpany (1967)	56	1.65	0.36-0.825	0.5-0.99	0.2	n.a	0.09-5	0.7-6
Murphy et Boyko (1970)	14	21.8-89.1	4.95	9-10	2	n.a	397-3300	145-255

L : longueur du chenal, h : hauteur d'eau dans le chenal, W : largeur du chenal, W_d : largeur de diffusion d'air Q_l : débit du liquide, Q_a : débit d'air, Pe : nombre de Peclet.

Murphy et Boyko (1970) ont effectué des mesures sur différents type de bassins ayant des rapports : largeur/profondeur entre 0.87 et 2.04. Différentes combinaisons avec variation de la longueur ont été testées (96 tests). La corrélation reliant la dispersion E_z , la largeur du bassin w et le débit d'air injecté par unité de volume Q_a a été développée.

$$\frac{E_z}{W^2} = 3.118 \left(\frac{Q_a}{V} \right)^{0.346} \quad \text{Equation (13)}$$

avec E en ft^2/h , w en ft , Q_a en ft^3/min et V en 1000 ft^3 .

Cette corrélation n'est valable que pour les bassins aérés par insufflation d'air.

Harremoes (1979) a trouvé un lien entre le jet et les spiral flow induit par l'aération dans le réacteur. La corrélation développée est donnée par l'équation :

$$\frac{E_z}{W} = 2.4 \cdot 10^{-3} (g \cdot Q_a)^{1/3} \cdot \left(\frac{h}{W} \right)^{-0.68} \cdot \left(\frac{h}{\nu} \cdot (g \cdot Q_a)^{1/3} \right)^{0.26} \quad \text{Equation (14)}$$

Avec g accélération ($9,81 \text{ m/s}^2$) et ν la viscosité cinématique de l'eau (en m^2/s)

Fujie et al. (1983) ont donné une corrélation plus détaillée qui prend en compte plus de paramètres relatifs à la géométrie du bassin et à la taille des bulles. La corrélation est obtenue, à partir de 11 expériences. Le paramètre Φ introduit permet suivant sa valeur et le type de bulles injectées de définir les deux facteurs m et a de la corrélation développée.

$$\frac{E_z}{W+h} = 0.0115 \cdot a \cdot \phi^m \cdot \left(1 + \frac{h}{l} \right)^{-3} \cdot \left(\frac{Q_a}{l \cdot W} \right)^{-0.34} \quad \text{Equation (15)}$$

Avec

$$\phi = h_d \cdot \left(\frac{Q_a}{l \cdot W} \right) \cdot \left(\frac{h_d}{h} \right)^{0.5} \cdot \left(\frac{h}{W} \right)^{0.33}, \quad \text{Equation (16)}$$

Avec h_d la profondeur des diffuseurs.

m et a deux facteurs qui dépendent du type d'aération et de la valeur de Φ

Tableau 1.2.4 : facteurs de la corrélation de Fujie et al. (1983)

	Φ (cm ² /s)	m	a
Fines bulles	<20	0.64	7
	>20	0.46	12
Moyennes bulles	<20	0.78	3.5
	>20	0.56	4.9

Une corrélation sans dimension a été développée par [Khudenko and Shpirit \(1986\)](#) en se basant sur le théorème de Buckingham. Cette corrélation a été validée par le résultat de 30 expériences.

$$\frac{E_z \cdot h \cdot w}{Q_l \cdot l} = 4.2 \cdot \left(\frac{Q_a \cdot h}{l \cdot W \cdot v}\right)^{0.6} \cdot \left(\frac{Q_l}{W \cdot v}\right)^{-0.75} \cdot \left(\frac{l}{W}\right)^{-0.9} \cdot \left(\frac{h}{W}\right)^{-0.8} \cdot \left(\frac{W_d}{W}\right)^{0.28} \quad \text{Equation (17)}$$

Une autre corrélation a été développée par [Potier et al. 2005](#)

$$E_z = (0.2023 \cdot W - 0.008569) \cdot \left(\frac{Q_a}{l}\right)^{0.5} (100h)^{0.00473W - 1.99} \quad \text{Equation (18)}$$

[Lemoullec et al. \(2008\)](#) ont développé une corrélation en se basant sur le théorème de Buckingham.

$$E_z = 0.33 \cdot \theta_v \cdot \left(\frac{Q_a}{\theta_h}\right)^{0.5} \cdot \left(\frac{W_d}{W}\right)^{0.5} \quad \text{Equation (19)}$$

Avec θ_v et θ_h respectivement le diamètre hydraulique vertical et horizontal

$$\theta_v = 2 \cdot \frac{h \cdot W}{h + W} \quad \text{et} \quad \theta_h = 2 \cdot \frac{l \cdot W}{l + W} \quad \text{Equation (20)}$$

[Chambers et Jones \(1988\)](#) ont effectué des essais de traçage sur 24 stations d'épuration équipées de diffuseurs d'air. Ces mesures ont démontré que le coefficient de dispersion reste constant autour d'une valeur de 245 m²/h avec une précision de l'ordre de $\pm 15\%$ dans les conditions géométriques et opérationnelles suivantes : largeur W entre 2 à 20m, profondeur H entre 2,4 à 6m, longueur L entre 28 et 500m, taux de recyclage R entre 0,7 à 1,5 et temps de séjour hydraulique τ entre 1,3 et 8 h.

1.2.1.3 Vitesse moyenne de circulation de la liqueur mixte dans les chenaux

Un certain nombre d'études concernant les profils de vitesse engendrés par des aérateurs de surface dans les chenaux d'oxydation ont été publiées. Ces études ont permis d'observer la répartition spatiale des vitesses et de tirer des corrélations entre cette vitesse et la puissance

dissipée et la vitesse de rotation des mobiles d'agitation (Bertrand J.L (1987) ; Goldstein M. 1983). Des essais de modélisation de la vitesse de circulation ont aussi été tentés, en particulier sur les bassins circulaires munis d'agitateurs à vitesse rapide. Cependant, il existe des approches théoriques pour l'analyse de la circulation engendrée par les mobiles d'agitation.

1.2.1.3.1 Détermination de la vitesse de circulation à partir des expériences de traçage

Les chenaux d'oxydation sont des réacteurs bouclés (loop reactor) où le temps de circulation (accomplissement d'un tour) est faible devant le temps de séjour moyen dans le réacteur. Le degré de mélange est fonction du débit de circulation Q_c induit par le mobile d'agitation. Le mélange est dû aux gradients de vitesses générés par le mobile et aux phénomènes de diffusion moléculaire et turbulente. Tous ces effets peuvent être caractérisés globalement par un nombre adimensionnel, le nombre de pecllet qui est le rapport entre la convection et la dispersion.

$$Pe = \frac{U_c \cdot L}{E_z} \quad \text{Equation (20)}$$

Voncken (1966) a montré qu'il est possible de déterminer la réponse impulsionnelle de l'injection d'un traceur dans un système comprenant une boucle de recyclage. L'injection du traceur doit être instantanée et uniforme sur la section de la boucle et la récupération se fait dans cette même section. La réponse à une impulsion peut être modélisée comme suit :

$$E(\theta) = \frac{1}{2} \sqrt{\frac{Pe}{\pi\theta}} \sum_{j=0}^P \exp\left(-\frac{Pe}{4\theta} (j - \theta)^2\right) \quad \text{Equation (21)}$$

$E(\theta) = \frac{C}{C_\infty}$ Le rapport entre C la concentration du traceur dans le réacteur à l'instant t et C_∞

la concentration du traceur dans le réacteur après homogénéisation

$\theta = \frac{t}{t_c}$ est le temps réduit Equation (22)

P étant le nombre de boucle

Le temps de séjour moyen dans la boucle est égal à $t_c = \frac{V}{Q_c} = \frac{L}{U_c}$ Equation (23)

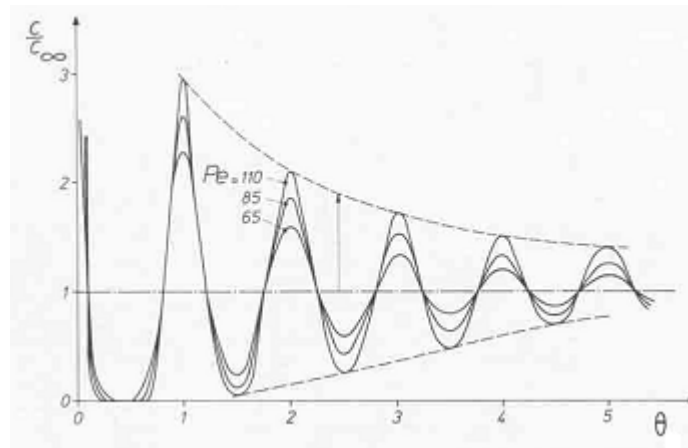


Figure 1.2.2 : Exemples de courbe réponse à une injection instantanée de traceur calculée par le modèle de Voncken

Finalement, deux paramètres caractérisent ce modèle : le temps de circulation t_c et le nombre de Peclet Pe . Quel que soit le type de mobile d'agitation utilisé, le modèle de Voncken a été utilisé et testé avec succès par de nombreux auteurs. Il a été montré que Pe est indépendant du nombre de Reynolds Re en régime turbulent. Le tableau 1.2.5 résume les valeurs du nombre de Peclet qui ont été obtenus sur des systèmes cuve-mobile d'agitation ayant un rapport $d/D=1/3$

Tableau 1.2.5 : Nombre de Peclet pour différent type de mobile d'agitation (Bruxelmann et Roustan)

Type de mobile	Pe
Mobile d'agitation à débit radial et tangentiel	
R1 Turbine à disque type Rushton à n_p pales droites inclinées, incurvées, ou concaves $4 \leq n_p \leq 12$	13
R2 Turbine à pales droites ou incurvées $2 \leq n_p \leq 6$	15
Mobile d'agitation à débit axial	
A1 Hélice marine à 3 ou 4 pales $0,5 < p < 3 d$	18 à 20
A2 Turbine à n_p pales inclinées	20 à 22

Il faut savoir que les paramètres géométriques (la hauteur H du liquide, le type et le diamètre d du mobile, son élévation Y par rapport au fond, son excentration par rapport à l'axe de la cuve,...) ont une grande influence sur l'estimation du nombre de Peclet. Il a été prouvé que Pe augmente si d/D diminue. Pe est proportionnel à $(d/D)^{-0,3}$. Méziane (1988) dans son étude a

trouvé un nombre de pecelet de l'ordre de 60 ± 10 pour un mobile d'agitation de type A1 et A2. Ce nombre est plus important dans le cas des chenaux comparé à celui obtenu en cuve agitée classique. Dans la présente étude, le mobile d'agitation est une turbine de diamètre $d = 2,54$ m avec un nombre de $n_p = 8$ pales obliques.

1.2.1.3.2 Expression de la vitesse de circulation en fonction de la vitesse de rotation de l'agitateur

L'approche théorique qui utilise les résultats obtenus dans le domaine de l'agitation mécanique nous permet de déterminer des grandeurs caractéristiques des mobiles d'agitation, tels que le nombre de pompage, le nombre de circulation et le nombre de puissance. Le débit de pompage est le débit de liquide qui passe dans le mobile d'agitation. Son expression est donnée par la formule suivante :

$$Q_p = N_{qp} \cdot N \cdot d^3 \quad \text{Equation (24)}$$

Le débit de pompage est fonction de la vitesse de rotation, du diamètre du mobile et d'un nombre adimensionnel qui caractérise le mobile d'agitation. En régime turbulent, ce nombre est constant et indépendant du rapport d/D pour des valeurs de ce rapport comprises entre 0,2 et 0,5.

Par transfert de quantité de mouvement ce débit induit dans le volume de la cuve un débit d'entraînement Q_e . Le débit de circulation est défini par la somme du débit de pompage et du débit d'entraînement

$$Q_c = Q_p + Q_e \quad \text{Equation (25)}$$

$$\text{Et } Q_c = N_{qc} \cdot N \cdot d^3 \quad \text{Equation (26)}$$

Il a été montré que le nombre de circulation N_{qc} dépend fortement du rapport d/D (Meziane, 1988).

La puissance dissipée par le mobile d'agitation est donnée par la formule suivante :

$$P = N_p \cdot \rho \cdot N^3 \cdot d^5 \quad \text{Equation (27)}$$

Où N_p est appelé nombre de puissance. Il représente le coefficient de traîné du mobile dans le liquide. Ce nombre est fonction du nombre de Reynolds de l'agitateur. Cependant, le nombre de puissance, pour les aérateurs de surface, dépend du type de l'aérateur et du nombre de

Froude de ce dernier ($Fr = \frac{N^2 \cdot d}{g}$) (Equation (28)). Ce nombre varie entre 0.4 et 1. Les

puissances dissipées par unité de volume de bassin varient entre 20 et 50 W/m^3 . (Roustan 2003)

Il existe une relation entre la puissance consommée par l'agitateur et sa capacité de pompage. Nagase et al (1977) ont proposé une relation simple pour le régime d'écoulement turbulent qui permet d'obtenir de bons ordres de grandeur. Pour une turbine à pales inclinées la relation est donnée par l'équation

$$N_p = 5,7 \cdot (N_{Qp} \cdot \frac{d}{D})^2 \quad \text{Equation (29)}$$

d : diamètre du mobile

D : diamètre de la cuve

N_{Qp} : nombre de pompage

Cette relation décrite par l'équation met en évidence que l'énergie transmise au fluide ne se transforme pas uniquement en pompage mais aussi en turbulence et cisaillement. La somme du débit de pompage et du débit d'entraînement constitue le débit de circulation Q_c . Pour une turbine, selon le rapport d/D et la position de la turbine par rapport au fond, on peut estimer

que $1,5 \leq \frac{Q_c}{Q_p} \leq 2$. Les valeurs les plus élevées du débit de circulation sont obtenues lorsque

les écoulements peuvent se développer le plus librement possible dans le chenal (parois éloignées).

1.2.1.3.3 Détermination de la vitesse de circulation par analyse spectrale

La première notion qu'on ait d'un signal est celle de la mesure, dans le temps, d'une grandeur physique. Parallèlement à cet aspect temporel, il est souvent intéressant d'utiliser une représentation en fonction de la fréquence (représentation spectrale). Il a été montré que tout signal périodique peut-être reconstitué par la somme d'un nombre infini de signaux sinusoïdaux dont les amplitudes et les phases sont différentes d'un terme à l'autre. Réciproquement, si nous pouvons reconstituer un signal périodique à partir de composantes sinusoïdales, nous pouvons décomposer ce signal en ces mêmes composantes. On peut montrer que cette décomposition est unique : chaque signal a une et une seule décomposition dans le domaine spectral. La Transformée de Fourier est un algorithme permettant de transformer les données du domaine temporel au domaine fréquentiel. Premièrement, la TFR est un algorithme de calcul qui va nécessiter l'échantillonnage du signal temporel pour quantifier numériquement les valeurs du signal. La résolution fréquentielle de la TFD d'un signal est définie par le nombre de points N et la fréquence d'échantillonnage F_e .

$$\text{Résolution fréquentielle} = \frac{F_e}{N} \quad \text{Equation (30)}$$

Le temps de circulation est un temps caractéristique du système qui peut être déterminé par l'analyse spectrale.

1.2.1.3.4 Mesures expérimentales de la vitesse de circulation

Lors des expériences, la vitesse de circulation peut être mesurée par plusieurs techniques parmi lesquelles celle du micro moulinet. Une étude statistique a été menée par Da Silva (1994) pour déterminer le nombre de points nécessaire pour l'emploi de cette technique de mesure de vitesse. Il a été conclu qu'un minimum de 20 points uniformément répartis sur la section d'écoulement est nécessaire. Ces points doivent être éloignés de tout obstacle majeur avec une distance minimale entre les premiers points et la surface, la paroi intérieure et les diffuseurs de 0,2, 0,6 et 0,2 m, respectivement. D'après Da Silva (1994), Déronzier et Duchène (1997), l'application de ce protocole nous permet d'obtenir une vitesse de circulation dans le chenal avec une erreur sur la mesure de l'ordre de 5% ceci pour une section d'écoulement inférieure à 40 m². Fayolle (2006) préconise un nouveau protocole de mesures de vitesse de circulation dans les chenaux d'oxydation en présence d'aération en optimisant celui de Déronzier et Duchène. Fayolle a déterminé le nombre de point de mesure nécessaire à la détermination de la vitesse moyenne sur section d'écoulement expérimentalement et numériquement. Expérimentalement, un temps d'échantillonnage de 60 secondes a été retenu. La vitesse obtenue par N points de mesure répartis de manière homogène est comparée à celle donnée par 121 points. L'écart est inférieur à 3% au-delà de 36 points. Numériquement, la vitesse moyenne est déterminée à partir des vitesses locales simulées. Au-delà de 30 points, l'écart est inférieur à 1%. En résultat, Fayolle suggère un point de mesure de vitesse locale par m² pour déterminer la vitesse moyenne de circulation pour une précision de 3% sans présence de l'aération et de 6% en présence de l'air.

1.2.1.4 Le temps de mélange

Dans le processus d'homogénéisation intervient :

- le transfert par convection (macromélange) qui réalise progressivement, suite à la circulation globale de la solution engendrée par le mobile d'agitation et aux effets de cisaillement qui l'accompagne, une répartition homogène des agrégats des deux fluides.
- la diffusion turbulente locale due aux effets de cisaillement microscopiques locaux résultants des fluctuations de vitesses : celle-ci entraîne une érosion des agrégats de composition uniforme et un accroissement de leur surface de contact avec des régions

de composition différentes (cas du transfert gaz-liquide - théorie du double film-coefficient k_l dans le terme de transfert)

- la diffusion moléculaire

La qualité de mélange à un instant t donné est exprimée par :

$$\delta_{\max} = \frac{|\Delta C|_{\max}}{(C_{\infty} - C_i)} \quad \text{avec} \quad |\Delta C| = |C - C_{\infty}| \quad \text{Equation (31)}$$

C , C_i et C_{∞} sont respectivement les concentrations en traceur de la solution agitée à un instant donné, à l'instant initial et après homogénéisation complète. L/U_c est le temps de mélange caractéristique dans le chenal relatif à la convection

A partir de la détermination du degré d'homogénéisation et de la qualité du mélange dans un réacteur agité, nous pouvons déduire le nombre de Peclet. En effet, nous caractériserons la qualité du mélange à partir du degré d'homogénéisation à un instant donné c'est-à-dire à partir de la valeur absolue de la déviation relative des concentrations δ_{\max} . L'amplitude des sinusoides amorties A est égale à δ_{\max} . Cette amplitude peut être approximée par la formule suivante (Bruxelmane M. et Roustan M., 1983):

$$A = \delta_{\max} = 1 - \frac{k}{100} \approx 2 * \exp(-4 * \pi^2 * (t_m / t_c) / Pe) \quad \text{Equation (32)}$$

Avec

k : degré d'homogénéisation

t_m : le temps de mélange correspondant au degré d'homogénéisation k

t_c : temps de circulation

1.2.1.5 Conclusions

Les paramètres hydrodynamiques du modèle sont déterminés par plusieurs méthodes. La technique de traçage est une technique assez utilisée, mais qui reste difficile à mettre en œuvre dans le cas de réacteurs biologiques à l'échelle réelle. Premièrement, vu les conditions opératoires variables qui fait que la station fonctionne en régime transitoire. Deuxièmement, l'interprétation des résultats est liée au retour des boues et à la recirculation si elle a lieu (Coen et al., 1998). Concernant l'approche analogie avec une cuve agitée, l'étude Méziane (1988) a montré que les grandeurs caractéristiques des mobiles obtenues dans le cas du système « chenal-mobile d'agitation » restent comparables à celles obtenues dans le domaine de l'agitation classique. Un rapport Q_c/Q_p plus important est noté pour le cas du système « chenal-mobile d'agitation » et pour un rapport d/D fixé. Ceci confirme le principe du chenal

d'oxydation qui repose sur le fait de recirculer la liqueur mixte et qui est donc caractérisé par une forte circulation du liquide. Le comportement hydrodynamique du chenal peut se rapprocher ou s'éloigner de l'écoulement piston suivant l'importance de cette circulation qui tant à homogénéiser les concentrations dans le cas de temps de séjour importants. En effet, le rapport Q_c/Q_p représente l'aptitude d'un système d'agitation à transmettre son énergie au fluide.

L'extrapolation des cuves agitées mécaniquement n'est pas un problème simple. Les exemples traités montrent que, si le facteur d'échelle est important, les divergences concernant, par exemple, la puissance dissipée augmentent très vite, selon la grandeur caractéristique conservée invariante dans l'extrapolation.

1.2.2 Mesure du transfert d'oxygène en chenal

L'estimation du coefficient de transfert $k_L a$ dans les systèmes à boues activées est nécessaire non seulement pour vérifier les caractéristiques spécifiées par le constructeur mais aussi pour un dimensionnement et une gestion optimal du réacteur. Plusieurs méthodes sont utilisées pour la détermination du coefficient de transfert aussi bien en eau claire qu'en présence de boues. Toutes ces méthodes ont été standardisées pour donner ce qui est appelé par méthodes standard pour l'estimation du coefficient de transfert d'oxygène d'un système d'aération. (Boyle et Paulson, 1979; Kayser, 1979). Ceci dit, il faut préciser que toutes ces méthodes sont basées sur l'hypothèse que le réacteur est parfaitement agité avec une répartition uniforme de la concentration en oxygène dissous. Ces hypothèses ne sont pas valables dans le cas des chenaux d'oxydation étant donné leur conception et le mode de leur aération. Il est à la rigueur possible de considérer que le chenal est constitué de deux zones : une zone parfaitement mélangé, où est située l'aération, et une zone piston où l'oxygène est transporté par convection. Ceci reste valable pour le cas de l'aération de surface. Le brassage est moins évident dans les zones équipées de diffuseurs à fines bulles.

1.2.2.1 Mesure du coefficient de transfert d'oxygène

La quantification du transfert d'oxygène peut être réalisée soit par la mesure du coefficient de transfert global $k_L a$ ou par la détermination du produit de ce coefficient k_L et a . Les études qui se sont intéressées à la quantification du transfert d'oxygène sont nombreuses. Elles peuvent être classées en des études globales (détermination de $k_L a$) et études locales (détermination de k_L et de a)

Simon (2000) a mesuré le coefficient de transfert d'oxygène en chenal équipé de diffuseurs par les deux approches pour différent débits liquides et débits gazeux. Les valeurs de $k_L a$ obtenues par les deux approches sont superposables en considérant un k_L constant (figure 4).

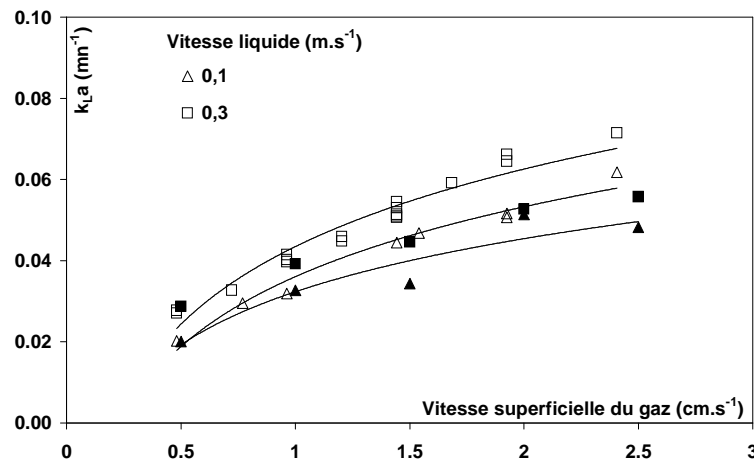


Figure 1.2.3 : Comparaison du $k_L a$ expérimental (□) et du $k_L a$ déduit de la caractérisation de la dispersion gaz- liquide (■).

La caractérisation de la dispersion gaz liquide (rétention gazeuse ε_G , le diamètre de Sauter d_{bs} et l'aire interfaciale a) a permis de confirmer l'hypothèse de Da Silva (1994) : l'augmentation du coefficient de transfert $k_L a$ est dû essentiellement à la suppression des « spiral flows ». Une corrélation entre l'aire interfaciale a et la vitesse de circulation liquide U_c et la vitesse superficielle de gaz U_g a été développée pour des vitesses $0,005 \leq U_g \leq 0,025$ m/s et $0 \leq U_c \leq 0,3$ m/s

$$a = 10,5 U_G^{0,63} \left(1 + 1,185 U_C^{0,53} \right) \quad \text{Equation (33)}$$

Fayolle (2006) a développé un protocole de mesure de la rétention gazeuse par mesure de différence de hauteur d'eau et de la taille des bulles d'air à partir de l'analyse d'image photographique. Les diamètres de Sauter sont déterminés par 100 bulles. Ce résultat correspond au nombre de bulles habituellement pris en compte pour la détermination des diamètres de Sauter sur des installations pilotes (Painmanakul et al., 2004 ; Bordel et al., 2006).

La mécanique des fluides numérique est aussi un outil puissant pour la caractérisation du transfert d'oxygène dans les contacteurs gaz liquide. Dans l'étude de Cockx et al., (1997) un modèle diphasique est considéré en prenant comme terme de fermeture l'équation de quantité de mouvement et le terme de transfert interfacial. Le modèle a été validé à l'échelle pilote par comparaison de la rétention gazeuse moyenne et le coefficient volumique de transfert

d'oxygène k_{LA} simulés et mesurés dans l'airlift du laboratoire (Cockx et al. 2001). Dans la continuité de ces travaux cités plus haut, Fayolle (2006) a reproduit les profils de rétention gazeuse pour différentes vitesses de circulation et vitesses de gaz dans un chenal pilote. Puis, le coefficient de transfert volumique d'oxygène k_{LA} a été simulé sur échelle industrielle, un chenal circulaire de 1496 m³ de volume.

1.2.2.2 Méthode de quantification du transfert d'oxygène

1.2.2.2.1 Test en eau claire

La mesure de l'efficacité du transfert d'oxygène en eau claire a fait l'objet de plusieurs travaux au Cemagref (Institut de recherche pour l'ingénierie de l'agriculture et de l'environnement). Parmi ces travaux les documents techniques du FNDAE qui ont pour objectif de faire la synthèse des mesures et des observations réalisées sur des installations en taille réelle de systèmes d'aération et d'expliquer les variations d'efficacité de ces systèmes. La méthode de détermination du coefficient de transfert dans ces travaux est basée sur la méthode de réoxygénation en eau claire. La première version de cette méthode a été développée et publiée en 1984 par ASCE (Americaine Society of Civil Engineering), puis mise à jour et publiée en 1991, puis en 2006. Cette méthode consiste à suivre la remonté d'oxygène en un point du bassin après l'ajout de sulfite de sodium. La concentration est suivie de 10 à 70-80% de la concentration de saturation en eau claire C_s mesurée dans le bassin spécifié. L'exploitation des résultats se fait par la méthode semi logarithmique. Le protocole détaillé figure dans l'étude de Duchène et al., (1995). Cette méthode est incluse dans la norme européenne NF-EN 12255-15. Le coefficient de transfert calculé à partir de ce protocole est la pente de la courbe de remonté d'oxygène.

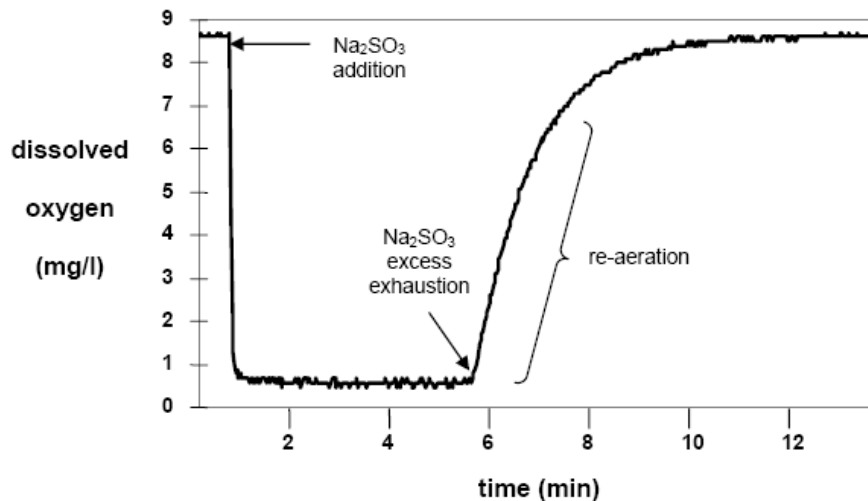


Figure 1.2.4 : Exemple de test en eau claire

La concentration est calculée par la formule

$$C = C_s - (C_s - C_o) \cdot e^{-k_L a \cdot t} \quad \text{Equation (34)}$$

qui par simple transformation est équivalente à : $\ln(C_s - C) = -k_L a \cdot t + \ln(C_s - C_o)$

Le résultat est affecté par la méthode de traitement des données. Suivant la méthode utilisée pour la résolution (la recherche de minimum entre mesures et calcul par l'équation), le résultat obtenu est de ± 15 à 20% . Une variété de méthode de régression non linéaire peuvent être utilisées et donner le même résultat quand la méthode converge (Stenstrom et al. , 1981). Le meilleur résultat est obtenu quand $k_L a$, C_o et C_s sont obtenu par la minimisation selon le critère des moindres carrés entre valeurs mesuré et calculé.

1.2.2.2 Test en présence de boues

Après le développement des méthodes de mesures de $k_L a$ en eau claire, il s'est avéré important de spécifier des méthodes de mesures de $k_L a$ en présence de boues (sous les conditions opératoires). Il existe une méthode à partir des mesures en eau claire par un ajustement avec des coefficients correctifs (α et β) qui reflètent l'effet de la qualité de l'eau et des conditions locales (salinité, température, pression atmosphérique...) et sont relatifs au type d'aération (les diffuseurs fine bulles ont un facteur α plus petit que celui des aérateurs de surface, Stenstrom and Gilbert, 1981). Le facteur α dépend aussi des conditions opératoires dans les bassins à boues activées (plus l'âge des boues est élevé, plus α est grand Rosso, et al, (2005)). ASCE a donc standardisé les méthodes de mesures de $k_L a$ en présence de boues en 1997. Ces méthodes sont récapitulées dans le tableau 1.2.6.

Tableau 1.2.6 : Récapitulatif des méthodes de quantification de transfert d'oxygène en présence de boue

Méthodes	Aération de volume	Aération de surface	
des gaz non réactifs ou traçage (Tsivoglou, 1965 ; Sweeris, 1979 ; ASCE 1996 ; Boumansour et Vasel, 1996)	X	X	Les conditions opératoires, pendant l'essai, doivent rester stables
Peroxyde d'hydrogène (Kayser 1979 ; Mueller et Boyle, 1988 ; Rezette et al., 1996)	X	X	L'ajout de peroxyde peut présenter un risque de toxicité des bactéries nitrifiantes
Bilan gazeux (Redmon et al., 1983.)	X		Cette méthode s'applique pour une gamme de concentration en oxygène dissous entre 1mg/l et $0.5C_s^*$
Réoxygénation des boues (CTGREF, 1980)	X		Les conditions opératoires, pendant l'essai, doivent rester stables
Vitesse de consommation (Mueller et Boyle, 1988)	X		Cette méthode est fortement déconseillée si la mesure de respiration doit être effectuée à l'extérieur du bassin

1.2.2.3 Comparaison des méthodes de mesure de k_{La} en présence de boues

D'après une étude faite par Capela et al., (2004) sur six chenaux d'oxydation équipés de diffuseurs et d'agitateurs à vitesse lente, la méthode des bilans gazeux donne des résultats similaires à la méthode de peroxyde d'oxygène. La différence entre les valeurs du coefficient de transfert k_{La} déterminés selon les deux méthodes est inférieure à 10%. La méthode de réoxygénation des boues donne des résultats plus aléatoires (différence de mesure entre -5% à -43% comparé à ceux obtenus par la méthode des bilans gazeux). La méthode de mesure de vitesse de respiration in situ estime le k_{La} avec une différence de 15% par rapport à la méthode des bilans gazeux.

1.2.2.4 Détermination du coefficient volumique de transfert d'oxygène dans les chenaux

La mesure de la capacité de transfert d'oxygène d'un système d'aération en présence de boues est notée k_{La}' ou α^*k_{La} . La détermination de ce paramètre n'est pas évidente sous les conditions de fonctionnement d'un chenal d'oxydation. Généralement, la technique des bilan gazeux (Boyle et al., 1989) ou la technique de bilan massique (Tewaki et Bewtra, 1982) sont utilisées.. Chatellier P et Audic J.M 2001 ont développé une technique « on line » pour la mesure du coefficient de transfert d'oxygène en boue k_{La}' . Ce facteur est déterminé à partir des mesures données par les cycles d'aération du chenal. Deux équations sont considérées. L'équation 1 à t_1 , instant du démarrage de l'aération et l'équation 2 à t_2 , instant de l'arrêt de l'aération.

$$V \cdot \left. \frac{dC}{dt} \right)_{t_1} = V \cdot \alpha KLa \cdot C^* - r_1 \quad \text{Equation (35)}$$

$$V \cdot \left. \frac{dC}{dt} \right)_{t_2} = -r_2 - Q(t_2) \cdot C(t_2) \quad \text{Equation (36)}$$

En prenant comme hypothèse que le taux de respiration est constant ($r_1 = r_2$)

$$\alpha KLa = \frac{\left. \frac{dC}{dt} \right)_{t_1} - \left. \frac{dC}{dt} \right)_{t_2} - \frac{Q(t_2) \cdot C(t_2)}{V}}{C^*} \quad \text{Equation (37)}$$

L'avantage de cette technique est que l'on utilise les cycles d'aération de la station. Les cycles choisis en se basant sur des critères bien définis : le cycle d'aération doit correspondre à un jour de « fonctionnement normal » de la station. Selon Chatellier et al. 2001, un jour de fonctionnement normal correspond au jour où le débit à l'entrée ne dépasse pas les $\pm 20\%$ de la valeur moyenne du débit. Cette technique a été pratiquée durant quatre ans sur une station équipée de diffuseurs. Une variation importante du coefficient de transfert en boue k_{La}' a été remarquée en changeant le nombre de diffuseurs.

Une autre question se pose lorsque l'aération dans les chenaux est assurée par un aérateur de surface. Quel est le volume aéré ? Ou quel est le rayon d'action de l'aérateur ? Ce problème de détermination du volume aéré est imminent quand il s'agit d'introduire dans le modèle l'apport en oxygène en fonction de ce coefficient de transfert qui est caractéristique de l'aérateur. Cette question a été abordée par Abusam et al. 2000. Une procédure d'estimation du coefficient d'aération $K=k_{La}' \cdot V_a$ (ou V_a est le volume aéré) a été développée en eau claire dans un chenal. Les résultats ont été comparés avec la méthode de STORA 1980 (Dutch

standard Method). Un algorithme de minimisation des sommes des carrées de l'erreurs entre les concentrations en oxygène mesurées en un point du chenal et les concentrations calculées permet de déterminer le coefficient K ($k_L a$ et $V a$). Les concentrations sont calculées en considérant J réacteurs parfaitement mélangés et le transport par convection d'un compartiment à l'autre. Le système d'équations à résoudre est donc le suivant :

$$\left\{ \begin{array}{l} \frac{dC_1(t)}{dt} = \frac{q(t)}{Vn} \cdot (C_1(t) - C_0(t)) + \frac{k}{Vn} \cdot (C_s - C_1(t)) \cdot \tau_1 \\ \frac{dC_2(t)}{dt} = \frac{q(t)}{Vn} \cdot (C_2(t) - C_1(t)) + \frac{k}{Vn} \cdot (C_s - C_2(t)) \cdot \tau_2 \\ \vdots \\ \frac{dC_n(t)}{dt} = \frac{q(t)}{Vn} \cdot (C_n(t) - C_{n-1}(t)) + \frac{k}{Vn} \cdot (C_s - C_n(t)) \cdot \tau_n \end{array} \right. \quad \begin{array}{l} \text{Equation (38)} \\ \text{Equation (39)} \\ \\ \text{Equation (40)} \end{array}$$

avec $\tau_i = 1$ ou 0 respectivement si le compartiment est aéré ou non.

$C_0 = C_n$ (boucle dans le chenal)

1.2.3 Caractérisation des cinétiques biologiques

Les modèles mathématiques du procédé de boues activées, mis au point par l'association internationale de l'eau (IWA), sont de plus en plus utilisés pour la simulation des procédés biologiques. Ils sont maintenant largement employés pour améliorer les approches de conception et pour la gestion des stations d'épuration biologiques. Les dernières versions de ces modèles offrent la possibilité de simuler les processus de dégradation de la matière organique ainsi que ceux relatifs à la transformation de l'azote et du phosphore (ASM2, ASM2d et ASM3). Ils prennent en compte les interactions entre les différentes biomasses mises en jeu (dynamique des populations microbiologiques) et affinent la caractérisation des substrats (fractionnement de la DCO des eaux usées en matières dissoutes, matières particulaires, composées facilement biodégradables, ...).

La compréhension, la description et la prédiction du comportement dynamique d'un procédé à boues activées nécessitent la prise en compte de plusieurs réactions et un large nombre de paramètres cinétiques. Plusieurs auteurs ont reporté les résultats de la modélisation avec le modèle ASM1 (simulation et détermination des paramètres cinétiques et stœchiométriques) (Plazl I., et al. 1999, Pons M. N. et al. 1994, Maurer, M., Gujer, W. 1998, Igor Plazl et al. 2000).

1.2.3.1 Caractérisation par calage du modèle

L'adaptation d'un modèle pour correspondre à des mesures effectuées sur une station d'épuration à l'échelle industrielle est une tâche fastidieuse. Récemment, des protocoles de calage ont été proposés pour le calage des modèles ASMs à l'échelle industrielle. Nous pouvons citer quatre protocoles : le protocole de BIOMATH (Vanrolleghem et al., 2003) présenté par la figure 6, de STOWA (Hulsbeek et al., 2002), HSG (Langergraber et al., 2004) et WERF (Melcer et al., 2003). Suivant les données disponibles et l'objectif de la modélisation, un protocole de calage peut être choisi et peut être plus adéquat qu'un autre. Sin et al., (2005) ont comparé ces différents protocoles en précisant leurs limites. L'opération consiste en différentes étapes parmi lesquelles des mesures en laboratoire, estimation des paramètres et calage de jeu paramètres. Cependant, il faut faire une différence entre estimation de paramètres et calage de modèle. L'estimation de paramètres consiste à déterminer la valeur optimale des paramètres du modèle qui décrivent le mieux les données expérimentales. Une fonction objectif est définie. Quand le minimum de la fonction objectif est atteint, la valeur optimale des paramètres est atteinte. Mais, vu le grand nombre de paramètres, il est plus intéressant de procéder au calage du modèle. Cette opération aussi présente le désavantage de manque d'identifiabilité des paramètres du modèle. L'identifiabilité étant la possibilité d'obtenir un jeu unique de paramètres décrivant un comportement du système. Il faut faire la différence entre théoriquement identifiable et pratiquement identifiable. L'identifiabilité théorique est une propriété de la structure du modèle qui traduit la possibilité d'obtenir une combinaison unique de paramètres en assumant l'idéalité des mesures. Par contre, l'identifiabilité pratique introduit la qualité des mesures (Petersen 2000). Ceci dit, le problème typique lié au calage des modèles ASMs est l'existence de plusieurs jeux de paramètres décrivant le comportement d'un système donné. Le calage des modèles ASMs se fait par étapes et en changeant un nombre limité de paramètres. Il est important de réunir un nombre important d'informations pour pouvoir juger les jeux de paramètres obtenus et leur lien avec la réalité du système. Plusieurs auteurs ont défini les données à récolter pour procéder aux calages des modèles sur des installations de taille réelle (Henze et al., 1987 ; Henze 1992 ; Lesouef et al., 1992 ; Pedersen and Sinkjaer, 1992 ; Siegrist and Tschui, 1992...).

Ces données sont les suivantes :

- Données physiques : volume de réacteur, capacité d'aération
- Données opérationnelles : débits, débit recyclé, purge de boues
- Caractérisation du modèle hydraulique

- Caractérisation de la décantation
- Caractérisation des modèles ASM
 - concentration de l'eau usée à l'entrée et à la sortie (et aussi des concentrations des flux intermédiaires entre les ouvrages de la station)
 - composition des boues
 - coefficients cinétiques
 - coefficients stœchiométriques

Les informations nécessaires pour la caractérisation du modèle biologique peuvent être réunies à partir :

- des valeurs par défaut de la littérature (Henze et al., 1987)
- des données récoltées sur la station
 - données moyennes ou données dynamiques
 - bilans massiques
 - données on-line
- Des données obtenues à partir des mesures expérimentales en laboratoire sur des échantillons de la station étudiée

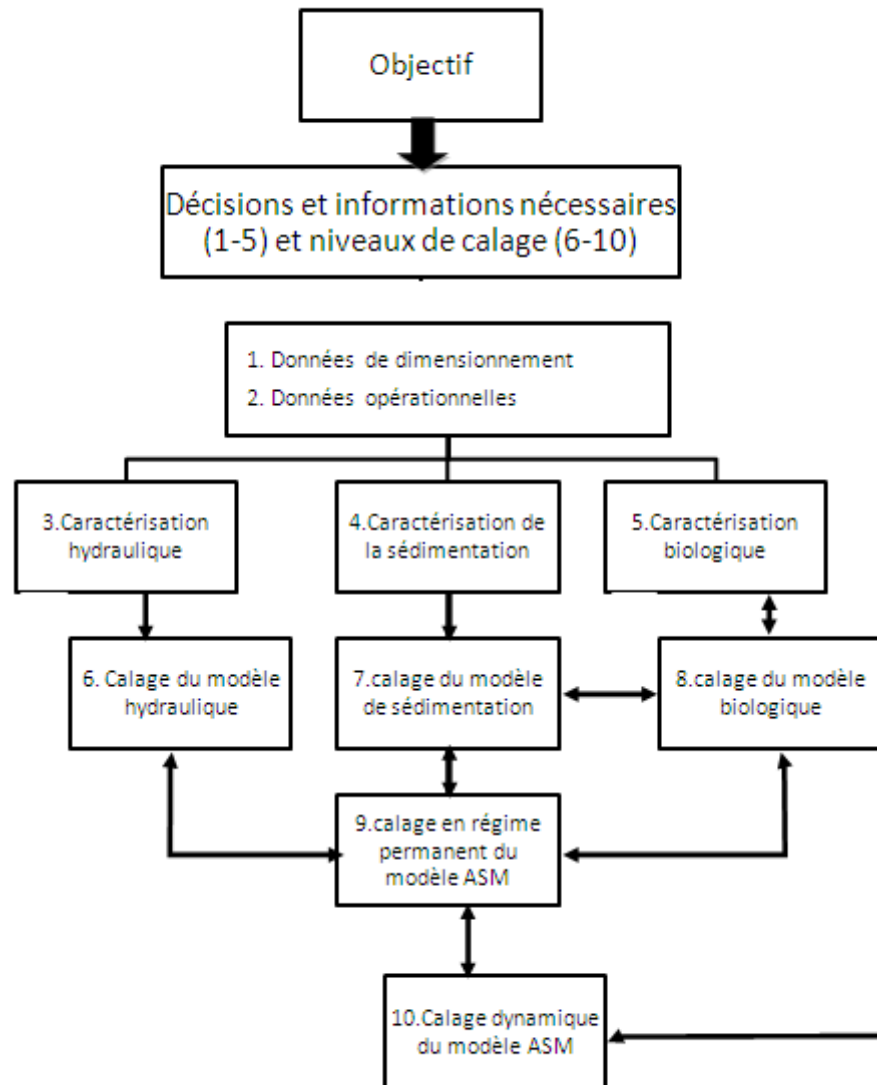


Figure 1.2.5 : Protocole de Calage des modèles ASM de BIOMATH (Vanrolleghem et al., 2003).

Le calage du modèle se fait sur différents niveaux : Calage du modèle hydraulique par le biais de l'interprétation de résultats de traçage, calage du modèle de décantation par les essais de décantation. La première étape de calage des modèles ASMs est généralement le calage en régime permanent. Dans cette étape, les données moyennes sont utilisées en assumant que ces moyennes représentent un état d'équilibre. Le modèle est calé sans prendre en compte les détails du modèle hydrodynamique. L'étape suivante est le calage en régime permanent avec la prise en compte des caractéristiques du modèle hydraulique. En général, lors d'un calage en régime permanent seul les paramètres du comportement à long terme de la station peuvent être déterminés. Ces paramètres sont Y_H , b_H , f_P et X_I dans l'affluent (d'après Henze et al., 1999 ; Nowak et al., 1999). Il existe une corrélation entre

ces paramètres de telle sorte que la modification de l'un des paramètres est compensée par le changement d'un autre. Il a été choisi de fixer Y_H et f_p pour déterminer X_I et b_H (dans l'étude de Nowak et al., 1999). Dans l'étude de Lesouef et al. (1992), deux stations d'épuration ont été calées par simple calage en régime permanent. Cependant, si l'opération de calage se base uniquement sur un calage en régime permanent, des problèmes peuvent apparaître si les variations des données d'entrée sont plus rapides que les processus biologiques lents qui sont étudiés lors de l'opération de calage.

Le calage en régime permanent est donc très utile pour la détermination des conditions initiales (Pedersen and Sinkjaer, 1992 ; Stokes et al., 1993). Plus particulièrement, la détermination des concentrations initiales des composants particuliers est plus importante car leur dynamique de dégradation est plus lente que les composants solubles facilement biodégradables. Une mauvaise estimation de ces concentrations peut fausser les résultats des simulations (Weijers S., 2000). Le calage dynamique est basé sur le comportement du système à court terme. Les paramètres les plus importants sont les taux de croissance spécifique maximum $\mu_{max,H}$ et $\mu_{max,A}$ (d'après Henze et al., 1999). Généralement, nous disposons de données journalières pour une station d'épuration ou à la rigueur, mensuelles. Parfois, ces mesures ne sont pas suffisantes pour une modélisation acceptable. La fréquence des mesures doit être choisie selon la fréquence de variation de l'affluent. Le temps de rétention hydraulique (TRH) est choisi pour déterminer la fréquence des mesures. Il a été préconisé de mesurer cinq fois plus vite que le TRH sur une période 3 à 4 fois le temps caractéristique TRH (Ljung, 1987). Mais ceci reste irréalisable vu le coût d'une telle opération. Spérandio et al., (2000) ont proposé une méthode de caractérisation de l'affluent pour un calage idéal en fixant un temps d'échantillonnage moyen égal à trois fois l'âge des boues (Tableau 1.2.7). Ceci dit, le calage dynamique ne peut pas se baser uniquement sur les données mesurées sur la station, car les coefficients cinétiques ne peuvent pas être obtenus directement de ces données, sauf pour les cas des réacteurs batch séquentiels ou le cas de fonctionnement discontinu (Vanrolleghem et Coen 1995).

Tableau 1.2.7 : Paramètres de calage en régime permanent et en dynamique

	Calage en régime permanent	Calage dynamique
comportement	Long terme	Court terme
paramètres	$Y_H, f_p, b_H, X_{I,in}$	$\mu_{max,H}, \mu_{max,A}, \eta_g, \eta_h, K_S, K_{NH}, K_{OH}, K_{OA}$

(Voir annexe I pour la nomenclature des paramètres)

1.2.3.2 Caractérisation par mesures expérimentales

Plusieurs méthodes sont proposées pour le fractionnement de l'eau usée et la détermination des paramètres cinétiques. Nous pouvons classer la quantification de la DCO en deux parties. Une quantification basée sur la taille des particules et la deuxième basée sur la biodégradabilité. La distinction entre particulaire et soluble est faite à partir de la caractérisation physique. La fraction biodégradable et la fraction d'inerte sont distinguées en se basant sur un test de biodégradabilité. La caractérisation physique est développée essentiellement pour la détermination de la DCO rapidement biodégradable. Une hypothèse a été avancée par Dold et al., (1980, 1986) qui considère que la différence de la réponse biocinétique est due à la différence de taille de molécules. En effet, toute fraction particulaire lentement biodégradable doit être réduite à la taille de la molécule de l'eau (il doit subir une hydrolyse) pour être accessible à la biomasse et lui servir de substrat.

1.2.3.2.1 Fractionnement de la DCO de l'influent

1.2.3.2.1.1 Caractérisation physico chimique

a) Détermination de la fraction inerte S_I

Il existe plusieurs méthodes pour la détermination du substrat soluble inerte S_I . D'après Ekama et al. (1986), la DCO soluble de l'effluent est un bon estimateur de S_I dans le cas d'un système de boues activées à faible charge. Tschui et Siegrist ont suggéré que $S_I = 90\%$ de la concentration en DCO de l'effluent. Une approche plus correcte est celle qui considère que $S_I = (\text{DCO soluble de l'affluent} - \text{DBO soluble de l'affluent}) * \text{DBO/DCO}$ (Henze 1992).

Mamais et al. ont développé une méthode rapide physico-chimique pour la détermination de S_S et S_I . La méthode est basée sur le fait que S_I est égale à DCO totale soluble de l'effluent dans le cas d'une station d'épuration à boues activées dont l'âge des boues est supérieur à 3 jours. La DCO totale soluble est déterminée par floculation de l'effluent avec $\text{Zn}(\text{OH})_2$ à $\text{pH} = 10.5$, filtré avec un filtre $0.45 \mu\text{m}$, puis la DCO de l'eau filtrée est mesurée.

b) DCO soluble rapidement biodégradable S_S

La DCO biodégradable peut être déterminée par la demande totale biologique qui est un concept de Mullis et Schroder (1971). Ce concept admet que la matière organique particulaire s'hydrolyse quand le processus d'oxydation biologique est complet (après 24 heures). La demande totale biologique est déterminée à l'aide d'une expérience sur un réacteur biologique discontinu (batch test).

c) Détermination de la fraction lentement biodégradable X_S et la fraction particulaire inerte X_I

La matière organique lentement biodégradable X_S regroupe généralement des composés de taille plus importante, peu ou pas solubles. Ces molécules nécessitent une hydrolyse extracellulaire avant d'être assimilées par les micro-organismes. Cette fraction est la plus importante dans les eaux résiduaires : elle représente généralement 40-60% de la DCO totale (Henze 1992). Connaissant la fraction de DCO biodégradable et celle du substrat soluble, nous pouvons déterminer la fraction de substrat biodégradable. $DCO_b = S_s + X_s$

La fraction particulaire inerte X_I est donnée par cette équation : $X_I = DCO_{totale} - DCO_b - S_I$

d) Biomasse hétérotrophe autotrophe X_{bh} et X_{ba}

Il est impossible de déterminer les concentrations en biomasse par une méthode physico chimique. Ces deux fractions sont déterminées par mesures respirométriques.

e) Fractions de l'azote

Dans une eau usée domestique, l'azote se trouve principalement sous forme organique ou ammonium $N-NH_4^+$. L'azote dans les eaux usées urbaines est généralement composé de 60% d'azote ammoniacal, de 40% d'azote organique et moins de 1 % d'azote oxydé (nitrate et nitrite). La teneur en azote organique et ammoniacal est mesurée par la méthode Kjeldahl et exprimée en terme d'azote kjeldahl total : TKN.

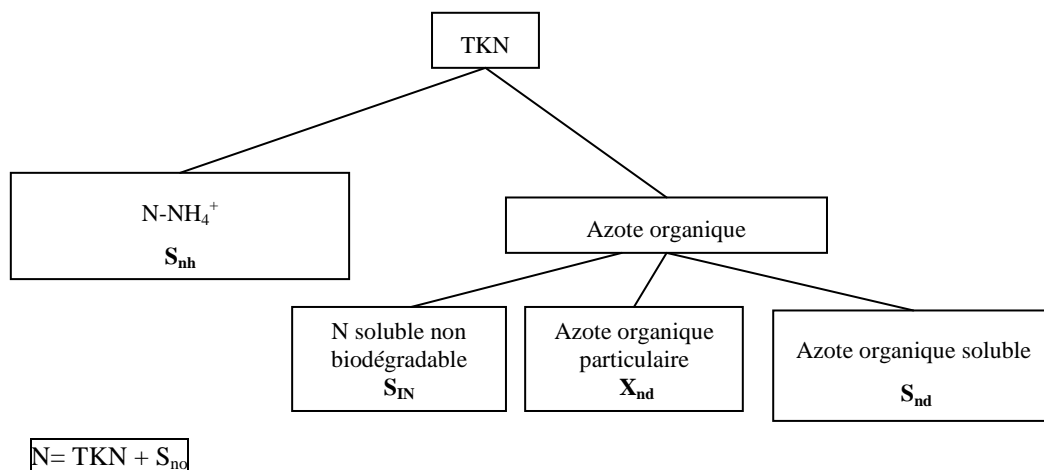


Figure 1.2.6 : fractionnement de l'azote

1.2.3.2.1.2 Caractérisation biologique

La méthode de fractionnement biologique est plus répandue que la méthode physico-chimique. Dans la méthode biologique, le fractionnement de la matière organique est basé sur la vitesse de dégradation (Henze 1992). Au contact d'une eau usée donnée, des mesures de la réponse de la biomasse durant la dégradation du substrat sont effectuées. La mesure de la concentration biodégradable est indirecte puisque l'activité de la biomasse sera interprétée en termes de concentration en oxygène dissous par exemple. En principe, la consommation de substrat peut être mesurée directement par la mesure de la concentration en DCO. Mais ceci n'est pas faisable en pratique à cause des problèmes d'échantillonnage et de filtration. La réponse de la biomasse peut être suivie par l'enregistrement de l'utilisation des accepteurs d'électron (oxygène ou nitrate) ou l'enregistrement de la production de composant au cours de la dégradation de substrat (protons, nitrate dioxyde de carbone). Les méthodes les plus connues sont : la respirométrie, le taux d'utilisation du nitrate et la titrimétrie.

La respirométrie est définie comme la mesure et l'interprétation du taux d'utilisation d'oxygène (Spanjers et al., 1998). En effet, l'objectif de traitement est de réduire la DCO de l'eau usée en présence d'oxygène dissous.

La respirométrie a commencé d'abord par la détermination de la demande biochimique de l'oxygène durant une période d'incubation de 5 à 7 jours. Ce choix arbitraire de la durée d'incubation ne permet de déterminer qu'une partie de la DBO ultime qui sera variable suivant la composition des eaux usées. Pour une mesure plus complète de la DBO, le test peut être étendu sur une période de 20 à 30 jours. L'information sur la concentration en oxygène est relevée uniquement en début et en fin du test, donc aucune information ne sera donnée sur les différentes fractions biodégradables de l'eau usée.

La respirométrie est la mesure et l'analyse du taux d'utilisation d'oxygène r_{O_2} . En général, ce taux peut être considéré comme étant la somme de la respiration exogène qui est l'utilisation immédiate de l'oxygène nécessaire à la dégradation de la matière organique et la respiration endogène. Plusieurs définitions existent dans la littérature pour la respiration endogène. Selon Spangiers (1993) $r_{O_{2,end}}$ est le taux d'utilisation d'oxygène en absence de substrat rapidement biodégradable. Dans le contexte de ASM1, $r_{O_{2,end}}$ est, en premier lieu, le taux d'utilisation d'oxygène pour oxyder le substrat rapidement biodégradable produit par hydrolyse du substrat lentement biodégradable qui résulte de la lyse de la biomasse, en second lieu, l'utilisation du substrat pour la maintenance.

$$r_{O_{2,ex}} = (1 - Y_H) \cdot \frac{X_{bh} \cdot \mu_{maxH}}{Y_H} \cdot \frac{S_s}{K_s + S_s} + (4.57 - Y_A) \cdot \frac{X_{ba} \cdot \mu_{maxA}}{Y_A} \cdot \frac{S_{nh}}{K_{nh} + S_{nh}} \quad \text{Equation (41)}$$

L'analyse respirométrique est un outil pour l'identification de paramètres. Ainsi, un ajout connu d'ammonium dans un échantillon de boues activées, permettra d'identifier à faible rapport S_o/X_o les groupes de paramètres propres aux bactéries autotrophes : K_{NH} , μ_a , X_{ba} , Y_A (Vanrolleghem et al., 1995). Alors que l'ajout d'une quantité connue de substrat organique facilement biodégradable, à fort S_o/X_o (Spérandio, 1998) permet d'estimer les paramètres propres aux bactéries hétérotrophes : K_S , μ_h , X_{bh} , Y_H . L'identification de paramètres liés à l'hydrolyse est généralement plus délicate. Des essais en batch ont été également proposés pour mesurer le taux de décès, notamment de la biomasse autotrophe (Melcer et al., 2003). L'application de ces tests permet de valider les paramètres de la nitrification (couple μ_a , b_a) (Lee et Oleszkiewicz, 2003 ; Marquot, 2006).

Il y a deux approches pour déterminer les paramètres du modèle ASM1 et les fractions de la DCO : une méthode directe qui se base sur les paramètres tirés des taux de respiration (Ekama et al., 1986 ; Spanjers et al., 1999). Une deuxième méthode numérique se basant sur la minimisation de la fonction objectif qui calcule l'erreur entre valeurs simulées et mesurées (Kappeler and Gujer, 1992 ; Larrea et al., 1992 ; Wanner et al., 1992 ; Spanjers and Vanrolleghem, 1995 ; Coen et al., 1998).

1.2.3.2.1.3 Comparaison des méthodes de détermination des fractions de la DCO des eaux usées

Le tableau 1.2.8 regroupe les méthodes de déterminations des différentes fractions du modèle ASM1.

Tableau 1.2.8 : Revues des méthodes de mesure des fractions du modèle ASM1

composants	Méthodes	Références
S_I	<ul style="list-style-type: none"> Filtration 0.45μm de l'effluent 90% de la DCO à la sortie Filtration 7-8μm après test de biodégradabilité à long terme (DCO_{sol} finale à 35 j) Profil de DCO de test en batch 	<ul style="list-style-type: none"> Ekama et al., 1986 Siegrist H. and Tschui M. (1992)^h Lesouef et al., 1992 ; Sollfrank et al. 1992 ; Stricker, 2000 Germirli et al., 1991
S_S	<ul style="list-style-type: none"> Filtration 0.1μm Filtration 7-8μm Floculation au Zn(OH)₂ 	<ul style="list-style-type: none"> Levine et al., (1985) Lesouef et al., 1992 Mamais et al., 1993
X_I	<ul style="list-style-type: none"> Filtration 7-8μm après test de biodégradabilité à long terme Ajustement du modèle à la production de boue Par différence 	<ul style="list-style-type: none"> Lesouef et al., 1992 Henze et al., 1987 ; Ekama et al., 1986 Kappeler et Gujer, 1992
X_S	<ul style="list-style-type: none"> Bilan massique Cinétique respirométrique 	<ul style="list-style-type: none"> Spérandio et Paul, 2000
X_{bh}	<ul style="list-style-type: none"> Mesure respirométrique 	<ul style="list-style-type: none"> Lagarde et al., 2005
X_{ba}	<ul style="list-style-type: none"> Mesure respirométrique 	
S_o	Mesures standard de concentration	
S_{nh}	Mesures standard	<ul style="list-style-type: none"> Henze et al., 1987
S_{no}	Mesures standard	<ul style="list-style-type: none"> Henze et al., 1987
S_{nd}	Mesures standard de NTK soluble	<ul style="list-style-type: none"> Henze et al., 1987
X_{nd}	Mesures standard de NTK particulaire	<ul style="list-style-type: none"> Henze et al., 1987

La fraction X_I est déterminée le plus souvent par ajustement du modèle à la production des boues dans une station donnée. Cette fraction est directement liée aux conditions opératoires de la station. Nowak et al., 1998 précise que cet ajustement n'est valable que pour une certaine gamme d'âge des boues. Les tests de biodégradabilité à long terme sont caractérisés par une accumulation des produits microbiens solubles due à la lyse bactérienne ce qui entache d'erreur l'estimation de la fraction soluble de la DCO.

Les méthodes de fractionnement physico chimique se basent sur un seuil de coupure discuté par différents auteurs (Dold et al., 1986 ; Wentzel et al., 1994). Ce seuil de coupure, qui est généralement fixé à 0.45µm, ne peut pas être universel. Il dépend de la nature de l’affluent.

1.2.3.3 Calage du modèle ASM1 sur stations réelles

La modélisation dynamique des station d’épuration est un outil qui peut servir à une meilleure compréhension des processus, Orhon et al, 1994; Olsson et al, 1999, à l’optimisation et au contrôle des procédés (Coen et al, 1997; Hvala et al., 2002) et comme outil d’aide à la décision (Makinia et al., 2005, Comas et al., 2005). L’objectif visé par la modélisation d’une station d’épuration détermine le type de calage à utiliser et le niveau nécessaire de caractérisation de l’affluent. Les études d’optimisation de stations d’épuration nécessitent plus de mesures et d’information à collecter. Les différentes études effectuées pour le calage du modèle ASM1 sur des stations réelles ont été récapitulées par Petersen (2002).

Tableau 1.2.9 : Revues des études de calage du modèle ASM1 sur des stations réelles

Référence	Objectif	Conditions de calage	Caractérisation			
			Donnée mesurée sur la station	Composants du modèle		
				Bilan massique	laboratoire	calage
<i>Siegrist H. and Tschui M. (1992)^b</i>	Description : Nitrification Elimination de DCO	Régime permanent dynamique	3, 7, 8, 9	S _I	X _I	
<i>Lesouef et al., 1992</i>	Optimisation : Elimination de l’azote	Régime permanent	3, 4, 8, 9	S _S , X _S , X _{bh}	S _I , X _I	
<i>Pedersen et Sinkjaer 1992</i>	Description : Elimination de l’azote	Régime permanent dynamique	3, 4, 5, 7, 8, 9,	S _I , X _I , S _S		
<i>Dupont et Sinkjaer 1994</i>	Optimisation : Elimination de l’azote	Régime permanent dynamique	3, 4, 5, 7, 8, 9,			
<i>Stokes et al., 1993</i>	Description : Nitrification Elimination de DCO	Régime permanent dynamique	1, 3, 5, 6, 8			
<i>De la Sota et al., 1994</i>	Optimisation du procédé	Régime permanent dynamique	3, 5, 7, 8, 9, 10			Tous
<i>Xu et Hultman 1996</i>	Description : Elimination de DCO et	Régime permanent	3, 4, 6, 8, 9, 10	S _I , S _S	S _S , X _S , X _{bh}	X _I

paramètres cinétiques relatifs à la nitrification (Choubert et al., 2005a). Elle est donc fortement conseillée.

1.3 Couplage hydrodynamique, transfert d'oxygène et réactions biologiques

1.3.1 Couplage de l'hydrodynamique et du transfert d'oxygène

Les études menées sur le transfert dans les bassins d'aération équipés de dispositif séparés d'aération et d'agitation (Da Silva Déronzier (1994) et Gillot (1997)) sont peu nombreuses. La plupart des études se sont intéressées aux bassins équipés de diffuseur d'air. Les travaux menés sur les chenaux équipés de dispositifs d'insufflation d'air ont mis en évidence la relation entre l'augmentation du transfert d'oxygène et la vitesse de circulation. Les études du Cemagref sur différents chenaux d'oxydation ont montré que l'apport horaire est une fonction de la vitesse de circulation. L'augmentation de l'apport horaire est plus significative pour des vitesses de circulation entre 0,1 et 0,3 m/s. Cette étude a été complétée par l'étude de Gillot (1997) en maquette de bassin d'aération. En eau claire, Déronzier et al. (1998) a montré que pour une vitesse de circulation moyenne de 0,35 m/s, une augmentation du transfert d'oxygène de 35 à 55% par rapport à la valeur donnée par le constructeur est observée pour un débit de 1 à 5 m³/h par diffuseur et pour une hauteur d'eau inférieure à 5.5m. Il a été observé qu'à partir d'une certaine vitesse de circulation, les spiral flows sont neutralisés. Ces résultats ont été reproduits dans d'autres études (Gillot, 1999 et Simon 2000) et aussi confirmés par les résultats obtenus par la mécanique des fluides numérique (Skote, 1994 ; Hahn et al., 1995 ; Roustan et Liné 1996, Cockx et al., 2001). Une études plus récente de Vermande et al., (2007) a confirmé que l'augmentation de la vitesse de circulation induit une augmentation du coefficient global de transfert d'oxygène. Ceci a été confirmé par des mesures locales effectuées sur l'installation pilote (chenal de 7,5 m³ de volume). La vitesse de circulation produit une inclinaison du panache de bulles.

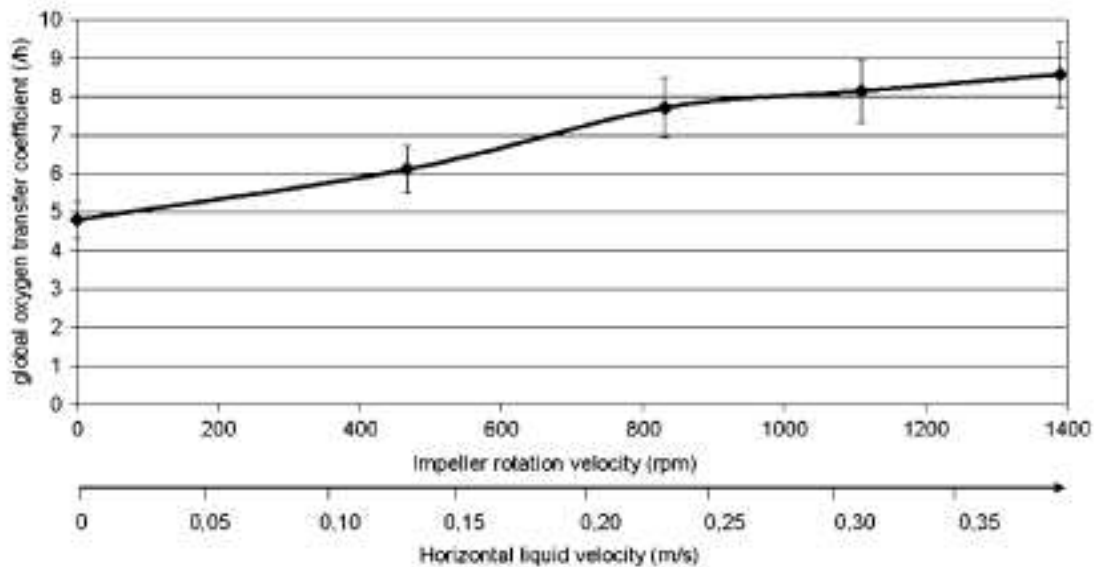


Figure 1.3.1 : Evolution du coefficient global de transfert d'oxygène en fonction de la vitesse de circulation (Vermande et al., 2007)

1.3.2 Couplage de l'hydrodynamique et des cinétiques biologiques

Les performances d'un réacteur biologique sont fonction des cinétiques des processus de biodégradation et des temps de contact effectifs entre les substrats et les biomasses. Le couplage d'un modèle hydrodynamique et de la cinétique biologique est donc nécessaire pour la description du fonctionnement du réacteur et la prédiction de ses performances.

D'autres études ont montré la possibilité de sélectionner le type de la biomasse présente dans le bassin d'aération par les conditions dans le milieu, plus précisément par la disponibilité du substrat facilement biodégradable. En effet, les bactéries filamenteuses croissent plus rapidement que les autres bactéries dans un milieu faible en substrat. A une certaine concentration du substrat dans le milieu, c'est la croissance des bactéries non filamenteuses qui l'emporte (Figure 1.3.2).

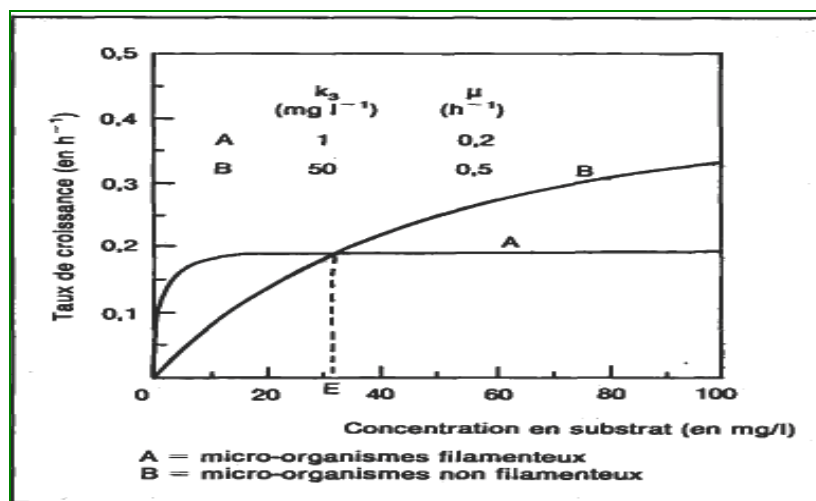


Figure 1.3.2 : Taux de croissance des bactéries filamenteuses et non filamenteuse en fonction de la concentration en substrat

La sélection de la biomasse se fait donc dans les réacteurs qui présentent un certain gradient de concentration. Dans les chenaux d'oxydation, la recirculation interne favorise le contact des bactéries avec un milieu riche en substrat. Chudoba et al., (1973) a montré qu'il est possible de contrôler la croissance des bactéries filamenteuses en maintenant un gradient de concentration de substrat dans le réacteur et donc en contrôlant le régime hydraulique. En menant plusieurs expériences sur un réacteur aéré et agité, la présence de bactérie filamenteuse a été reliée au nombre de dispersion $E/Uc.L$ et à l'indice des boues (Tableau 1.3.1).

Tableau 11.3.1 : Présence des bactéries filamenteuses pour différents régimes hydrauliques (Chudoba et al., (1973))

Nombre de dispersion $E/Uc.L$	Bactéries filamenteuse dans la liqueur mixte (%)	Indice des boues (ml/g)	Gradient de concentration en substrat (mg/l)
∞	70-90 (Leucothrix et Sphaerotilus)	517	0
1.06	70 (principalement Leucothrix)	300	De 20 à 25
0.17	50 (Leucothrix et Sphaerotilus)	91	De 45 à 32
0.033	15-30 (Leucothrix et Sphaerotilus)	51	De 135 à 40

L'étude de Braha et Hafner (1985) a permis de fournir des abaques pour le dimensionnement des réacteurs biologiques. En considérant la cinétique de Monod simple et J réacteurs

parfaitement mélangés en série, les abaques relient le rapport S_n/S_0 entre la concentration en substrat du dernier réacteur et le substrat entrant au premier réacteur et $X_v \theta_0 r_{max}/S_0$ qui correspond à un nombre adimensionnel avec X_v la concentration en MVS de la liqueur mixte (mg/l), θ_0 le temps de séjour (j), r_{max} taux maximum d'utilisation de substrat (j^{-1}) et S_0 concentration en substrat à l'entrée (mg/l). A partir du rapport S_n/S_0 désiré et le rapport K_s/S_0 , le monogramme qui correspond au nombre de réacteur en série désiré pour le traitement est choisi et le temps de séjour hydraulique est déterminé. San (1994) exprime l'efficacité du traitement biologique en fonction du nombre de Peclet Pe et du taux de réaction $k\theta$. La fraction de substrat à la sortie est déterminée à partir de la résolution de l'équation du modèle piston avec dispersion axiale dans un réacteur biologique tubulaire ouvert. La cinétique biologique est représenté par (1) la cinétique de Monod (2) une cinétique de 1^{er} ordre. La solution pour une cinétique de type Monod est présentée sous forme de graphe en fonction de Pe et de $k\theta$ (fig 1.3.3a et 1.3.3b).

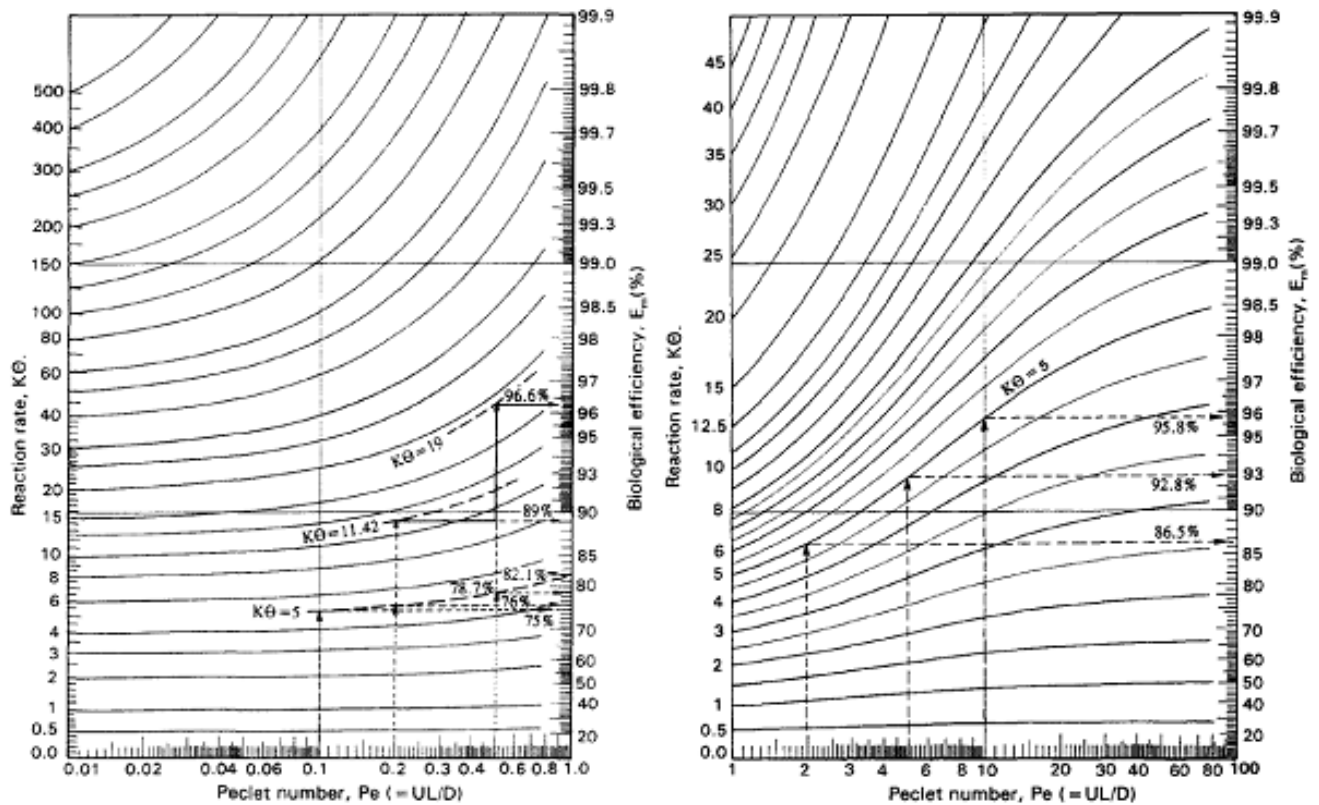


Figure 1.3.3 : Efficacité du traitement biologique E_m (%) en fonction du nombre de Peclet Pe et du taux de réaction $k\theta$ (a) pour $0.01 < Pe < 1$, (b) $1 < Pe < 100$

Les études effectuées sur des réacteurs de type chenal ont montré que la variation de vitesse de circulation a un effet considérable sur le processus de l'élimination de l'azote. En effet, cette variation de vitesse influe sur le profil d'oxygène et donc sur la nitrification dénitrification. Abusam (2000) a montré que la variation de la vitesse de circulation dans un chenal a plus d'effet sur la dénitrification en termes d'azote converti que sur la nitrification (en termes d'azote ammoniacal éliminé). Ceci est tout à fait explicable par le fait que la variation de vitesse induit une variation de la recirculation interne dans le chenal. L'oxygène et les nitrates sont recirculés du dernier compartiment vers le premier. Des simulations ont été effectuées pour étudier l'effet simultané de la variation de vitesse et du coefficient de transfert d'oxygène sur l'élimination de l'azote. Il a été montré que l'élimination de l'azote est peu sensible à la variation du k_{LA} pour les faibles vitesses de circulation. Une combinaison restreinte du couple (k_{LA} , U_c) est obtenue pour une bonne élimination de l'azote pour les systèmes d'aération et agitation couplés. Le découplage de ces deux fonctions permet d'opérer plus aisément pour l'élimination de l'azote.

Les études portant sur l'hydrodynamique et le transfert d'oxygène en présence de phase solide ne sont pas nombreuses dans la littérature. Il a été montré que la présence de solides en suspension change les caractéristiques hydrodynamiques dans le réacteur. En effet, à une vitesse de brassage faible, il n'y a pas de formation de tourbillon de gaz, sauf l'apparition de quelques « spiral flow » dans la boue liquide. En augmentant la vitesse des agitateurs, un vortex de gaz central et stable se forme créant une induction de gaz. Bo jin et al. (2005) ont remarqué que deux régimes se révèlent dans un réacteur en présences des trois phases liquide-gaz-solide : un régime homogène où le diamètre des bulles est considéré assez faible et uniforme et un régime hétérogène (ou turbulent) où le diamètre des bulles augmente (de 8 à 15 mm) et ces bulles remontent rapidement pour former comme un écoulement piston. Il existe une vitesse appelée vitesse du régime transitoire à partir de laquelle le régime homogène passe au régime turbulent. Cette vitesse est responsable de la coalescence des bulles de gaz. En 2005, Bo Jin et al. ont mené plusieurs expériences au sein d'une colonne aérée et agitée pour établir des corrélations empiriques entre les paramètres clé du transfert et de l'hydrodynamique : le coefficient de transfert volumique k_{LA} , le temps d'agitation t_m , la rétention gazeuse ε en fonction de la vitesse de circulation U_G , de la consommation énergétique par unité de volume P/V_L (en W/m^3) et de la viscosité apparente des boues activées μ_{ap} (en Pa.s). Le modèle proposé est le suivant:

$$y = A (U_G)^B \left(\frac{P}{V_L}\right)^C (\mu_{ap})^D \quad \text{Avec } A, B, C \text{ et } D \text{ sont des constantes empiriques. Equation (42)}$$

Les corrélations développées par différents auteurs pour le coefficient de transfert d'oxygène en présence de phase solide sont récapitulées dans le tableau 1.3.2.

Tableau 1.3.2 : Corrélations empiriques pour le coefficient volumique de transfert d'oxygène dans un réacteur aéré agité

Auteurs	Corrélation	Nombre d'agitateurs	phases
Jin et al., (2005)	$Kla = 0.981 U_G^{2.33} \left(\frac{P}{V_L}\right)^{-1.891} \mu_{ap}^{0.126}$	1	Gaz-liquide-solide
	$Kla = 0.985 U_G^{2.122} \left(\frac{P}{V_L}\right)^{-1.703} \mu_{ap}^{0.173}$	2	
	$Kla = 0.985 U_G^{2.122} \left(\frac{P}{V_L}\right)^{-1.702} \mu_{ap}^{0.176}$	3	
Arjunwadkar et al., (1998)	$Kla = 2.04 \cdot 10^{-3} \left(\frac{P}{V_L}\right)^{0.68} U_G^{0.58}$	2	Gaz-eau
	$Kla = 8.16 \cdot 10^{-4} \left(\frac{P}{V_L}\right)^{0.68} U_G^{0.4}$		Gaz-liquide
Montes et al., (1999)	$Kla = 3.2 \cdot 10^{-3} \left(\frac{P}{V_L}\right)^{0.35} U_G^{0.41}$	2	Gaz-liquide-solide
Moucha et al., (2003)	$Kla = 1.08 \cdot 10^{-3} \left(\frac{P}{V_L}\right)^{1.19} U_G^{0.549}$	3	Gaz-liquide
	$Kla = 2.148 \cdot 10^{-3} \left(\frac{P}{V_L}\right)^{1.13} U_G^{0.627} \rho^{0.278}$		
Bouaif et Roustan 1998)	$Kla = 0.0218 \left(\frac{P}{V_L}\right)^{0.5} U_G^{0.6}$	2	Gaz-liquide
Garcia-Ochoa et Gomez (1998)	$Kla = 6.66 \cdot 10^{-4} \left(\frac{P}{V_L}\right)^{0.6} \cdot U_G^{2/3} \mu_{ap}^{-2/3}$	2	Gaz-liquide
	$Kla = 17.2 \cdot 10^{-4} N^2 \cdot U_G^{2/3} \mu_{ap}^{-2/3}$		
Linek et al., (1996)	$Kla = 1.57 \cdot 10^{-4} N^{3.52} \cdot U_G^{0.12}$	4	Gaz-liquide

1.3.2.1 Description du modèle de floc

Les modèles ASMs proposés par l'IWA représentent l'état de l'art de développement des modèles mécanistiques pour la majorité des procédés de boues activées. Il s'est avéré que le modèle ASM1 représente bien les phénomènes de dégradation de l'azote dans la plupart des stations où les opérations de nitrification et dénitrification se déroulent dans des bassins séparés ou dans des phases différentes. Cependant, il faudrait développer ce modèle pour le cas où la dénitrification et la nitrification se font dans le même ouvrage. Rittmann et,

Langeland (1985) sont les premiers à avoir découvert le processus de la nitrification dénitrification simultanée (NDS) dans les chenaux d'oxydation. Ces auteurs ont découvert que la NDS est réalisée en se basant sur le micro environnement du floc.

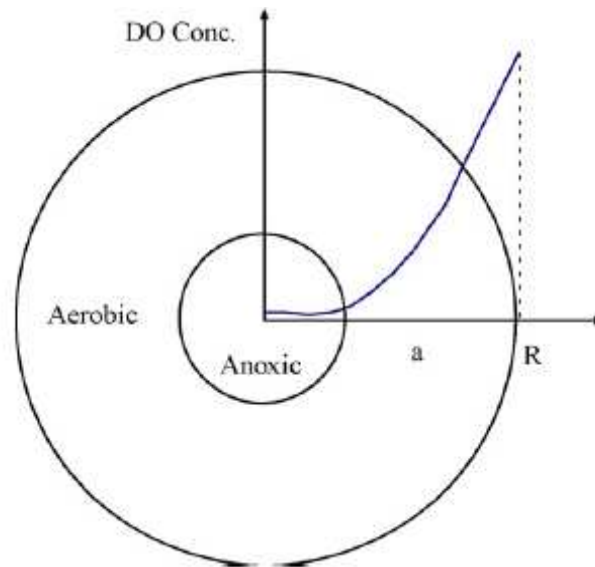


Figure 1.3.4 : profil de concentration en oxygène au sein d'un floc

Le floc est considéré comme une sphère et l'oxygène est transporté de l'extérieur vers l'intérieur du floc par la dispersion moléculaire gouverné par le gradient de concentration existant au sein du floc.

L'équation décrivant l'évolution de la concentration de l'oxygène au sein du floc est donnée ci-dessous :

$$\frac{\partial S_0}{\partial t} = D \cdot \left(\frac{\partial^2 S_0}{\partial a^2} + \frac{2}{a} \frac{\partial S_0}{\partial a} \right) + \sum v_{j,1} r_j \quad \text{Equation (43)}$$

$$\text{Avec } \sum v_{j,1} r_j = -\left(1 - \frac{1}{Yh}\right) \cdot \mu_h \cdot \frac{S_s}{S_s + K_s} \cdot \frac{S_0}{S_0 + K_{oh}} \cdot Xbh - \left(1 - \frac{4.57}{YA}\right) \cdot \mu_A \cdot \frac{S_{nh}}{S_{nh} + K_{nh}} \cdot \frac{S_0}{S_0 + K_{oa}} \cdot Xba$$

Et les conditions aux limites

$$\text{Au centre : du floc } a=0 ; \frac{\partial S}{\partial a} = 0$$

à l'interface floc/ liquide $a=R$; $S_0=S_0^b$ concentration dans la boues

La présence de zone anoxie dans un chenal d'oxydation est déterminée à deux échelles ; l'échelle macroscopique et l'échelle microscopique à l'intérieur des floes. Même si on peut réduire les zones anoxiques à l'échelle macroscopique, par l'ajustement des paramètres de fonctionnement du système, à l'échelle microscopique, la zone anoxie est toujours présente. L'effet de la taille des floes sur la nitrification a été étudié par plusieurs auteurs. Beccari et al.,

(1992) et Bakti et Dick (1992) ont proposé le modèle de floc pour simuler le profil d'oxygène dans le floc. En utilisant les modèles ASM et le modèle de floc, Pochana et al., (1999) ont obtenu des taux de réaction aérobie et anoxie plus précis au sein d'un floc. Tyagi et al., (1996) ont corrigé les taux de réaction aérobie et anoxie dans un bassin d'aération par le biais de l'intégration de modèle de floc et la distribution de la taille des floes. Dans l'étude de Chuang Wang et al. (2007), un modèle de floc a été développé pour décrire le gradient de concentration au sein d'un floc. Le taux de croissance aérobie des autotrophes, des hétérotrophes et le taux de croissance anoxie ont été évalués.

1.3.3 Couplage du transfert d'oxygène et des réactions biologiques

La différence entre le coefficient volumique de transfert d'oxygène en présence de boues $k_{L,a}$ et celui en eau claire $k_L a$ est caractérisé par un facteur alpha. Ce paramètre est défini comme étant le rapport entre les deux coefficients volumiques. Les études ont montré que ce facteur est dépendant de plusieurs paramètres. Des paramètres hydrodynamiques comme la vitesse de circulation, l'agitation et d'autres paramètres liés au fonctionnement du réacteur : l'âge des boues, la charge en nutriment, le type de procédé utilisé (Baker et al., 1975 ; Bewtra et Nicholas, 1964; Boyle et al., 1989; Déronzier et al., 1998 ; Environmental Protection Agency (EPA), 1989a, 1989b; Gillot et al., 2000; Groves et al., 1992; Hwang and Stenstrom, 1985; Mueller et al., 2002). L'influence des paramètres biologiques sur le transfert d'oxygène a été étudiée par plusieurs auteurs. Une étude de Groves et al., (1992) a montré qu'un procédé utilisé pour la dégradation du carbone uniquement ayant un âge de boue faible présente une efficacité de transfert réduite par rapport à un procédé traitant aussi l'azote et donc ayant un âge de boue important. Mahendraker et al. (2005) ont évalué le coefficient alpha suivant le type de pollution à traiter (figure 1.3.5)

Chapitre 2. Diagnostic du fonctionnement du chenal industriel et mesures complémentaires

2.1 Introduction

Ce présent chapitre a plusieurs objectifs : En premier lieu, le site d'étude est présenté ainsi que le diagnostic de fonctionnement de la station en question. Ce diagnostic est une étape préliminaire nécessaire pour mieux comprendre et expliquer ce qui se passe au niveau de la STEP et aussi pour détecter des anomalies éventuelles à partir d'une analyse des performances de cette station. Le suivi des évolutions de débit et de charges nous permet d'identifier les périodes où le fonctionnement de la station est plus stable ce qui nous aidera par la suite pour le choix des périodes des campagnes de mesures qui seront effectuées sur la STEP. Le suivi de certains paramètres (pH, charge massique, âge des boues...) permet de vérifier les conditions nécessaires aux processus de dégradation de la pollution, notamment la pollution azotée. Ceci servira par la suite pour l'interprétation des mesures des concentrations des formes de l'azote à la sortie. Ce diagnostic est d'abord fait à partir des données existantes sur la station (fiches d'exploitation). Des mesures sont ensuite effectuées sur la station pour plusieurs fins. Ces mesures ont été citées dans ce chapitre par paramètre mesuré. D'abord, les mesures du paramètre oxygène dissous sont présentées : les mesures serviront en premier lieu à mettre en évidence l'existence du gradient de concentration qui sera ensuite reproduit par les simulations du modèle 1d décrit dans le chapitre 3. La vitesse de circulation dans le chenal industriel est un paramètre essentiel pour caractériser l'hydrodynamique. Cette vitesse mesurée sera ensuite implémentée dans le modèle 1d pour simuler le fonctionnement de la station de Mahrès. Les autres paramètres mesurés sont les paramètres liés à la pollution à l'entrée du chenal (DCO, MES et azote) et les concentrations à la sortie de la station. Certaines de ces mesures, permettront de caractériser les eaux usées traitées par la station de Mahrès (détermination du pourcentage de la fraction soluble et de la fraction inerte à l'entrée). Les mesures à court terme (mesure dynamique sur une journée) serviront à caler les paramètres cinétiques de la dégradation de l'azote. Tous les paramètres identifiés dans ce chapitre seront utilisés ultérieurement pour la simulation par le modèle 1D du fonctionnement du chenal industriel dans le chapitre 4.

2.2 Site d'étude

2.2.1 Description de la station de Mahrès

2.2.1.1 Capacités de traitement

La station d'épuration de Mahrès a été mise en service en Mars 1994. Elle a été réalisée pour traiter les eaux usées des villes de Mahres et Chaffar (10000 Equivalents habitants). Le débit journalier traité est égal à 780 m³/j et il peut atteindre jusqu'à 1400 m³/j pendant la période estivale en conséquence de la connexion de l'agglomération balnéaire de Chaffar. Les eaux traitées sont essentiellement des eaux domestiques, le débit des eaux industrielles est faible. La charge en DBO₅ est de l'ordre de 400 kg DBO₅/j.

Les caractéristiques de fonctionnement de la station d'épuration de Mahres pour l'année 2005 sont rapportées dans le tableau 2.2.1 :

Tableau 2.2.1 : Les caractéristiques de fonctionnement de la station d'épuration de Mahres pour l'année 2005

Paramètres	Valeurs
Equivalents habitants	10000 eh
Débit moyen	906 m ³ /j
Débit maximal	1665 m ³ /j
Temps de séjour moyen	40 h
Charge moyenne en DBO ₅	400kg DBO ₅ /j
Concentration maximale en DBO ₅ (pointe journalière)	1600 mg/l
Concentration moyenne en DBO ₅ du mois de pointe	490 mg/l
Concentration maximale en MES (pointe journalière)	1100 mg/l
Concentration moyenne en MES du mois de pointe	334 mg/l

La station de Mahrès traite les eaux provenant de quatre stations de pompage : station de pompage de Chaffar, station de pompage du port de Mahrès, station de pompage de Mahrès

Sud et station de pompage mère située près de la station d'épuration. L'apport de la zone touristique est minime et celui du port est de 30 m³ maximum.

Le procédé de traitement utilisé est les boues activées à faible charge en chenal dont la filière de traitement se compose de :

- poste de réception des eaux usées
- dégrillage
- dessablage
- bassin de contact
- bassin d'aération (chenal orbal)
- clarification
- épaissement des boues
- séchage naturel des boues

2.2.1.2 Description des ouvrages de la station

2.2.1.2.1 Description du procédé

Le traitement primaire est constitué d'un déssableur couloir qui permet l'élimination des sables. L'élimination des huiles et graisses n'a pas été prévue.

L'ouvrage de dégrillage est placé en aval du déssableur. Cette configuration est spécialement conçue pour éviter le colmatage des grilles. Les boues de retour arrivent dans un bassin de contact, placé juste avant le chenal et après l'ouvrage de prétraitement. Une insufflation d'air permet d'agiter et de mélanger les boues de retour avec l'eau entrante. L'objectif de cet ouvrage est de diminuer les risques de foisonnement des boues en mettant en contact la biomasse en retour avec un milieu riche en substrat ce qui favorisera le développement de la biomasse floculante au détriment de la biomasse filamenteuse. L'entrée dans le chenal se fait à travers une conduite de diamètre 400 mm au milieu de la zone circulaire du chenal. L'aérateur de surface est placé juste après l'entrée au milieu de la zone circulaire. Les pales de l'aérateur sont juste à la surface pour assurer un apport en oxygène de 36 Kg O₂/h. La sortie du chenal se fait par déversement puis à travers une conduite de diamètre 400 mm.

Bassin de contact

L'eau usée à traiter et les boues recyclées sont mélangées au niveau du puits de contact qui a 4 m de profondeur, 5,3 m de longueur et 2,2 m de largeur. Ce puits est aéré et mélangé par un compresseur d'air d'une puissance de 5,5 kW, pour assurer un mélange suffisant et le maintien en suspension des boues recyclées.



Figure 2.2.1 : Bassin de contact

Bassins d'aération

La station d'épuration est équipée d'un chenal type carrousel aéré par turbine. Le chenal a un volume de 1280 m³. La section d'écoulement a une largeur de 6 m et une profondeur de 3m.



Figure 2.2.2: Chenal d'oxydation de Mahrès

Systeme d'aération :

Le chenal est équipé d'une turbine à vitesse lente ayant une capacité d'oxygénation de 36 kgO₂/h. La puissance totale installée est de 30 kW. La turbine est composée de huit pales obliques et ayant un diamètre de 2,54 m (fig. 2.2.3)

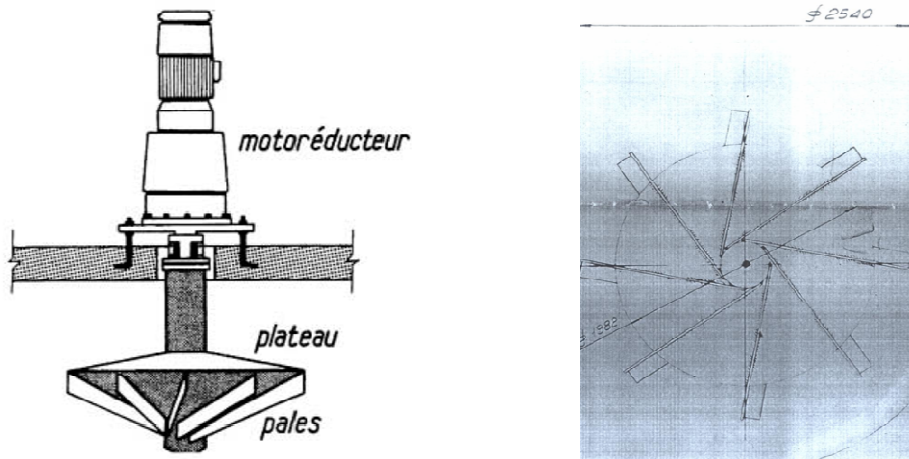


Figure 2.2.3 : Turbine installée dans le chenal de la station de Mahrès

La capacité d'oxygénation dépend de la profondeur d'immersion. La turbine est caractérisée par trois profondeurs d'immersion et donc par trois capacités d'oxygénation.

Décanteur secondaire

Le clarificateur est de forme circulaire à alimentation centrale et sortie périphérique. Son diamètre est de 14m.

Epaississeur

De forme rectangulaire à fond pyramidal, il a une longueur de 4 m, une profondeur de 2.5 m et une largeur de 3 m. Le temps de séjour de la boue dans l'épaississeur est de l'ordre de 24 heures. Le volume des boues épaissies par an est de l'ordre 5000 m³.

Lits de séchage

Les boues épaissies sont étalées par couches de 30 cm sur trois lits de séchage d'une superficie unitaire de 190 m².

2.2.2 Fonctionnement de la station

Nous disposons des fiches d'exploitation de la station pour les années 2004 et 2005. En se basant sur ces données, nous étudierons l'évolution des charges et débit en fonction du temps. Cette étude nous permet de caractériser le fonctionnement de la station.

2.2.2.1 Evolutions des paramètres d'entrée

Nous remarquons à partir de la figure 16 que l'évolution des débits est pratiquement la même pendant l'année 2004 et l'année 2005. La variation des débits peut être très importante d'une journée à l'autre. La valeur du débit moyen est largement dépassée pendant la période estivale (du 15 juin jusqu'à 15 Septembre). Une variation semblable est enregistrée pendant les deux années 2004 et 2005. Les mêmes périodes de dépassement du débit sont remarquées.

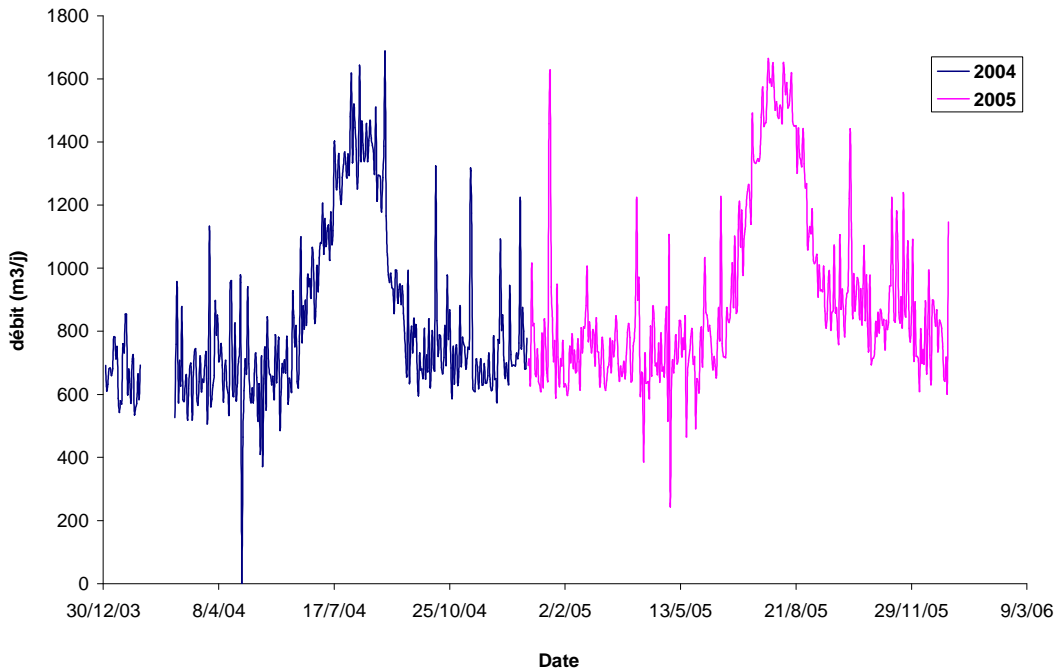


Figure 2.2.4 : Evolution du débit courant les années 2004 et 2005

Cette analyse de la variation des débits au cours de l'année est importante dans la mesure où elle nous permet de distinguer les mois pendant lesquels la station subit une augmentation du débit soit une augmentation de 30% jusqu'à 100% de sa charge nominale. Cette période estivale sera à éviter pour les mesures qui seront effectuées sur la station ultérieurement.

2.2.2.2 Evolution de la charge

Les concentrations en DCO, MES et DBO₅ ne sont mesurées que deux fois par semaine, les quelques mesures disponibles nous ont permis de tracer l'évolution de la concentration et de la charge durant l'année 2005.

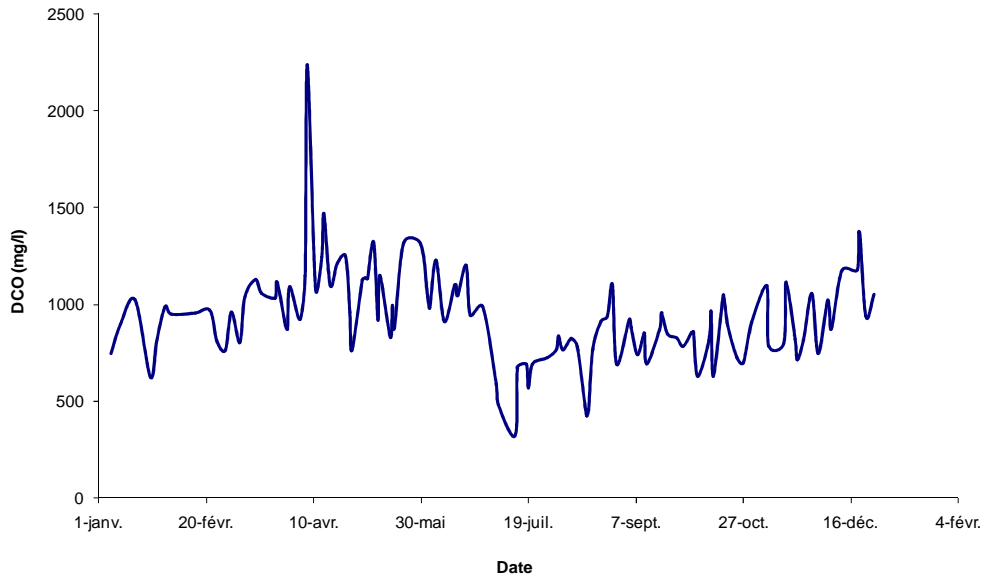


Figure 2.2.5 : Evolution de la concentration en DCO à l'entrée pendant l'année 2005

La concentration en DCO est assez variable. La fluctuation journalière oscille autour d'une valeur moyenne annuelle de l'ordre de 900 mg/l. En effet, la concentration en DCO atteint une valeur de 320 mg/l au mois de juillet. Cette concentration est faible en période estivale sous l'effet de la dilution. Un pic de concentration (à 2250 mg/l) a été enregistré au mois d'avril ceci peut être du un déversement d'un effluent industriel dans le réseau de l'ONAS.

Charge en DCO à l'entrée (2005)

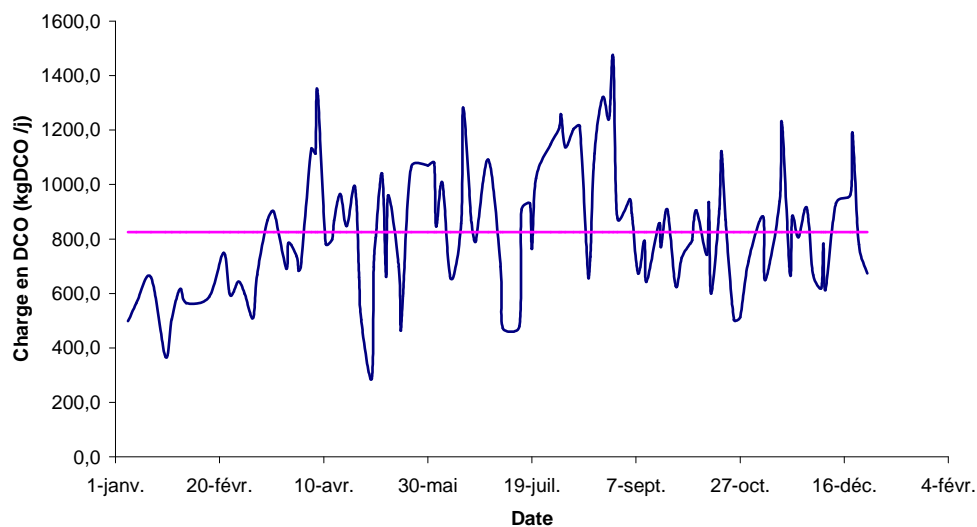


Figure 2.2.6 : Evolution de la charge en DCO à l'entrée pendant l'année 2005

D'après la figure 18, la charge en DCO à l'entrée fluctue autour d'une valeur de 800 KgDCO/j. Cette charge est élevée pendant la période estivale à cause de l'augmentation du débit pendant cette période.

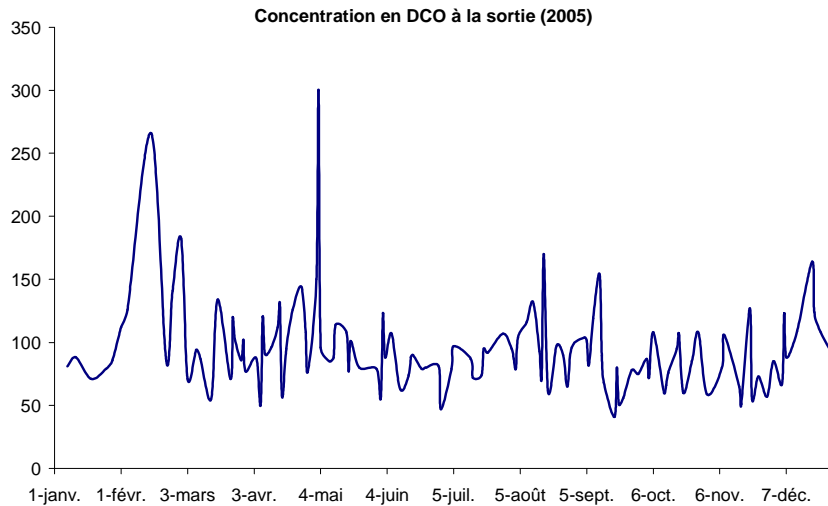


Figure 2.2.7 : Evolution de la concentration en DCO à la sortie pendant l'année 2005

La valeur moyenne annuelle de la DCO à la sortie est de l'ordre de 95 mg/l. La qualité des eaux à la sortie en termes de DCO est moins bonne pendant la première période de l'année.

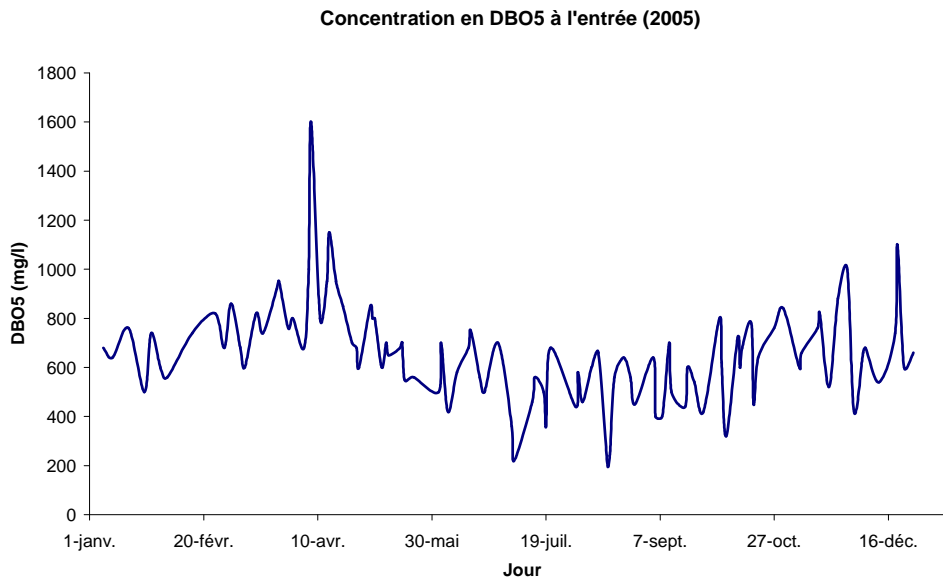


Figure 2.2.8 : Evolution de la concentration en DBO₅ à l'entrée pendant l'année 2005

La concentration en DBO_5 à l'entrée oscille autour d'une valeur moyenne annuelle de 660 mg/l. Une augmentation brusque cette concentration est enregistrée au même jour où la DCO augmente (le 8 avril 2005). Soit une concentration de 1600 mg/l. Ceci confirme bien le rejet d'un effluent très chargé ce jour là.

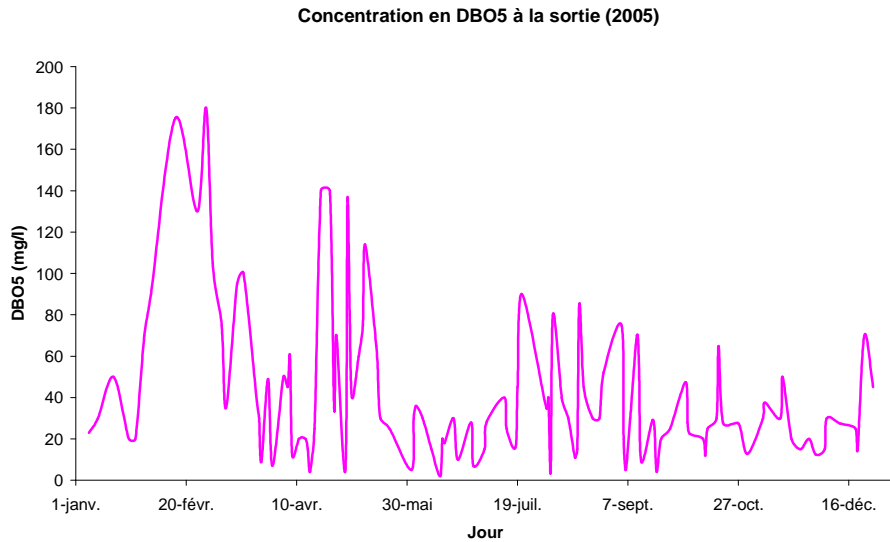


Figure 2.2.9 : Evolution de la concentration en DBO_5 à la sortie pendant l'année 2005

La qualité des eaux à la sortie de la station en termes de DBO_5 n'est pas satisfaisante. La valeur moyenne de la concentration à la sortie est de l'ordre de 40 mg/l (> à la norme de rejet). La qualité des eaux est moins bonne pendant la première période l'année.

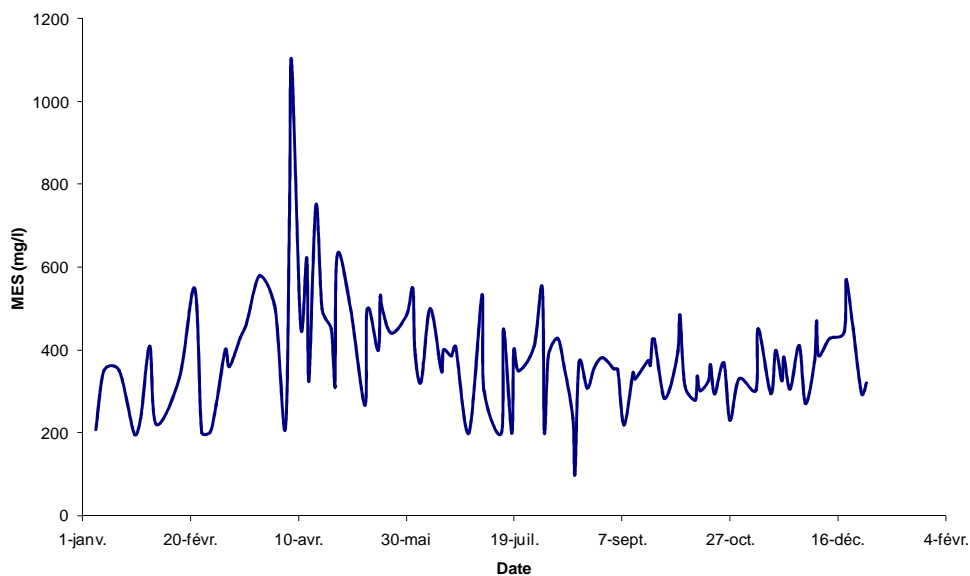


Figure 2.2.10 : Evolution de la concentration en MES à l'entrée pendant l'année 2005

La concentration en MES à l'entrée oscille autour d'une valeur de 380 mg/l. à la sortie, la valeur moyenne est de 30 mg/l avec une qualité médiocre pendant quelques jours de la première période de l'année.

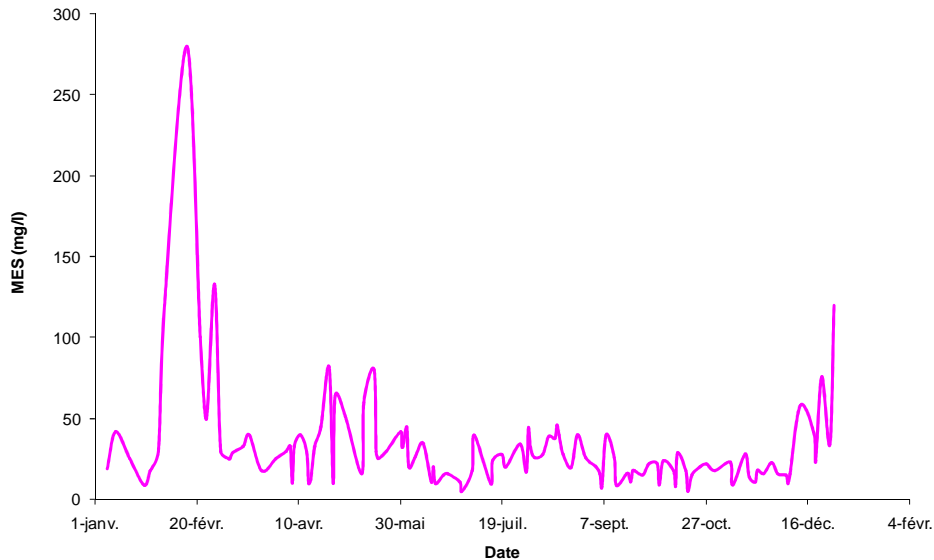


Figure 2.2.11 : Evolution de la concentration en MES à la sortie pendant l'année 2005

Les eaux usées à traiter sont très chargées et la station de Mahrès subit une augmentation de débit d'eau à traiter pendant la période estivale.

2.2.2.3 Analyse des performances de la station

Dans un procédé de boues activées, l'étape principale de traitement est basée sur la combinaison d'un procédé biologique et d'un procédé physique de séparation (respectivement bassin d'aération et décanteur secondaire). Le rôle du premier est la transformation de la pollution organique en biomasse décantable et celui du second est la séparation de cette biomasse de l'eau. L'efficacité du procédé est ainsi tributaire de la réussite de l'opération de séparation des boues biologiques de l'eau. Cette séparation est fonction de la structure et de la composition des boues formées dans le bassin d'aération. Elle dépend de la nature des effluents traités et des conditions qui règnent dans le bassin d'aération (charges de fonctionnement, âge des boues...).

2.2.2.3.1 Décantabilité

L'indice de Mohlman est un paramètre qui est indicateur de la qualité de décantation des boues dans le clarificateur. Cet indice représente le volume occupé par un gramme de boue après 30 minutes de décantation en éprouvette. Une décantabilité normale est caractérisée par un IM entre 100 et 150 ml/g.

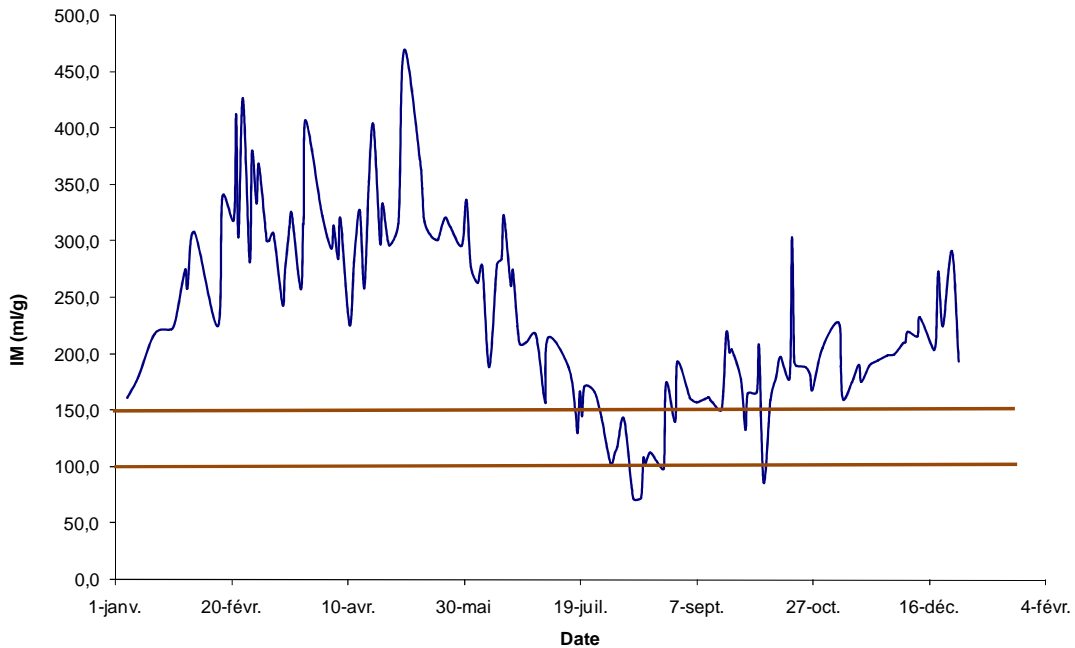


Figure 2.2.12 : Evolution de l'indice de Mohlman

D'après les fiches d'exploitation, les mesures nous donnent un indice de Mohlman supérieur à 150 ml/g la plupart du temps. Ceci est un indicateur d'une décantabilité assez faible.

2.2.2.3.2 Charge massique

La station de Mahrès utilise un procédé de boues activées à faible charge. La charge massique calculée à partir des données de la fiche d'exploitation est représentée par la figure 2.2.13. Le fonctionnement de la STEP s'avère stable sauf pour certaine période de l'année, évidemment la période estivale.

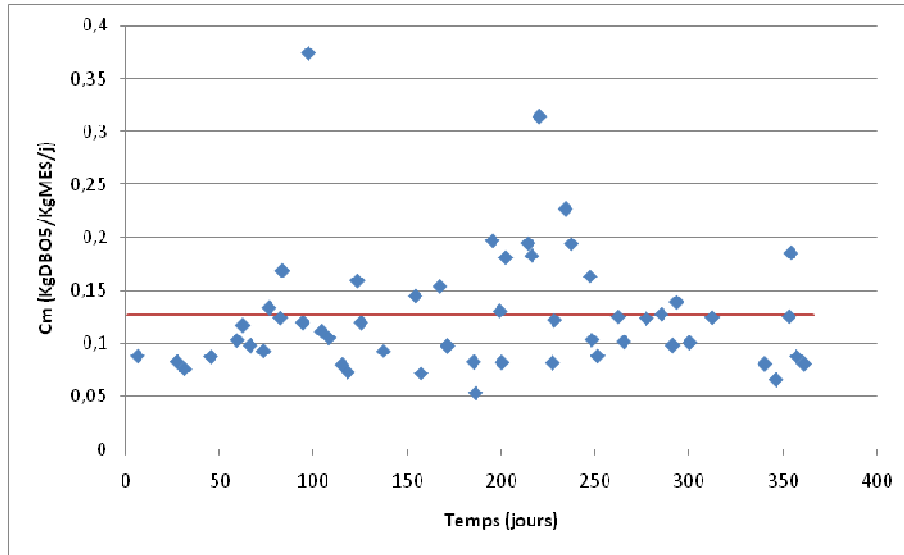


Figure 2.2.13 : Evolution de la charge massique durant l'année 2005

La charge massique maximale calculée est de l'ordre de 0,37 KgDBO₅/kgMES/j. La charge massique minimale est de l'ordre de 0,054 KgDBO₅/kgMES/j. La charge massique moyenne est de l'ordre de 0,127 KgDBO₅/kgMES/j.

$$C_m = \frac{Q \cdot S_e}{X \cdot V} \quad \text{Equation (44)}$$

Le dimensionnement des systèmes à boues activées repose sur la charge massique et donc sur la maîtrise de développement de la biomasse hétérotrophe en fixant le rapport entre apport en pollution ($Q \cdot S_e$, avec Q débit d'entrée et S_e concentration en DBO₅ à l'entrée) et biomasse présente dans le bassin ($X \cdot V$, avec X biomasse présente dans le volume V du bassin).

Donc, pour privilégier le développement de la biomasse autotrophe, la charge massique doit être faible.

2.2.2.3.3 Age des boues

L'âge des boues est un paramètre important aussi bien pour la bonne décantabilité des boues que pour le traitement de l'azote. L'âge des boues dans un procédé à boues activées à faible charge est supérieur à 20 jours. Cependant, un âge de boues minimal est requis pour la réalisation de la nitrification. Martin, (1979) a développé une relation empirique entre l'âge des boues, la concentration en azote ammoniacal à la sortie et la température. Cette relation a été développée pour deux cas : le cas où le terme de décès des autotrophes (b_A : taux de décès des autotrophes) est négligé et le deuxième cas où le décès est pris en compte. (Figure 2.2.14)

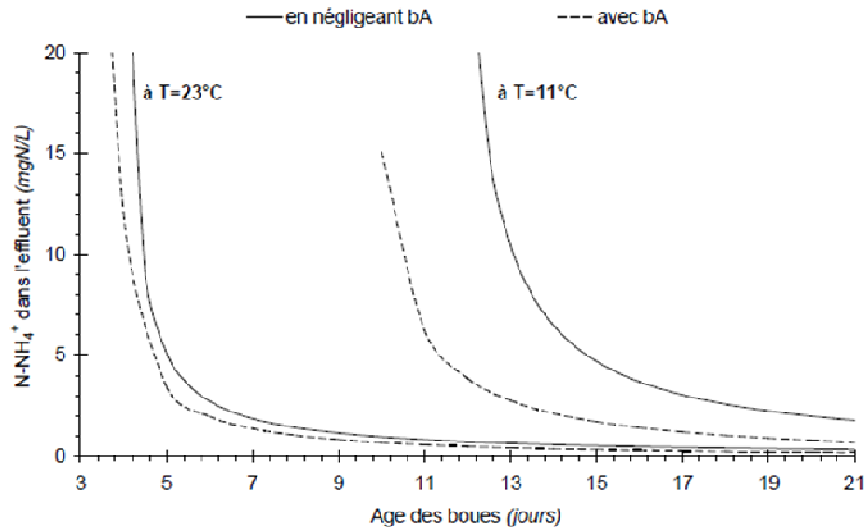


Figure 2.2.14 : Comparaison des concentrations de sortie avec et sans mortalité à 23 et 11°C (Martin, 1979)

Pour une température de 23 °C, l'âge de boue minimal pour la réalisation de la nitrification est évalué à 9 jours. Pour une température de 11 °C, l'âge des boues doit être supérieur à 21 jours pour la dégradation de l'azote ammoniacal.

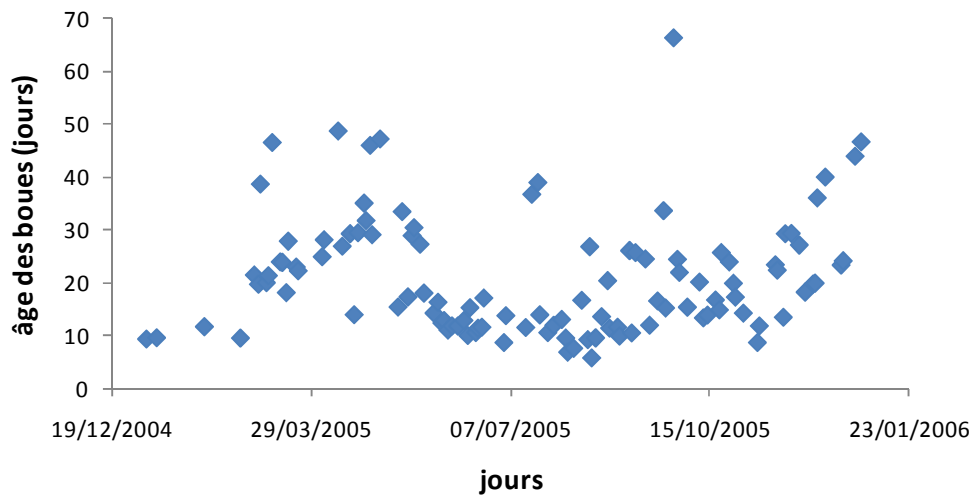


Figure 2.2.15 : âge des boues pendant l'année 2005

D'après la figure 2.2.15, l'âge des boues est supérieur à 10 jours pour tous les jours de l'année 2005. Donc la condition sur l'âge des boues en période estivale (température supérieur à 23 °C) est vérifiée. Pendant la période hivernale, l'âge des boues s'élève à des valeurs dépassant, dans leur majorité, les 21 jours.

2.2.2.3.4 pH

Le pH est un paramètre important pour la croissance microbienne, et notamment pour la croissance autotrophe. Il s'est avéré qu'un pH inférieur à 7 ou supérieur à 9 peut inhiber la croissance des autotrophes (Shammas, 1986). L'étude de Antoniou et al., (1990) a montré qu'il existe un pH optimal pour la croissance des autotrophes dans la gamme de pH de 7 à 9. Ce pH est de l'ordre de 7,8. Plus la température augmente, plus l'influence du pH augmente. (figure 2.2.16)

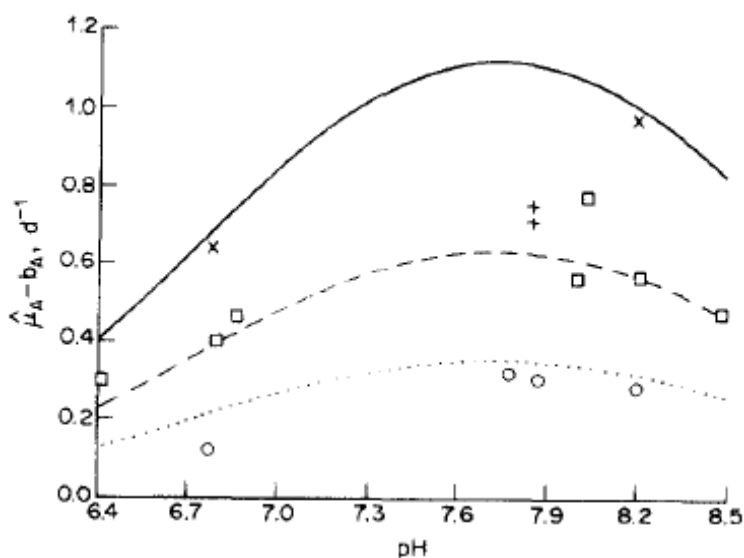


Figure 2.2.16 : Taux de croissance maximal effectif des autotrophes en fonction de la température et du pH, pour T= 15 °C (o), pour T= 20°C (□) et pour T=25°C (x) (Antoniou et al., 1990)

Le pH enregistré à l'entrée de la station varie entre 7 et 8,5 pendant l'année 2004 et l'année 2005 (figures 2.2.17 et 2.2.18). Donc, le pH n'est pas un paramètre qui peut gêner le phénomène de nitrification.

Les températures enregistrées dans la station de Mahrès sont entre 13 °C et 30 °C. Nous allons tenir compte des variations de températures en utilisant la loi d Arrhenius

$$\mu_{\max}(T) = \mu_{\max}(20^{\circ}C) \cdot \theta^{(T-20)} \quad \text{Equation (45)}$$

La constante de changement de température θ prend des valeurs assez différentes selon les auteurs : 1.02 (Oleszkiewicz et Berquist, 1988), 1.024 (Argaman, 1994; Mines et Sherrard,

1999), 1.044 (Funamizu et Takakuwa, 1994), 1.06 (FNDAE et al., 2002b), 1.103 (Lesouef et al., 1992) et 1.165 (McCartney et Oleszkiewicz, 1990).

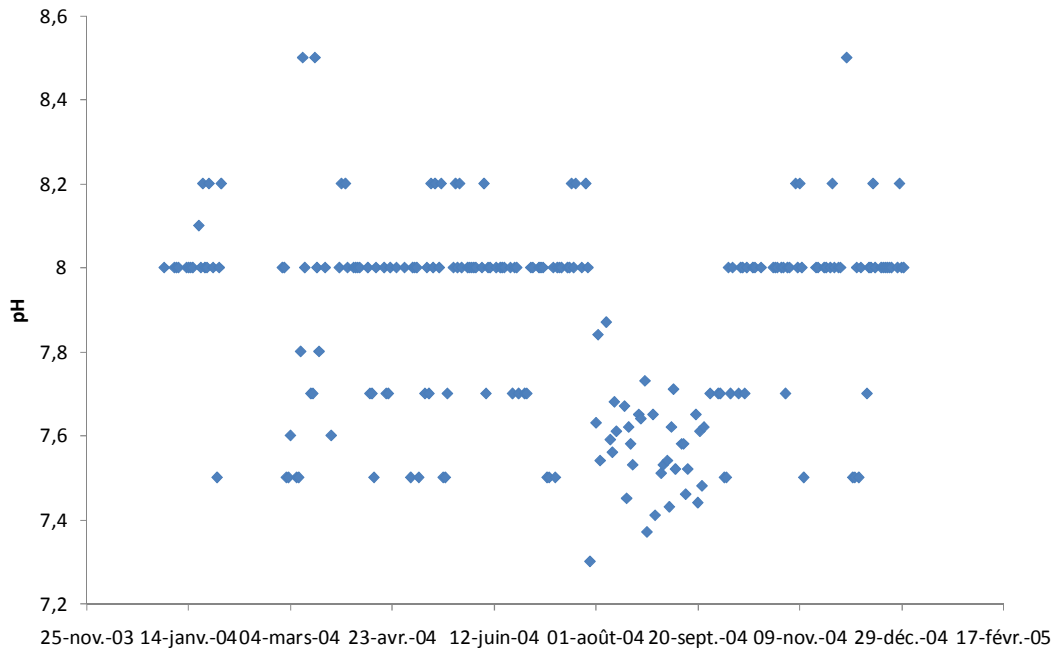


Figure 2.2.17 : Evolution du pH à l'entrée de la station pendant l'année 2004

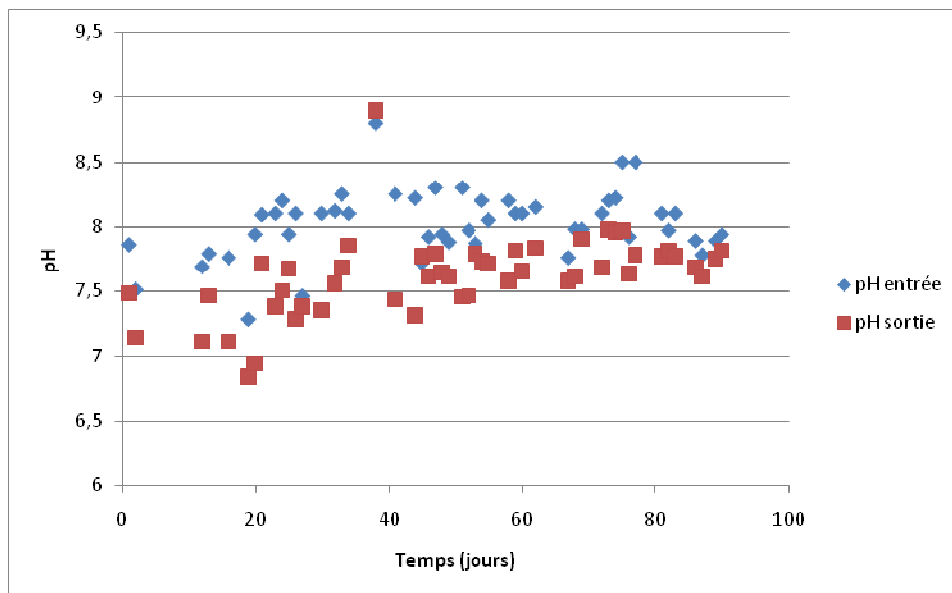


Figure 2.2.18 : Evolution du pH à l'entrée et à la sortie de la station pendant l'année 2005

2.2.2.3.5 Evaluation de la capacité de nitrification et de dénitrification de la STEP

Pour évaluer la nitrification dans le chenal, la vitesse de nitrification est calculée en se basant sur la corrélation développée par Deronzier et al. (1998) (Figure 2.2.19).

$$V_{nit}(T) = A \cdot \theta^{(T-20)} \cdot C_{VN} \quad \text{Equation (46)}$$

Avec :

A : constante égale à 0,116

$V_{nit}(T)$: vitesse de nitrification à la température T (mg N / l .h)

T : température (°C)

θ : coefficient correctif : valeur retenue = 1,06

C_{VN} : charge volumique en NK (g d'azote Kjeldahl apporté/m³ de réacteur/jour)

La vitesse de nitrification est évaluée à 0,95 mg/l/h. Cette vitesse nous permet d'évaluer le temps minimal d'aération pendant une journée pour réaliser la dégradation de l'azote par nitrification.

$$Durée \text{ min } O_2 = \frac{NO_{3nit}}{V_{nit} \cdot V}$$

Avec

NO_{3nit} : Masse journalière d'azote à nitrifier (kg/j)

V_{nit} : vitesse de nitrification (mg N/l/h)

V : volume du bassin d'aération (m³)

La durée minimale pour réaliser la nitrification est calculée à 21h/j. l'aérateur de la station a fonctionné pendant le jour de mesure 23h/24h. Par conséquent, nous pouvons justifier la bonne dégradation de l'azote ammoniacal (faibles concentrations à la sortie).

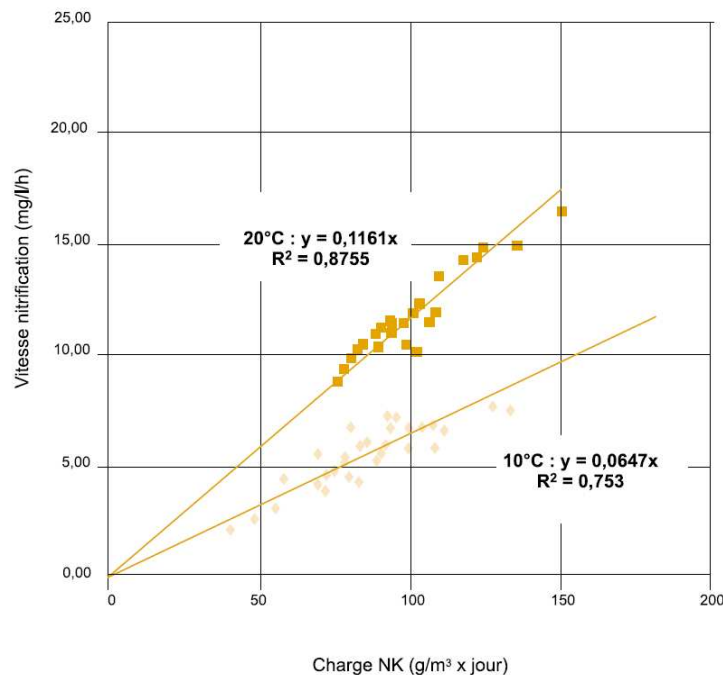


Figure 2.2.19 : Evolution de la vitesse de dénitrification en fonction de la charge en azote Kjeldahl (FNDAE n° 25)

L'évaluation de la dénitrification, néanmoins, est plus délicate. Le processus de dénitrification ne peut être réalisé qu'en zone anoxie. Dans un chenal, l'alternance des zones anoxie aérobie dépend fortement de la charge à l'entrée qui est variable. La dénitrification est aussi conditionnée par la présence du substrat carboné soluble surtout. Déronzier et al. (1998) ont développé une corrélation entre la vitesse de dénitrification et la charge en DCO à l'entrée pour des charges comprise entre 0,3 et 0,8 kgDCO/m³/j.

$$V_{denit} = 8 \cdot C_{VDCO} \quad \text{Equation (47)}$$

Avec

V_{denit} : vitesse spécifique de dénitrification (mg N-NO₃/l/h)

C_{VDCO} : charge volumique en DCO totale (kg DCO totale/m³ bassin d'aération/j)

La durée journalière cumulée d'anoxie nécessaire à la dénitrification (durée anoxie mini) est obtenue selon l'expression suivante :

$$\text{Durée min anoxie} = \frac{NO_{3denit}}{V_{denit} \cdot V} \quad \text{Equation (48)}$$

NO_{3denit} = masse journalière d'azote à dénitrifier (kg/j)

V_{denit} = vitesse de dénitrification (mg N / l .h)

V = volume du bassin d'aération (m³)

La durée anoxie minimale calculée nécessaire pour achever la dénitrification est calculée à 4,2 h/j pour une charge volumique en DCO totale de 0,5 kg/m³/j et une vitesse de dénitrification de 4,2 g/m³/h.

Les simulations ont montré que la concentration en oxygène dissous est presque supérieure à 0,2 mg/l dans tout le chenal sur les 10h de fonctionnement du jour de mesure. Nous avons évalué le temps où cette concentration descend au dessous de la valeur de 0,2 mg/l (condition anoxie). La condition d'anoxie est maintenue dans une maille pendant 4heures (temps cumulé). Ce temps reste inférieur à la condition minimale calculée ci-dessus. Les valeurs des concentrations en nitrate et nitrite à la sortie du chenal sont élevées.

2.2.3 Conclusion

Plusieurs études se sont intéressées à l'influence du pH et de la température sur la dégradation de l'azote (Choubert, 2002 ; Henze *et al.*, 1995 ; Antoniou *et al.*, 1990 ; Shammam, 1986). Des relations empiriques ont été développées pour exprimer cette influence. Ceci dit, il s'est avéré que le pH ne peut pas présenter un ralentisseur du phénomène de dégradation de l'azote dans le cas des boues activées traitant les eaux usées urbaines. Comme l'a mentionné Choubert dans sa thèse, la présence de carbonate dans les eaux usées urbaines engendre un effet tampon et par la suite la régulation du pH à une valeur optimale à la nitrification. La charge massique ne peut pas être aussi la cause d'une mauvaise nitrification, sachant que c'est le paramètre utilisé pour le dimensionnement du procédé de boues activées. Contrairement au pays où la température peut descendre à des valeurs contraignantes pour l'élimination de l'azote, les températures enregistrées dans nos stations d'épuration sont favorables à ce processus. Dans notre cas, les éléments pouvant influencer l'élimination de l'azote sont donc les apports en nutriments (rapport carbone/azote C/N) et la concentration en oxygène dissous dans le bassin d'aération. Les mesures relevées sur la station par l'exploitant (fiche d'exploitation) ne contiennent pas des mesures d'azote. Des mesures complémentaires sur la station s'imposent aussi bien pour le diagnostic de fonctionnement que pour le calage du modèle pour les paramètres de l'azote. La concentration en oxygène est le paramètre clé dans le système à boues activées et la détermination de sa distribution spatiale et temporelle présente une problématique dans le système chenal. La bonne gestion de cette distribution est recherchée pour un meilleur rendement d'élimination de l'azote.

2.3 Mesures effectuées sur la station de Mahrès

2.3.1 Mesure du débit horaire

Des mesures de débit horaire ont été effectuées pendant deux jours consécutifs, le 27/04/2006 et le 28/04/2006. Une évolution horaire du débit a pu être distinguée à partir de ces données (figure 2.3.1).

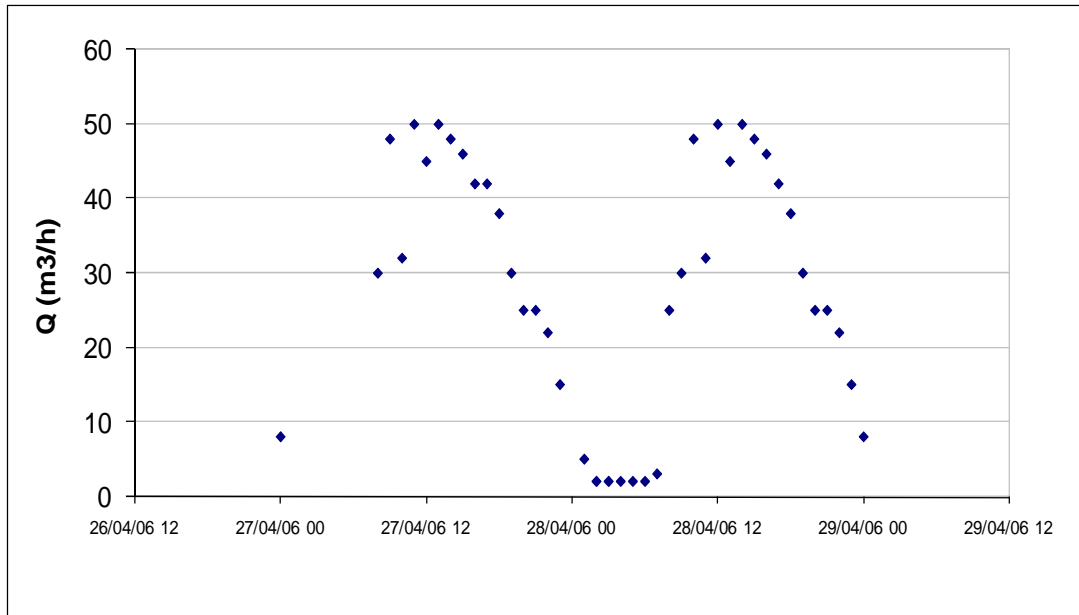


Figure 2.3.1 : Mesures horaires du débit des eaux usées à l'entrée de la station

Le débit de pointe horaire est de $50 \text{ m}^3/\text{h}$. Le débit maximal pendant la journée est enregistré à 12h et à 14h avec un coefficient de pointe horaire de 2. D'après les mesures horaires sur la station nous avons tracé l'évolution horaire du débit (fig. 2.3.2).

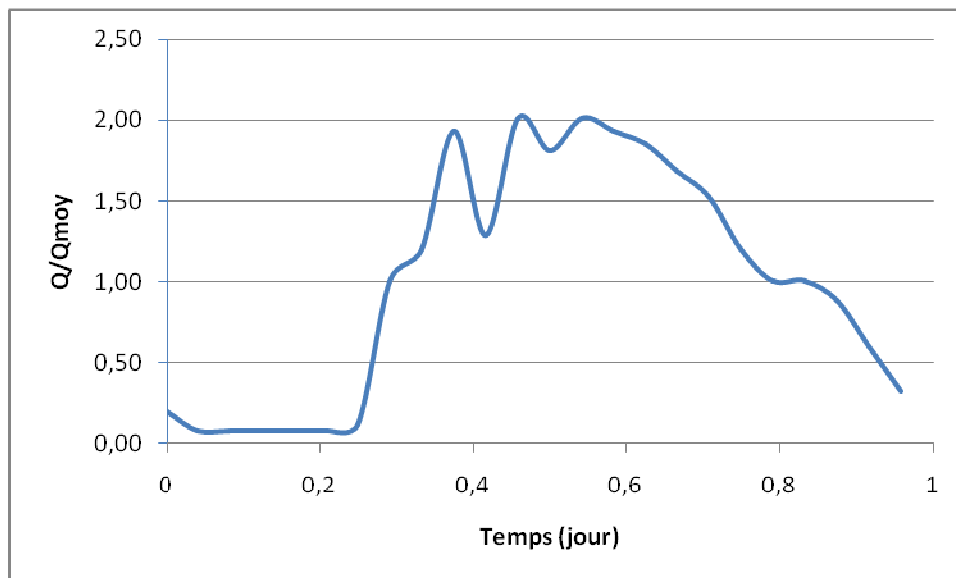


Figure 2.3.2 : Evolution horaire du débit de la station de Mahrès

Cette évolution est comparée à ceux de la littérature (fig. 2.3.2). Langergraber G. et al. (2007) ont collecté des données sur plus de 20 stations à boues activées en Autriche et en Allemagne. Des mesures de débit horaire et de concentrations en DCO et NTK (échantillons moyennés

sur 2 heures de l'influent) ont été collectées sur des stations de 4 000 à 600 000 équivalent habitant.

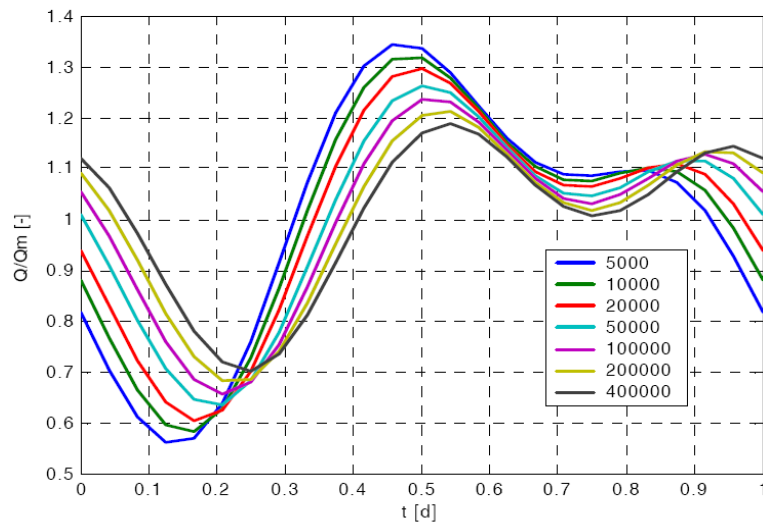


Figure 2.3.3 : Evolution du débit horaire en fonction d'équivalent habitant (Langergraber G. et al.,2007)

Le tableau suivant résume les paramètres de la fonction d'évolution du débit.

Tableau 2.3.1 : Paramètres de la fonction d'évolution du débit pour différentes tailles de station (G. Langergraber et al, 2007)

EH	5000	10000	20000	50000	100000	200000	400000
f_{Qmin}	0,56	0,58	0,6	0,63	0,66	0,68	0,7
t_{min} [h]	3,37	3,76	4,15	4,66	5,05	5,44	5,84
f_{Qmax}	1,35	1,32	1,3	1,26	1,24	1,21	1,19
t_{max} [h]	11,30	11,56	11,81	12,15	12,41	12,67	12,92
F_{Nmax}	1,60	1,6	1,6	1,6	1,6	1,6	1,6
F_{minU}	0,18	0,24	0,3	0,38	0,44	0,49	0,55
dtN [h]	0,78	0,78	0,78	0,78	0,78	0,78	0,78
t_{Plug} [h]	0,49	0,77	1,06	1,44	1,73	2,01	2,30

Pour lancer une simulation dynamique, nous avons besoin de données dynamiques, donc de la variation diurne du débit. Ces informations ne sont pas toujours disponibles dans les fiches

d'exploitation de la station d'épuration. Dans le cas d'inexistante de mesures, nous voulons pouvoir les générer à partir d'autres données disponibles. Gernaey et al. (2006) ont présenté une méthode pour générer la variation diurne de l'influent en se basant sur la charge rejetée par chaque personne raccordée au réseau et en considérant aussi la structure de ce réseau. Langergraber et al. (2007) ont présenté une méthode simple pour reproduire les variations diurnes du débit. Cette méthode se base sur les données de dimensionnement de la station étudiée. Ces données sont les moyennes journalière basées sur un échantillonnage de 24h, le débit moyen journalier, la concentration moyenne journalière en DCO, NTK et PT. Pour décrire la variation diurne du débit, le débit maximal Q_{max} et minimal Q_{min} et le temps auxquels ils sont enregistrés respectivement t_{max} et t_{min} , sont utilisés.

La formulation mathématique du comportement périodique de la variation de débit est représentée par la série de fourrier du second ordre.

$$Q(t) = Q + a_1 \cdot \sin(\omega t) + a_2 \cdot \cos(\omega t) + a_3 \cdot \sin(2\omega t) + a_4 \cdot \cos(2\omega t) \quad \text{Equation (48)}$$

Avec $\omega = 2\pi/T$, Q est le débit moyen journalier en m^3/h , a_1 , a_2 , a_3 et a_4 constantes à déterminer.

Nous avons essayé de déterminer ces constantes pour décrire l'évolution horaire du débit. Sur une période $T = 24$ heures, les débits horaires enregistrés étant utilisés pour déterminer ces quatre constantes.

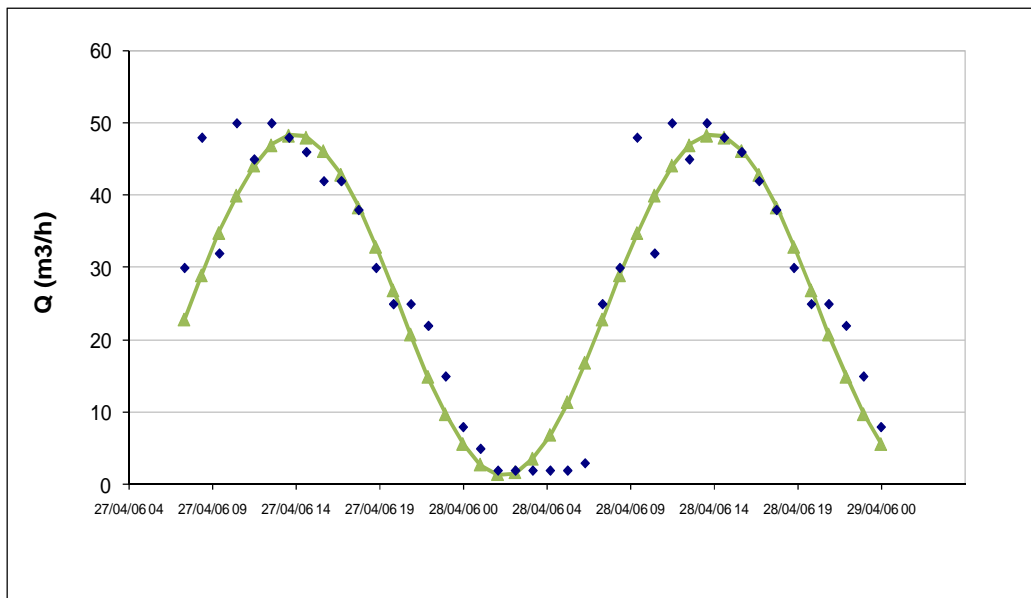


Figure 2.3.4 : Variation diurne mesurée et calculé

Les paramètres suivants ont été identifiés $a_1=13,48$ et $a_2=-19,29$ avec un débit moyen journalier $Q_{moy}=25 m^3/h$. cette identification de paramètres sera utilisée ultérieurement pour

chaque période de mesures effectuées sur la station pour reproduire le comportement dynamique tout au long de la semaine.

2.3.2 Mesure de la concentration en oxygène dissous

Pour suivre l'évolution de la concentration en oxygène dissous tout le long du chenal d'oxydation, on a utilisé l'oxymètre portatif du laboratoire de type OXI345 (temps de réponse de la sonde = 5 secondes). La mesure du profil d'oxygène dans le chenal a été effectuée comme indiqué sur la figure 2.3.5 (point de mesure sur le schéma). L'équidistance des points est de 1m pour la zone à proximité de l'agitateur et de 1,3 m pour le reste du chenal. Les zones de 7m et 3m indiquées sur le schéma ne sont pas accessibles.

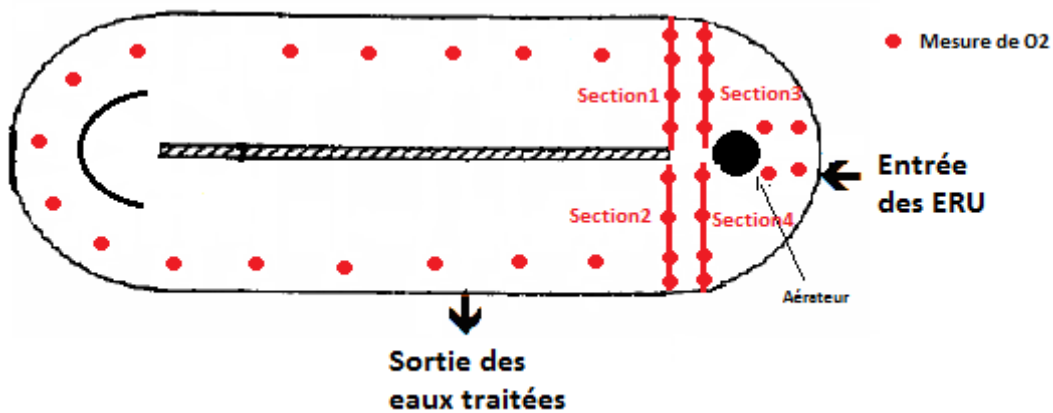


Figure 2.3.5: Schéma explicite des mesures de la concentration en oxygène dissous dans le chenal

Plusieurs campagnes de mesures ont été menées et donc plusieurs profils de concentration en oxygène dissous ont été enregistrés. Toutes ces campagnes ont permis de mettre en évidence l'existence d'un gradient de concentration d'oxygène dans le chenal. L'hétérogénéité dans le chenal à l'échelle industrielle est marquée. Nous voulons déterminer et délimiter les zones aérobies et anoxies du chenal pour la modélisation de cette hétérogénéité des concentrations.

2.3.2.1 Hétérogénéité sur la profondeur

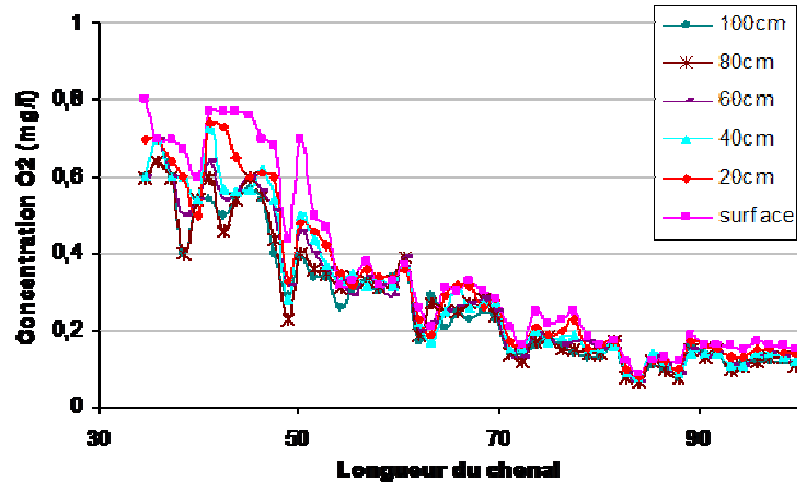


Figure 2.3.6 : Profil de concentration en oxygène dans le chenal pour différentes profondeurs

Les mesures montrent qu'il n'y a pratiquement pas de gradient jusqu'à 1 m de profondeur (figure 2.3.6). Il y a une légère augmentation de la concentration en oxygène dissous dans le cas de mesure à la surface. Ceci est dû aux échanges d'oxygène à la surface. Ces mesures viennent appuyer l'hypothèse faite par le modèle unifilaire que nous présenterons dans le chapitre suivant.

2.3.2.2 Hétérogénéité sur la section d'écoulement

La variation de la concentration suivant les différentes sections est représentée sur la figure 2.3.7. Ces concentrations ont été mesurées à partir de 20cm de la surface.

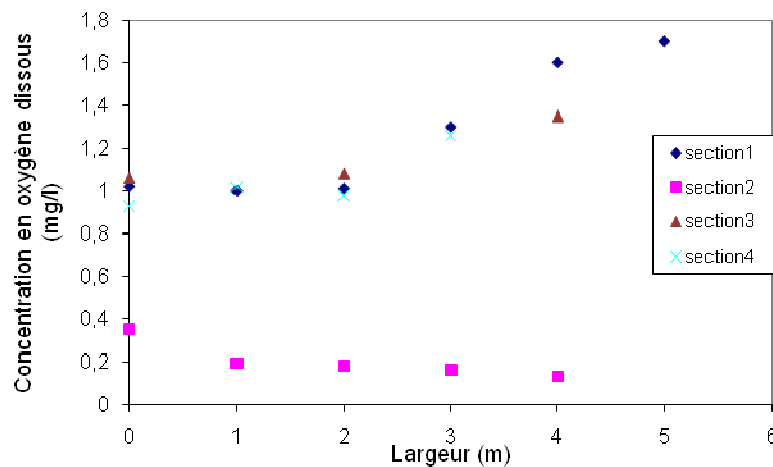


Figure 2.3.7 : Variation de la concentration en oxygène dissous sur différentes sections transversales

D'après la figure 2.3.7, les valeurs des concentrations en oxygène les plus importantes se situent près de la turbine et à sa droite (selon le sens de l'écoulement), plus on s'éloigne de la turbine les concentrations diminuent jusqu'à une valeur inférieure à 0,5 mg/l (zone anoxie). Une variation de concentration en oxygène dissous de 0,7 mg/l est mesurée entre les deux points intérieurs de la paroi. Soit un gradient transversal de concentration de 0,12 mg/l/m. Sur les autres sections d'écoulement les plus éloignées de l'aérateur, la concentration en oxygène dissous a été relevée à différentes profondeurs et à différentes positions par rapport à la paroi interne du chenal. Les sections de mesure S6, S12 et S46, situées respectivement à 6 m, 12 m et 46 m de l'aérateur, sont indiquées sur le schéma présenté par la figure 2.3.8.

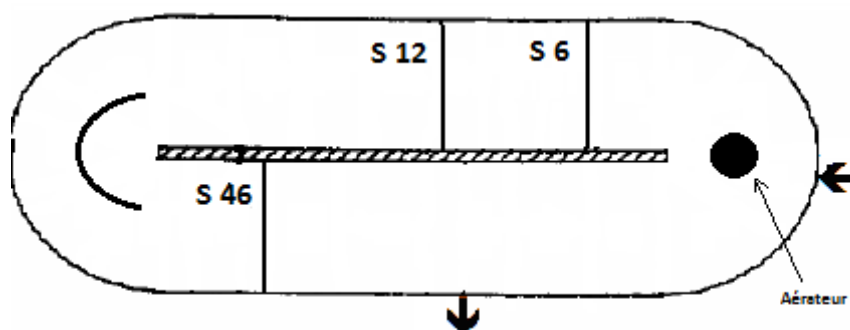


Figure 2.3.8 : Schéma explicite des mesures effectuées en différentes sections du chenal

Sur ces trois sections, sont placées 6 points de mesures sur la largeur du chenal. En partant de la paroi externe du chenal, ces points de mesure sont équidistants de 50 cm : à proximité de la paroi, à 1m, à 1,5m, à 2m, à 2,5m et à 3m de la paroi. En chaque point de mesure, la concentration en oxygène dissous a été mesurée jusqu'à 2m de profondeur avec un intervalle de 50 cm.

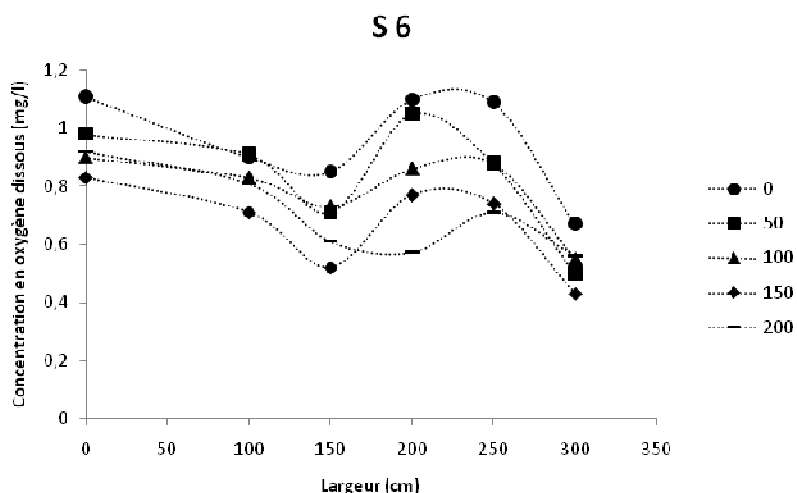


Figure 2.3.9 : Evolution de la concentration en oxygène en fonction de la profondeur et de la largeur à la position 6 m.

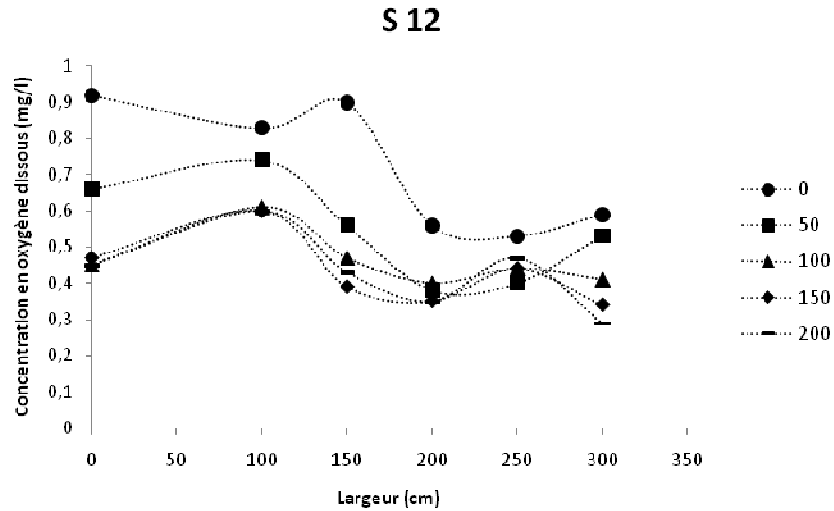


Figure 2.3.10 : Evolution de la concentration en oxygène en fonction de la profondeur et de la largeur à la position 12 m.

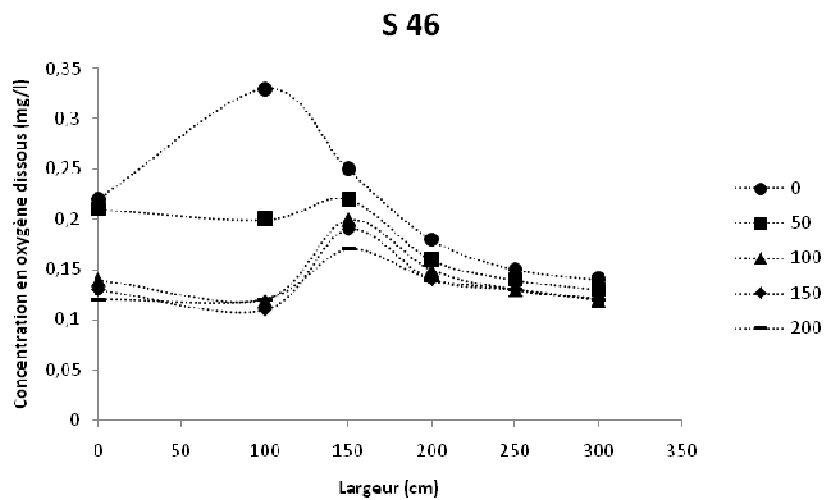


Figure 2.3.11 : Evolution de la concentration en oxygène en fonction de la profondeur et de la largeur à la position 46 m.

La concentration en oxygène dissous tend à s'homogénéiser sur l'axe de l'écoulement du chenal. En effet, près de la paroi le gradient d'oxygène est marqué. Ceci peut être expliqué par l'activité de la biomasse fixée sur les parois. Le gradient d'oxygène s'estompe au milieu de la section de l'écoulement où la liqueur mixte est bien mélangée.

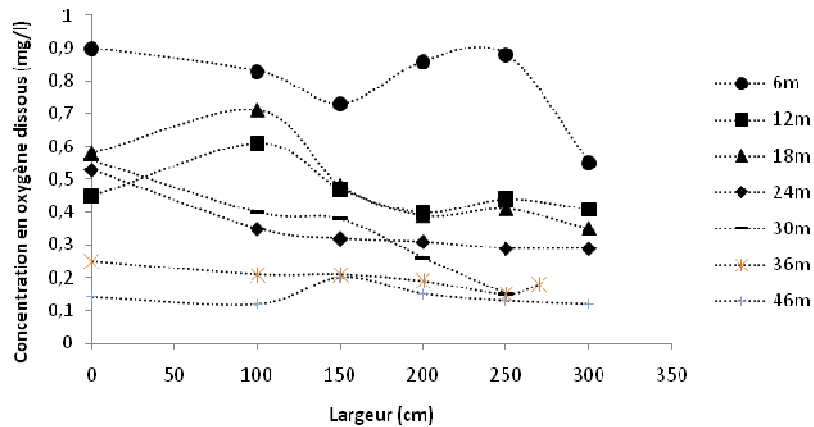


Figure 2.3.12 : Concentration en oxygène dissous à différentes section du chenal mesurée à 1m de profondeur

En s'éloignant de la zone d'influence de l'aérateur de surface (section à 6m), nous remarquons que les profils de concentration en oxygène dissous sur la largeur du chenal présentent un léger gradient. La concentration diminue de la paroi vers l'intérieur de la section de l'écoulement.

2.3.2.3 Hétérogénéité longitudinale

L'hétérogénéité longitudinale est la caractéristique principale des chenaux d'oxydation. Vu sa configuration géométrique et l'emplacement ponctuel de l'aérateur, nous nous attendons à observer un gradient important de la concentration en oxygène dissous tout au long du chenal. Pour un cas de charge donné (mesure effectuée le 7 février 2007), nous avons obtenu le profil d'oxygène présenté sur la figure 2.3.13.

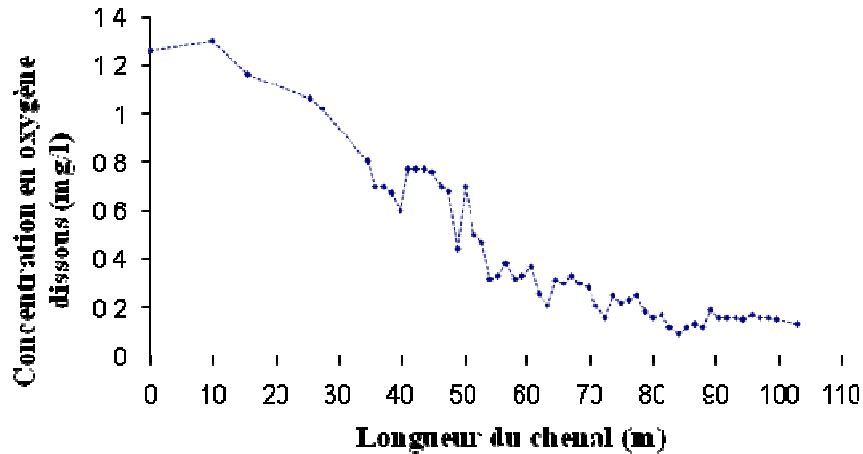


Figure 2.3.13 : Profil longitudinal d'oxygène mesuré le 7 février 2007

Un gradient d'oxygène dissous important est observé. Si nous considérons que les zones ayant une concentration en oxygène dissous inférieure à 0,2 mg/l sont des zones anoxiques, 40% du volume du chenal est en anoxie pour ce cas de charge.

2.3.2.3.1 Effet de la charge sur le profil d'oxygène

Les profils de concentrations en oxygène dissous ont été mesurés pour différents cas de charge pour mettre en évidence la variabilité de l'étendu des zones anoxiques et des zones aérobies en fonctions de la variabilité de l'affluent.

Pendant la journée du 30 novembre 2007, la variation de charge (débit et concentration) a été mesurée pendant quatre moments de la journée. La figure 2.3.14 récapitule ses mesures.

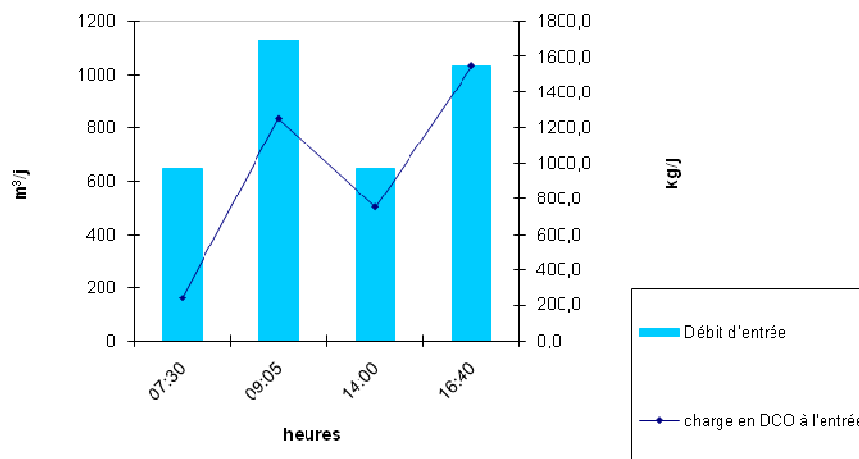


Figure 2.3.14 : Evolutions horaire du débit et de la charge en DCO

Le débit atteint 47 m³/h à 9h du matin. La mesure de la charge en DCO montre que pour un même débit de 648 m³/j, les eaux usées sont plus concentrées à 14h qu'à 7h du matin (3 fois plus chargées).

Quatre profils d'oxygène ont été mesurés pendant cette journée. A 7h30 (charge en DCO= 238 kg/j), à 9h (charge en DCO= 1250 kg/j), à 14h00 (charge en DCO= 752 Kg/j), à 16h40 (charge en DCO= 1550 Kg/j). Ces profils sont illustrés sur la figure suivante :

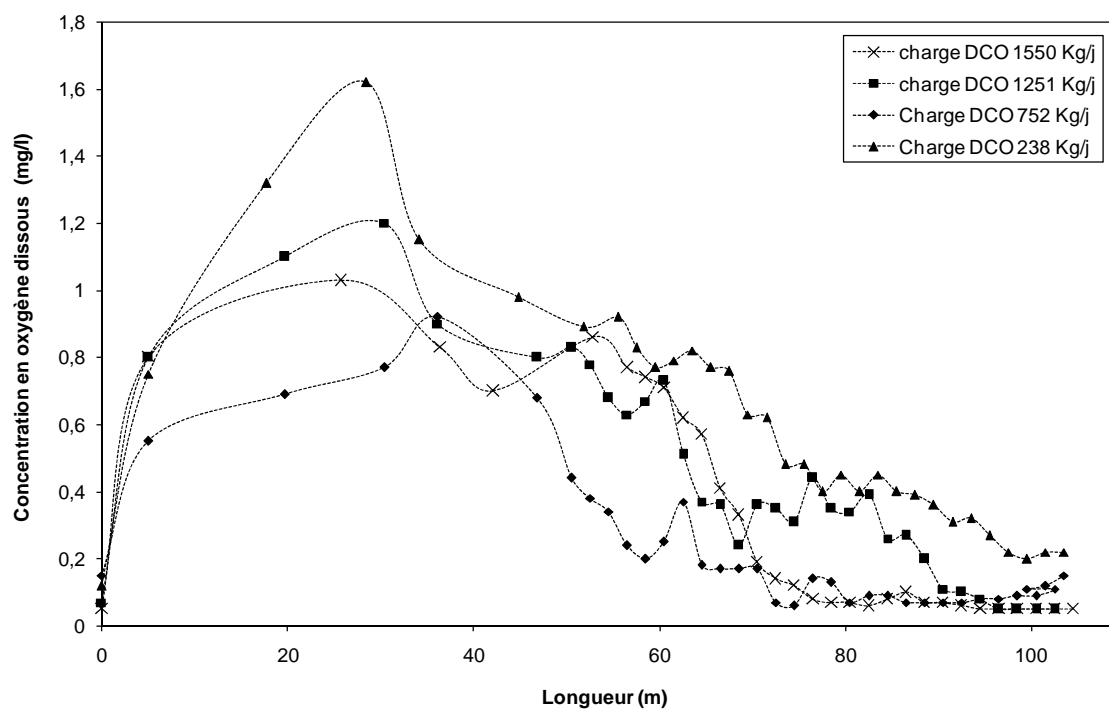


Figure 2.3.15 : Profil d'oxygène dans le chenal pour différentes charges en DCO à l'entrée

L'effet de la charge est noté au niveau la concentration maximale atteinte dans le chenal dans la zone aérée. La concentration maximale quand la charge est minimale. Aussi, nous notons la variation de l'étendu des zones aérobie et anoxie. Le volume de la zone anoxie dans le chenal a été estimé pour les quatre cas de charge. Respectivement, pour une charge de 1550 kgDCO/j, de 1251 kgDCO/j, 752 kgDCO/j et 238 kgDCO/j la zone anoxie représente 33%, 16%, 39% et 0% de du volume total du chenal.

2.3.2.4 Mesure de la remontée d'oxygène

La remontée en oxygène dissous a été mesurée à différent point du chenal. La sonde oxymétrique a été placée en un point donné et la concentration d'oxygène dissous a été suivie au cours du temps après un essai de marche-arrêt de l'aérateur.

L'aérateur est arrêté jusqu'à atteindre une valeur très faible en oxygène dissous dans le chenal au point de mesure considéré. Ensuite, la turbine est remise en marche et les mesures d'oxygène dissous sont prises avec un intervalle de temps de 10 secondes et jusqu'à atteindre une concentration d'équilibre C^* .

A proximité de l'aérateur, la courbe de remontée est illustrée par la figure suivante.

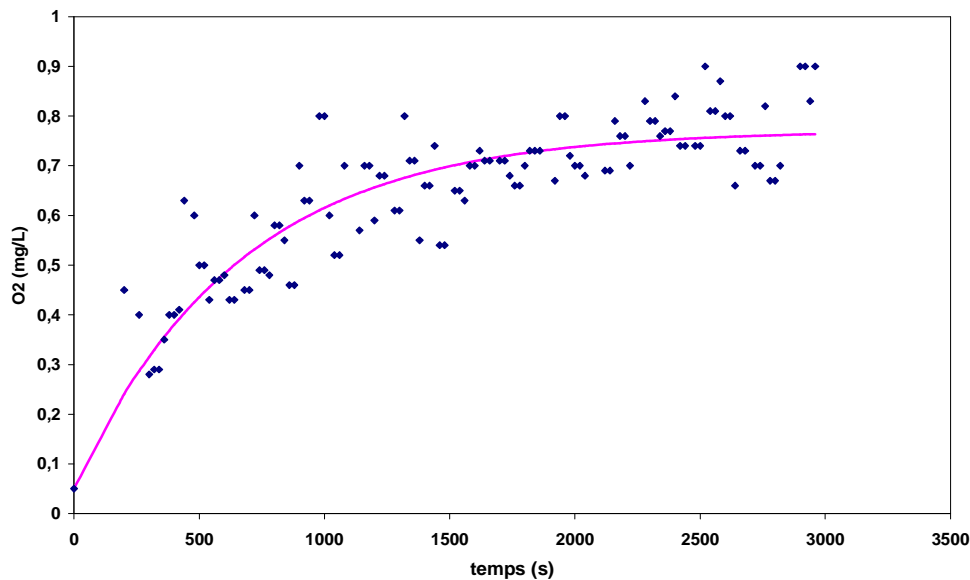


Figure 2.3.16 : Remontée d'oxygène mesurée à côté de l'aérateur

Pour calculer la constante de vitesse de remonté sur chaque zone, nous avons résolu l'équation différentielle

$$V_{remonté} \cdot (C^* - C) = \frac{dC}{dt} + r \quad \text{Equation (49)}$$

La constante de vitesse de remontée est la valeur qui fait adhérer de manière optimale les points expérimentaux à leur droite interpolée qui représente la concentration en oxygène dissous calculée. L'optimisation est faite par la méthode des moindres carrés.

$$C = C^* (1 - e^{-V_{remontée} \cdot t}) + C_0 \cdot e^{-V_{remontée} \cdot t} \quad \text{Equation (50)}$$

Cette équation n'étant valable que dans le cas d'un réacteur parfaitement mélangé, la concentration dans chaque zone est considérée comme homogène.

La concentration d'équilibre déduite à partir de la figure 2.3.16 est de 0,77 mg/l et la constante de la vitesse de remontée en ce point est de l'ordre de 5,5 h⁻¹.

La constante de la vitesse de remontée a été mesurée dans deux zones simultanément.

Zone (1) : avec l'oxymètre de la station fixé à 25m de l'aérateur (figure 2.3.17(a) à 10H30 figure 2.3.17(b) à 8H40)

Zone (2) : avec un oxymètre portatif placé à 35m de l'aérateur à 8H40. (Figure 2.3.18).

Les mesures ont été effectuées avec une profondeur d'immersion de la sonde de 40cm et à une distance de 50 cm de la paroi.

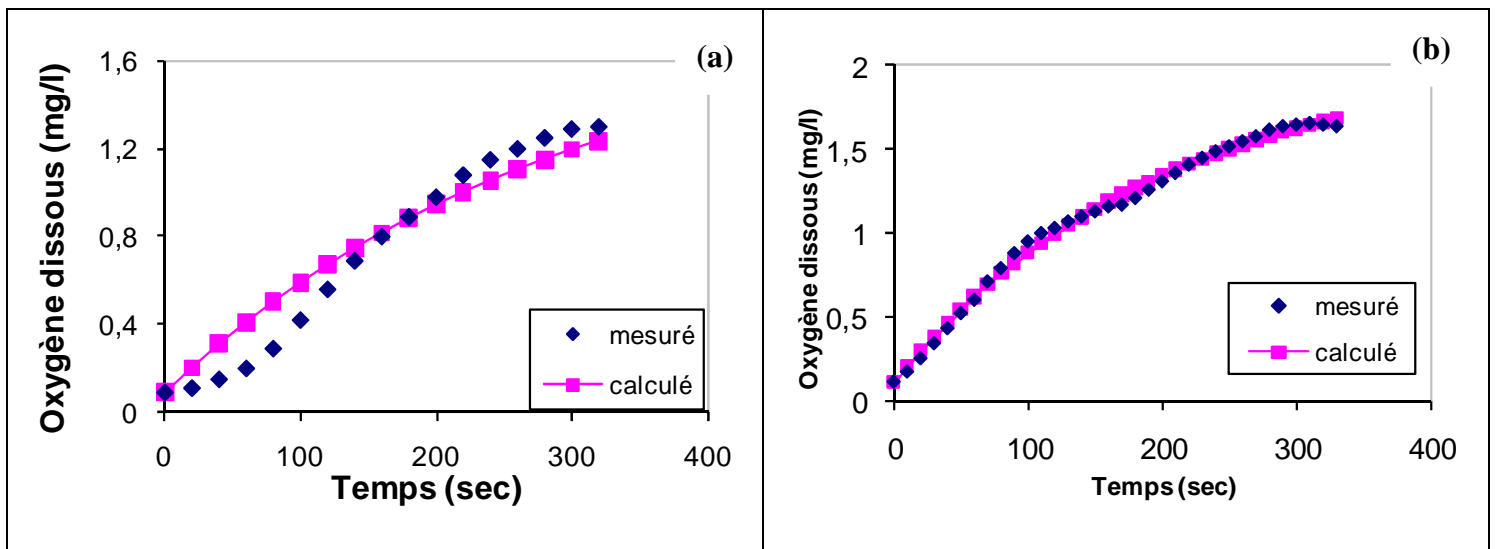


Figure 2.3.17 : Remontée d'oxygène mesurée à 25 m de l'aérateur

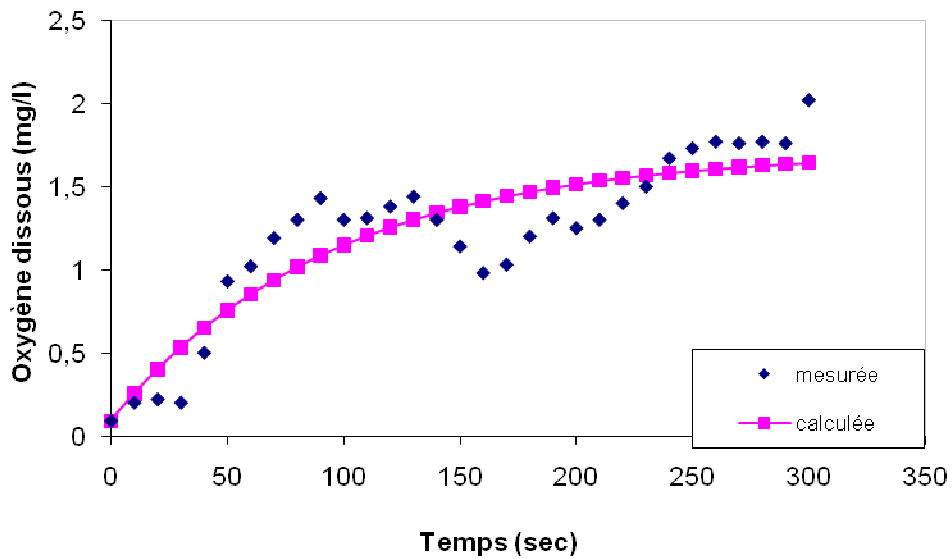


Figure 2.3.18 : remontée d'oxygène mesurée à 35 m de l'aérateur

Les constantes de vitesses de remontée calculées pour la zone (1) à 10H30, zone 1 à 8H40 et zone (2) à 8H40 sont respectivement $12,5 \text{ h}^{-1}$, $18,3 \text{ h}^{-1}$ et 38 h^{-1} . Les deux constantes vitesses de remontée d'oxygène calculées à partir des mesures effectuées au même instant de la journée et à deux positions différentes du chenal sont $12,5 \text{ h}^{-1}$ dans la zone la plus proche de l'aérateur et de l'entrée des eaux brutes et 38 h^{-1} dans une zone plus éloignée. Ceci met en évidence le fait que la consommation biologique n'est pas constante dans tout le chenal. La consommation est plus importante dans la première zone où le substrat est mis en contact avec les bactéries, puis la consommation est de moins en moins importante avec l'épuisement du substrat progressivement tout au long du chenal.

Ce qui est calculé dans cette partie n'est que la constante de vitesse de remontée d'oxygène en un point donné du chenal. dans le cas du chenal d'oxydation, et plus précisément dans le cas où un gradient de concentration d'oxygène est remarqué, l'hypothèse du mélange parfait n'est plus vraie et la résolution de l'équation ne donne plus la valeur du coefficient de transfert d'oxygène $k_L a$ qui est défini par le flux maximal transféré par l'aérateur et qui est caractéristique de ce dernier.

2.3.3 Mesure de la vitesse de circulation

La vitesse de circulation dans le chenal a été estimée par l'analyse du signal enregistré par la sonde d'oxygène. La sonde est placée dans la zone aérée à une distance d'environ 10 m de l'aérateur, à 30 cm de la paroi et à une profondeur de 30cm.



Figure 2.3.19 : Sonde d'oxygène pour la mesure en continue de la concentration d'oxygène

L'oxygène dissous est mesuré toute les 20 secondes sur une durée d'une heure et demi. Une analyse spectrale a été effectuée pour détecter la fréquence à laquelle il y a une augmentation de la concentration en oxygène périodique dû au retour d'oxygène transporté par convection. Cette fréquence d'apparition du signal nous a permis d'en déduire le temps de circulation, puis la vitesse de circulation.

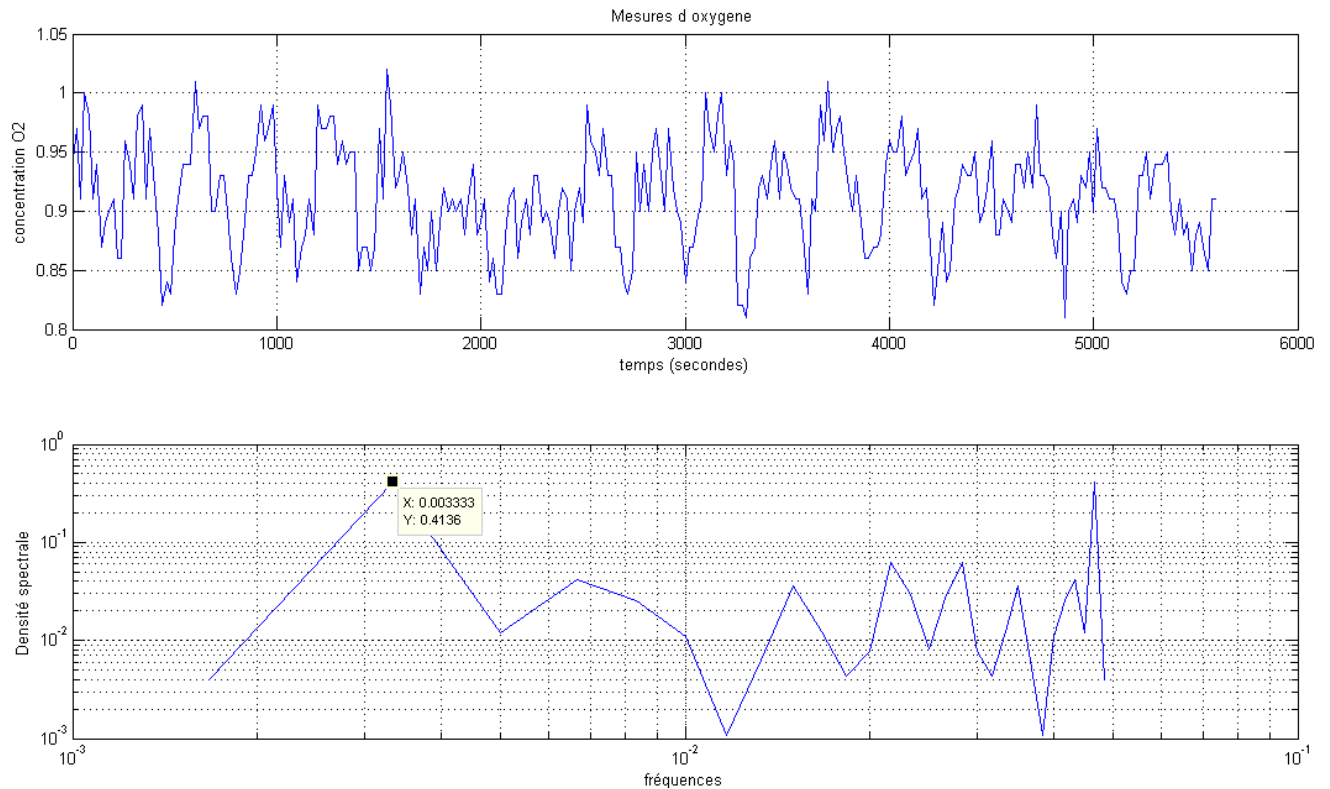


Figure 2.3.20 : Enregistrement de la concentration en oxygène dissous et analyse du signal

La fréquence la plus marquée dans la zone de haute fréquence est de l'ordre de $3,33 \cdot 10^{-3}$ Hz. Ce qui correspond à un temps de 300 secondes. La longueur développée du chenal est de 105m. Donc, la vitesse de circulation moyenne est estimée à 0,35 m/s.

2.3.4 Mesure de la pollution de la STEP Mahrès

2.3.4.1 Mesure de la matière en suspension dans le chenal

Pour la mesure de la concentration en MES et MVS de la liqueur mixte dans le chenal, nous avons pris 10 points d'échantillonnage répartis sur la longueur du chenal. Les échantillons sont moyennés sur une heure (Fig.2.3.21).

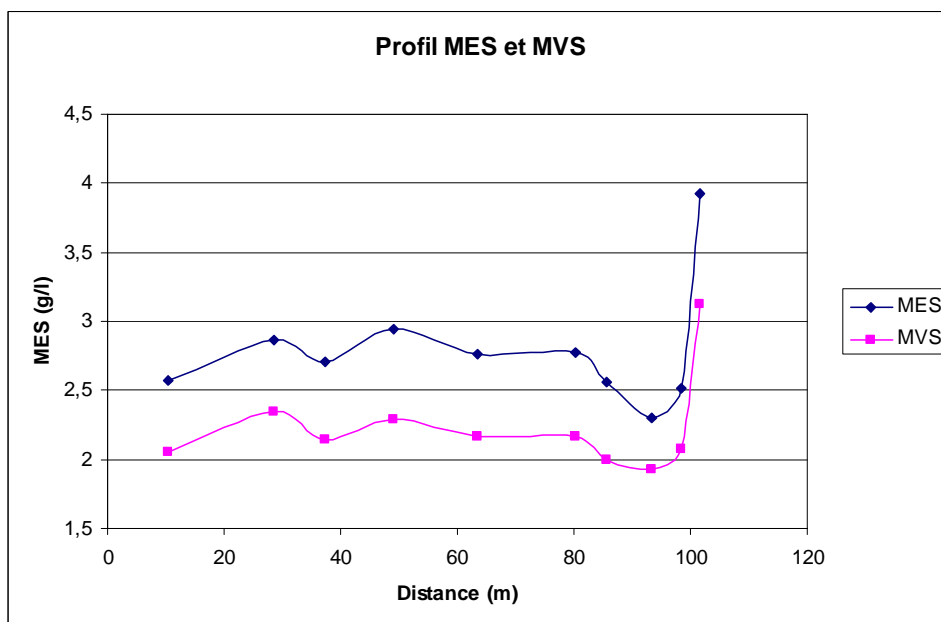


Figure 2.3.21 : profil de concentration en MES et MVS dans le chenal

La concentration moyenne de la liqueur mixte en MES est de l'ordre de 2,8 g/l. le rapport entre MVS/MES est de l'ordre de 0,75.

2.3.4.2 Mesure de la demande chimique en oxygène DCO

La pollution organique a été quantifiée en termes DCO. Cette dernière a été mesurée à l'entrée de la STEP à différent moment la journée pour pouvoir évaluer la variation de charge à l'entrée.

2.3.4.3 Mesure de l'azote

L'azote a été mesuré en termes d'azote total. Cette concentration est élevée. Elle atteint les 220 mg/l. En comparant les variations de la concentration de l'azote total à l'entrée et à la sortie, on remarque un taux d'abattement de 85%. L'azote à la sortie est de l'ordre de 30 mg/l.

2.4 Campagne de mesures intensive

La collecte des données et des mesures effectuées sur la station de Mahrès est nécessaire d'une part pour l'implémentation des paramètres dans le modèle pour la simulation numérique. D'autre part, pour la validation du modèle par la comparaison avec les résultats de simulation. Les mesures peuvent être classées en deux types. Des mesures à long terme pour la représentation des dynamiques lentes du système. C'est une validation en régime permanent et aussi caractérisation des charges que la station a subi (conditions initiales pour la simulation dynamique). Des mesures à court terme pour le calage dynamique du modèle.

La fréquence d'échantillonnage pour le calage dynamique a été fixée par Ljung 1987 à 5 fois plus rapide que le temps de séjour hydraulique sur une période 3 à 4 fois ce temps caractéristique (Temps de séjour hydraulique).

- Mesure à long terme :
 - Mesures moyennes journalières de débit et de DCO à l'entrée sur 60 jours (fiche d'exploitation)
 - Mesures du débit horaire
 - Mesures de DCO et NH_4^+ entrée pendant deux moments de la journée (pendant le moment de la journée où le débit est important et pendant le moment où il est faible)
- Mesure à court terme :
 - Mesures de NH_4^+ et NO_3^- en sortie sur 24h (échantillon de 1heure)
 - Mesures de la DCO soluble et MES en entrée et en sortie
 - Mesure du profil de O_2 , NH_4^+ et NO_3^- dans le chenal (10 point de mesures dans le chenal)

Les échantillonnages moyennés conduisent à la perte partielle de l'information lorsqu'on constate que les conditions de fonctionnement sont constamment variables. En juin 2010, une campagne intensive a été effectuée. Avant cette campagne intensive, une campagne a été faite sur une journée pour tester et identifier les caractéristiques de la station. Cette campagne a permis d'évaluer si la fréquence d'échantillonnage est suffisante pour observer les dynamiques.

Un échantillonneur automatique avec réfrigérateur incorporé (4 °C) est installé sur la station d'épuration, à la sortie du décanteur secondaire. Des échantillons ont été pris toutes les demi-heures sur l'effluent. Les échantillons ont été analysés sur les paramètres suivants via des méthodes standard : Matière en suspension (MES), azote ammoniacal ($\text{NH}_4\text{-N}$), l'azote total (N), demande chimique en oxygène totale et soluble (DCO_{tot} et DCO_{sol}). Les échantillons de l'effluent ont été analysés pour le $\text{NH}_4\text{-N}$, les nitrates ($\text{NO}_3\text{-N}$), les nitrites ($\text{NO}_2\text{-N}$) et la DCO soluble (DCO_{sol}).

2.4.1 Préparation des méthodes d'analyse des formes d'azote (NH_4^+ , NO_2^- , NO_3^-)

Les mesures des formes d'azote ont été effectuées par la méthode photométrique. C'est une méthode colorimétrique effectuée par des tubes test. Les méthodes utilisées pour chaque forme d'azote sont décrites ultérieurement.

- Mesure de NH_4^+

Méthode sans distillation, Méthode au bleu d'indophénol : en milieu alcalin et en présence de nitroprussiate qui agit comme catalyseur, les ions ammonium traités par solution de chlore et de phénol donnent du bleu d'indophénol susceptible d'un dosage spectrophotométrique. La longueur d'onde est $\lambda = 605$ nm. La gamme de mesure : 4 - 80 mg/l $\text{NH}_4\text{-N}$. L'échantillon est filtré avec un filtre 0,45 μm , puis analysé directement après son prélèvement. Le pH doit être compris entre 4 et 13, sinon l'hydroxyde de sodium ou de l'acide sulfurique est ajouté. L'exactitude d'une valeur mesurée (mg/l de $\text{NH}_4\text{-N}$) est de max ± 2 . Cette méthode est analogue à EPA 350.1, US Standard methods 4500-NH3 D et ISO 7150/1

- Mesure de nitrite NO_2^-

Dans une solution acide, les ions nitrites forment avec l'acide sulfanilique un sel de diazonium qui réagit avec le N-naphtyl-1-éthylènediamine dihydrochlorure pour donner un colorant azoïque rouge violet. Ce colorant est dosé par photométrie. La longueur d'onde utilisée est $\lambda = 550$ nm. La méthode N5/25 (gamme de mesure : 0,01 - 0,7 mg/l $\text{NO}_2\text{-N}$) présente une exactitude d'une valeur mesurée (mg/l de $\text{NO}_2\text{-N}$) de $\pm 0,009$. Cette méthode est analogue à EPA 354.1, US Standard methods 4500-NO2-BD et EN 26 777.

- Mesure de nitrate NO_3^-

Dans une solution sulfurique et phosphorique, les ions nitrates forment avec le diméthyl-2,6-phénol(DMP) le nitro -4- diméthyl-2,6-phénol qui est dosé par photométrie. La méthode N2/25 (gamme de mesure : 0,5 - 25 mg/l $\text{NO}_3\text{-N}$) est analogue à ISO 7890/1. L'exactitude d'une valeur mesurée (mg/l de $\text{NO}_3\text{-N}$) $\pm 0,5$

- Mesure de l'azote total N

Les composés azotés organiques et inorganiques sont transformés en nitrates selon la méthode de Koroleff à l'aide d'un oxydant dans un thermoréacteur. Dans une solution acidifiée avec de l'acide sulfurique et phosphorique, les nitrates forment avec le diméthyl-2,6-phénol(DMP) et le nitro -4- diméthyl-2,6-phénol qui est dosé par photométrie. La minéralisation est analogue à EN ISO 11905-1. La gamme de mesure de la méthode utilisée (Méthode 14763) est de 10-150 mg/l de N avec une exactitude d'une valeur mesurée (mg/l de $\text{NO}_3\text{-N}$) ± 6

2.4.2 Résultats de la campagne de mesure de Juin 2010

Le suivi de la dynamique de la station de Mahres a été effectué sur 10 heures de fonctionnement (entre 8h et 18h). Le débit a été enregistré en continu pendant la journée de mesure des concentrations à la sortie de la station pour pouvoir suivre la dynamique d'évolution des paramètres (figure 2.3.22).

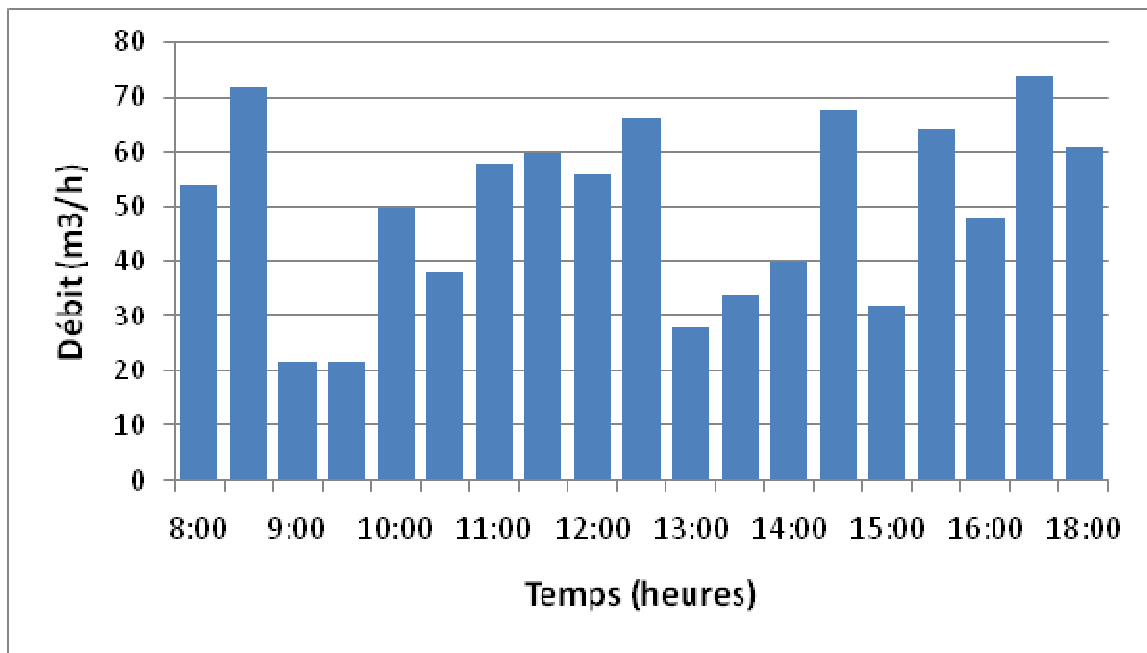


Figure 2.3.22 : Evolution horaire de débit pendant la campagne de mesures

Le débit maximal dans la journée est enregistré à 8h30 et 17h avec une valeur qui dépasse les 70 m³/h. le débit le plus faible est enregistré entre 9h et 9h30.

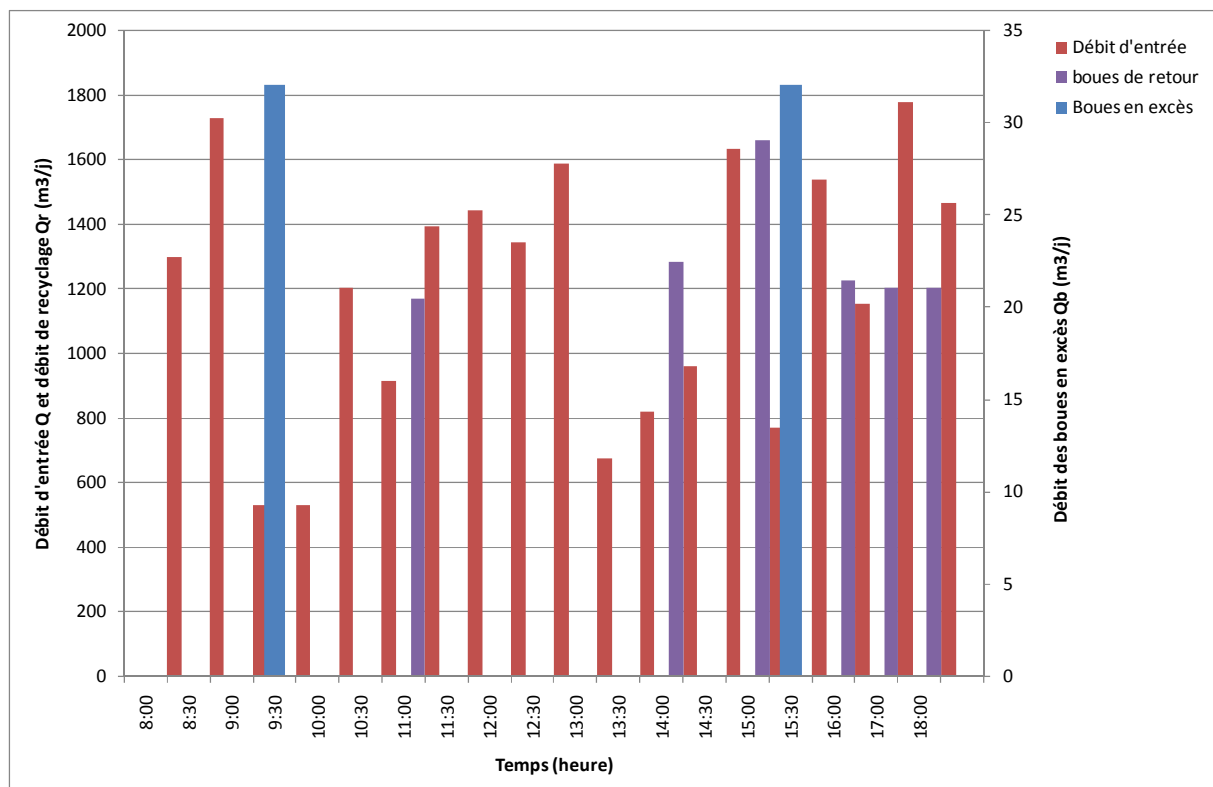


Figure 2.3.23 : Débit d'entrée Q, débit de recyclage Qr et débit des boues en excès Qb pendant la période de campagne de mesure

La figure 2.3.23 décrit le mode de recirculation et d'extraction des boues dans la STEP pendant la campagne de mesure. Le recyclage et l'extraction se font par horloge. Les boues en

excès sont purgées à 9h et à 15h avec un débit de 64 m³/j. Le recyclage moyen dans le chenal est de 526 m³/j. Les données relatives au jour de mesures sont récapitulées dans le tableau suivant.

Tableau 2.4.1 : Données relatives au jour de mesure

Débit d'entrée	Boues de retour	Boues en excès	MES à l'entrée	DCO à l'entrée
541 m ³ /j	526 m ³ /j	64 m ³ /j	500 mg/l	1117 mg/l

Nous avons effectué 10 points de mesure dans le chenal présentés par la figure 2.3.24 pour obtenir les profils des formes d'azote dans le chenal. Une mesure d'oxygène a été effectuée simultanément en chaque point. La sonde est placée à 0,3m de la paroi et 0,5m de profondeur. La mesure des profils des concentrations dans le chenal ont été effectuées de 9h à 9h30 du matin. Les profils de concentration dans le chenal sont donnés par la figure 2.3.25.

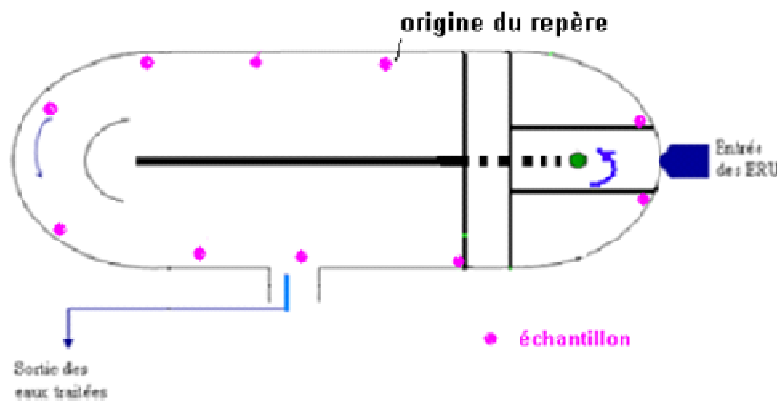


Figure 2.3.24 : Echantillonnage dans le chenal

Les échantillons prélevés ont été filtrés sur un filtre de 0,45 µm puis analysés par les méthodes déjà décrites antérieurement.

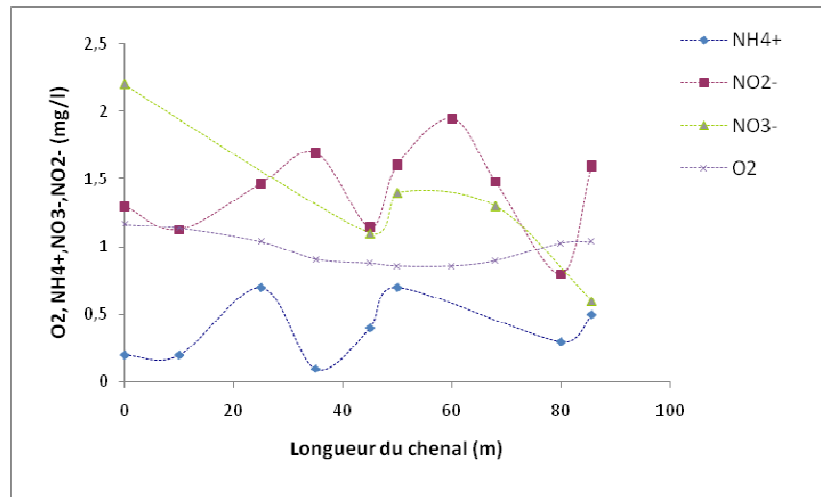


Figure 2.3.25: Profils de concentration en oxygène dissous et différentes formes d'azote dans le chenal

Nous remarquons que tout le chenal est pratiquement aéré. La concentration moyenne en oxygène est aux alentours de 1 mg/l. Ceci est expliqué par le fait que la charge est minimale à cette période de la journée. L'aérateur fonctionne en continu dans le chenal (24h/24h). Pendant cette période de la journée la dénitrification ne peut pas se dérouler. La concentration en nitrates est très faible dans le chenal ainsi que celle de l'azote ammoniacal. Les concentrations en entrée et en sortie de la station sont aussi mesurées (tableau 2.4.2).

Tableau 2.4.2 : Concentration en azote total N, NH₄⁺ et NO₃⁻ en entrée et sortie de la station

	Concentrations N (mg/l)	Concentrations NO ₃ ⁻ (mg/l)	Concentrations NH ₄ ⁺ (mg/l)
Entrée station (à 8h)	150	0,5	51,2
Sortie station (à 18h)	13	0,1	4,6

- **Mesure de NH₄⁺**

Des échantillons instantanés ont été prélevés à l'entrée et à la sortie de la station sur une journée. Les échantillons à l'entrée ont été prélevés toutes les 2 heures et dilués 2 fois. Les échantillons à la sortie ont été prélevés toutes les heures et analysés sans dilution.

Tableau 2.4.3 : Mesure de NH_4^+ à l'entrée de la station

Prise d'essai	Heure	Concentration (mg/l)
1	8:00	51,2
2	10:00	61,6
3	12:00	37
4	14:00	21,6
5	16:00	18,8

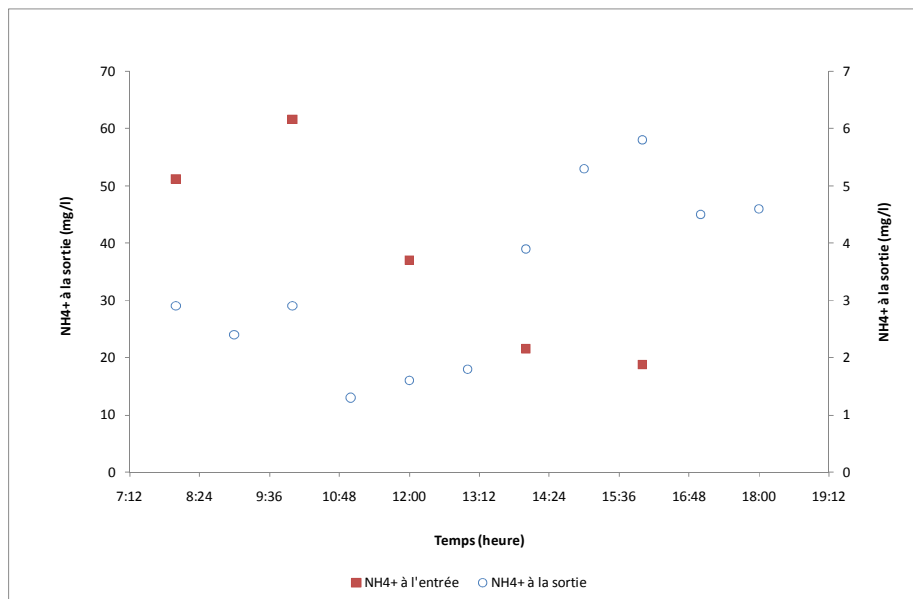


Figure 2.3.26 : Concentration de l'azote ammoniacal à l'entrée et la sortie de la STEP

- **Mesure de nitrate et nitrite**

Des échantillons instantanés ont été prélevés à la sortie de la station sur une journée. Les échantillons à la sortie ont été prélevés toutes les demi-heures et analysés après avoir été dilués 4 fois.

- **Mesure de N**

Deux échantillons instantanés ont été prélevés à l'entrée de la station sur la même journée et analysés après avoir été dilués 2 fois. Les échantillons à la sortie ont été prélevés toutes les heures sur 8 heures de la journée et analysés sans faire de dilution. La minéralisation de l'échantillon se fait par la dilution d'un facteur de 10, ajout de réactif puis chauffage pendant une heure à 120 °C dans le thermoréacteur. Après refroidissement du tube à température ambiante, on procède à l'analyse.

Tableau 2.4.4 : Mesure de l'azote total à l'entrée de la station

Prise d'essai	Heure	Concentration (mg/l de N)
1	8h	150
2	12h	152

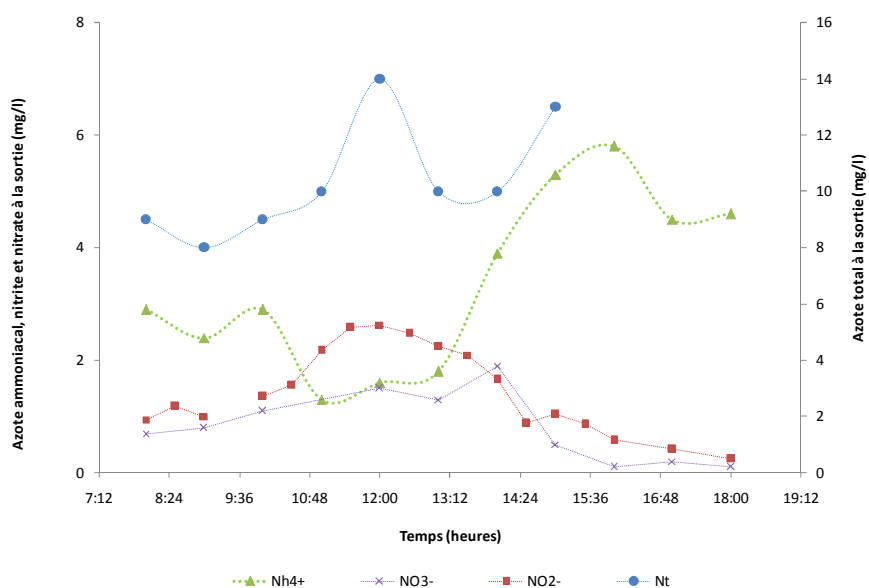


Figure 2.3.27 : Concentration des différentes formes d'azote à la sortie de la STEP

- **Mesure de demande chimique en oxygène DCO**

Des échantillons instantanés ont été prélevés à l'entrée de la station sur la même journée et analysés après avoir été dilués 2 fois. Deux analyses ont été effectuées en parallèle, l'une sur la DCO totale et la seconde sur une DCO filtrée à 0,45 µm. Ceci nous permettra de déterminer la fraction soluble de la DCO de l'affluent. Les échantillons à la sortie ont été prélevés toutes

les heures sur 11 heures de la journée puis filtrés sur un filtre de 0,45 μm . La gamme de mesure des tubes test pour analyser la DCO à la sortie est entre 15 et 300 mg/l. Ces mesures sont nécessaires pour le calage du modèle en dynamique et nous permettent aussi d'avoir un ordre de grandeur ou une valeur estimée de la DCO soluble inerte Si.

2.5 Conclusion

L'objectif de ce chapitre était tout d'abord de présenter le cas d'étude en décrivant le procédé et en évaluant les performances opératoires de la station. En deuxième partie, les mesures effectuées sur la station ont été présentées. Les mesures de débit horaire permettent de définir l'évolution horaire. Il a été constaté que cette évolution est périodique et qu'elle peut être modélisée par une fonction périodique dont nous avons identifié les paramètres. Cette identification de l'évolution du débit sera nécessaire dans les simulations ultérieures. La variation diurne du fonctionnement de la station sera tenue en compte dans les simulations dynamiques. Les mesures de la concentration en oxygène dissous dans le chenal ont permis en premier lieu de caractériser l'hétérogénéité. En deuxième lieu, l'effet de charge sur le profil d'oxygène a été mis en évidence. La combinaison des deux faits a été confirmée par les mesures de remontée d'oxygène en différent point du chenal.

Si des mesures peuvent être considérées comme des paramètres descriptifs du fonctionnement du chenal, d'autres sont aussi nécessaires pour l'implémentation des paramètres du modèle de simulation. La vitesse de circulation a été identifiée, ainsi que les concentrations de la pollution à l'entrée du chenal.

Une campagne intensive a été menée pour décrire la dynamique du système. Les résultats de cette campagne seront utilisés pour le calage des paramètres cinétiques de l'azote. Les paramètres retenus seront ensuite implémentés dans le modèle que nous développerons pour la modélisation du chenal.

Chapitre 3. : Modélisation et développement du modèle 1D

3.1 Développement et validation du modèle 1D spatio-temporel

3.1.1 Modèle 1D spatio temporel

Le but est de développer un modèle qui permet de décrire le fonctionnement des chenaux d'oxydation. La forme particulière de ce type de système fait en sorte que son hydrodynamique est assez particulière. Ces réacteurs sont des bassins biologiques où une recirculation du liquide est générée par des hélices placés dans l'axe de l'écoulement ou par les systèmes d'aération (brosses ou aérateur de surface). La forme des chenaux d'oxydation est aussi distinguée des autres types de bassin. Le rapport longueur sur largeur fait en sorte qu'il existe un gradient longitudinal d'écoulement. Généralement, la profondeur des chenaux d'oxydation varie entre 3 à 4 m sauf quelques exceptions où elle est supérieure. Les chenaux d'oxydation de grande profondeur équipés d'aération de surface sont rare parce qu'il est difficile d'y maintenir des conditions de mélange et de transfert d'oxygène (Vermande et al. 2007). Les chenaux d'oxydation sont des systèmes fermés, en boucle, avec un comportement qui peut plus ou moins s'éloigner du comportement d'un réacteur piston. Un modèle 1d spatio temporel nous permettra de simuler l'évolution spatiale des différents éléments présents dans le bassin. Cette répartition spatiale est importante pour la caractérisation des réactions dans le chenal est l'occurrence de ces dernières. La variabilité temporelle est aussi prédite par le modèle développé et nous permet de mettre en évidence les différentes échelles de temps présentes dans le système. Ces échelles de temps sont en lien avec le temps de transfert d'oxygène, le temps de circulation, les réactions biologiques ayant lieu... il a été montré dans des études antérieures l'effet de l'hydrodynamique sur les performances épuratoire du système ((Metcalf and Eddy, 2002). Jusqu'à nos jours, les chenaux d'oxydation sont dimensionnés en se basant sur le temps de séjour moyen. Il existe très peu de corrélations pour prédire le fonctionnement hydrodynamique de ces systèmes malgré l'influence considérable de ce paramètre sur le traitement de la pollution. Des mesures obtenues sur deux stations d'épuration à boues activées de type chenal ayant le même temps de séjour hydraulique de 1,75 heures mais ayant des nombres de Peclet différents 16 et 1,7 ont montré

que le rendement d'élimination de la DCO diffère de 35% entre le premier chenal et le deuxième.

Dans cette partie du rapport, nous allons, en premier lieu, expliciter le principe du modèle utilisé, la formulation des équations et les conditions limites du problème. Puis la validation du modèle sur un chenal d'oxydation pilote. Nous allons ensuite décrire l'influence des différents paramètres sur l'évolution de l'oxygène. La notion l'indice d'uniformité sera introduite pour mettre en évidence l'effet de l'hydrodynamique sur la distribution spatiale des composants dans le chenal.

3.1.1.1 Principe du modèle

3.1.1.1.1 *Modèle piston à dispersion axiale*

Le modèle consiste à superposer à l'écoulement piston une dispersion dans le sens de l'écoulement, due aux fluctuations locales de la composante axiale de la vitesse. La dispersion axiale est exprimée par un coefficient de dispersion E sous la forme d'une équation analogue à la loi de diffusion de Fick. Ce coefficient de dispersion est la résultante de la diffusion moléculaire, la diffusion turbulente et la dispersion spatiale (Cockx et al., 2001). Pour les faibles vitesses, E résulte d'une combinaison des effets dispersifs, dus à la convection, et de la diffusion moléculaire. Pour les écoulements de convection forte, comme celui étudié dans le présent travail, la contribution de la diffusion moléculaire devient négligeable quand le peclet est supérieur à 10. Les variations de la concentration C supposée constante sur toute la section du réacteur (dispersion radiale négligeable), en fonction du temps t, et de la coordonnée spatiale dans le sens de l'écoulement x, sont décrites par l'équation suivante:

$$\frac{\partial C}{\partial t} = E \cdot \frac{\partial^2 C}{\partial x^2} - U_c \cdot \frac{\partial C}{\partial x} \quad \text{Equation (51)}$$

Où U_c est la vitesse moyenne d'écoulement

Les deux paramètres caractéristiques du modèle piston avec dispersion axiale sont la vitesse d'écoulement U_c et le coefficient de dispersion axiale E.

3.1.1.1.2 Mise en équation du système

Pour décrire le fonctionnement du chenal d'oxydation, nous avons couplé l'hydrodynamique aux réactions biologiques. Sachant que le chenal est destiné à la dégradation des hydrates de carbone et éventuellement la nitrification-dénitrification de l'azote, le modèle biologique doit pouvoir décrire la cinétique de ces différentes réactions biologiques. Pour tenir compte de l'ensemble des processus de la dégradation du carbone et de transformation de l'azote, le modèle ASM1 a été retenu. Ce modèle compte douze variables d'état en négligeant l'évolution de l'alcalinité du milieu. Huit processus sont définis (matrice ASM1 présentée ci dessous). Les paramètres du modèle ASM1 et leur nomenclature est décrite dans l'annexe 1. Le terme de réaction $r_i = \sum v_{j,i} \cdot \rho_j$ est introduit comme terme source dans l'équation de transport. Les paramètres cinétiques sont explicités dans le tableau A1-3 de l'annexe 1. L'apport d'oxygène est modélisé par le terme d'apport en oxygène basé sur le coefficient de transfert volumique $K_L a$. Le système d'équation à résoudre est le suivant

$$\left\{ \begin{array}{l} \frac{\partial S_o}{\partial t} + U \frac{\partial S_o}{\partial x} = E \frac{\partial^2 S_o}{\partial x^2} + k_l a (C_s - S_o) + r_{o_2} \end{array} \right. \text{Equation (52)}$$

$$\left\{ \begin{array}{l} \frac{\partial S_s}{\partial t} + U \frac{\partial S_s}{\partial x} = E \frac{\partial^2 S_s}{\partial x^2} + r_{S_s} \end{array} \right. \text{Equation (53)}$$

$$\left\{ \begin{array}{l} \frac{\partial X_{bh}}{\partial t} + U \frac{\partial X_{bh}}{\partial x} = E \frac{\partial^2 X_{bh}}{\partial x^2} + r_{X_{bh}} \end{array} \right. \text{Equation (54)}$$

$$\left\{ \begin{array}{l} \frac{\partial X_{ba}}{\partial t} + U \frac{\partial X_{ba}}{\partial x} = E \frac{\partial^2 X_{ba}}{\partial x^2} + r_{X_{ba}} \end{array} \right. \text{Equation (55)}$$

$$\left\{ \begin{array}{l} \frac{\partial S_{nh}}{\partial t} + U \frac{\partial S_{nh}}{\partial x} = E \frac{\partial^2 S_{nh}}{\partial x^2} + r_{S_{nh}} \end{array} \right. \text{Equation (56)}$$

$$\left\{ \begin{array}{l} \frac{\partial S_{no}}{\partial t} + U \frac{\partial S_{no}}{\partial x} = E \frac{\partial^2 S_{no}}{\partial x^2} + r_{S_{no}} \end{array} \right. \text{Equation (57)}$$

$$\left\{ \begin{array}{l} \frac{\partial X_s}{\partial t} + U \frac{\partial X_s}{\partial x} = E \frac{\partial^2 X_s}{\partial x^2} + r_{X_s} \end{array} \right. \text{Equation (58)}$$

$$\left\{ \begin{array}{l} \frac{\partial X_i}{\partial t} + U \frac{\partial X_i}{\partial x} = E \frac{\partial^2 X_i}{\partial x^2} \end{array} \right. \text{Equation (59)}$$

$$\left\{ \begin{array}{l} \frac{\partial S_i}{\partial t} + U \frac{\partial S_i}{\partial x} = E \frac{\partial^2 S_i}{\partial x^2} \end{array} \right. \text{Equation (60)}$$

$$\left\{ \begin{array}{l} \frac{\partial X_{nd}}{\partial t} + U \frac{\partial X_{nd}}{\partial x} = E \frac{\partial^2 X_{nd}}{\partial x^2} + r_{X_{nd}} \end{array} \right. \text{Equation (61)}$$

$$\left\{ \begin{array}{l} \frac{\partial X_p}{\partial t} + U \frac{\partial X_p}{\partial x} = E \frac{\partial^2 X_p}{\partial x^2} + r_{X_p} \end{array} \right. \text{Equation (62)}$$

$$\left\{ \begin{array}{l} \frac{\partial S_{nd}}{\partial t} + U \frac{\partial S_{nd}}{\partial x} = E \frac{\partial^2 S_{nd}}{\partial x^2} + r_{S_{nd}} \end{array} \right. \text{Equation (63)}$$

Le terme source représente la vitesse de réaction de chaque variable décrite par le modèle ASM1. Ces termes de réaction sont explicités pas la représentation matricielle suivante :

		i	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	Process
j		v_{ij}	S_I	S_S	X_I	X_S	$X_{B,H}$	$X_{B,A}$	X_P	S_O	S_{NO}	S_{NH}	S_{ND}	X_{ND}	rate
1	Aerobic growth of heterotrophic bacteria			$-\frac{1}{Y_H}$			I			$-\frac{(1-Y_H)}{Y_H}$		$-i_{XB}$			ρ_1
2	anoxic growth of heterotrophic bacteria			$-\frac{1}{Y_H}$			I			$-\frac{(1-Y_H)}{2.86Y_H}$		$-i_{XB}$			ρ_2
3	Aerobic growth of autotrophic bacteria							I		$-\frac{a_{O_2}}{Y_A}$	$\frac{1}{Y_A}$	$-i_{XB} - \frac{1}{Y_A}$			ρ_3
4	Decay of heterotrophic bacteria					$I \cdot f_p$	$-I$		f_p	$I \cdot f_p$				$i_{XB} \cdot f_p \cdot i_{XP}$	ρ_4
5	Decay of autotrophic bacteria					$I \cdot f_p$		$-I$	f_p					$i_{XB} \cdot f_p \cdot i_{XP}$	ρ_5
6	ammonification of soluble organic nitrogen											I	$-I$		ρ_6
7	Hydrolysis of particulate organic carbon			I		$-I$									ρ_7
8	Hydrolysis of particulate organic nitrogen												I	$-I$	ρ_8

Les processus biologiques sont explicités dans ce qui suit :

<p>$\rho_1 \quad \mu_{mH} \frac{S_S}{S_S + K_S} \frac{S_O}{S_O + K_{OH}} X_{B,H}$</p> <p>$\rho_2 \quad \mu_{mH} \frac{S_S}{S_S + K_S} \frac{K_{OH}}{K_{OH} + S_O} \frac{S_{NO}}{S_{NO} + K_{NO}} \eta_g X_{B,H}$</p> <p>$\rho_3 \quad \mu_{mA} \frac{S_{NH}}{S_{NH} + K_{NH}} \frac{S_O}{S_O + K_{OA}} X_{B,A}$</p> <p>$\rho_4 \quad b_H X_{B,H}$</p>	<p>$\rho_5 \quad b_A X_{B,A}$</p> <p>$\rho_6 \quad k_a S_{ND} X_{B,H}$</p> <p>$\rho_7 \quad k_H \frac{X_S / X_{B,H}}{X_S / X_{B,H} + K_X} \left[\frac{S_O}{S_O + K_{OH}} + \eta_h \frac{K_{OH}}{K_{OH} + S_O} \frac{S_{NO}}{S_{NO} + K_{NO}} \right] X_{B,H}$</p> <p>$\rho_8 \quad \rho_7 (X_{ND} / X_S)$</p>
---------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------	------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------

3.1.1.1.3 Adimensionalisation des équations

Le temps est adimensionnalisé en se référant au temps de circulation du système t_c qui est défini par le rapport de la longueur développée du chenal par la vitesse de circulation ou vitesse moyenne d'écoulement.

$$\bar{t} = \frac{t}{L/U_c} \quad \text{Equation (64)}$$

L'échelle spatiale est adimensionalisée par la longueur caractéristique de l'écoulement, la longueur du chenal L .

$$\bar{x} = \frac{x}{L} \quad \text{Equation (65)}$$

L'adimensionalisation fait apparaître des nombres adimensionnels qui nous permettent d'analyser les différentes échelles caractéristiques du système.

Le nombre de Peclet Pe apparaît dans l'équation $Pe = \frac{Uc \cdot L}{E}$. Ce nombre est une longueur caractéristique qui représente le rapport entre la convection et la dispersion et qui est un paramètre très important que ce soit du point de vue physique ou numérique. Du point de vue numérique, ce nombre adimensionnel imposera le schéma de discrétisation des équations du système.

Un nombre adimensionnel représentant le rapport entre le temps de transfert et le temps de circulation apparaît $k_L a \cdot \frac{L}{Uc}$.

Le rapport entre la cinétique biologique et le temps de circulation $\mu_{\max} \cdot \frac{L}{Uc}$ est appelé nombre de Damkhöler. Ce nombre sans dimension est utilisé en génie chimique pour trouver une relation entre l'échelle de temps de la réaction et l'échelle de temps de l'écoulement (représentant la durée de la réaction).

3.1.2 Discrétisation et conditions aux limites

La présence du terme source, qui exprime les cinétiques biologiques, fait que la résolution analytique des équations différentielles est impossible vu la forte non linéarité du système. Le recours à des méthodes numériques est la solution adoptée par plusieurs chercheurs visant le couplage entre le modèle hydraulique et le modèle biologique. Parmi ces méthodes, nous pouvons citer la méthode des différences finies. Nous avons choisit de discrétiser nos équations dans l'espace par la méthode de différence finie avec un pas d'espace Δx fixe.

$$\Delta x = \frac{L}{n} \quad \text{Equation (66)}$$

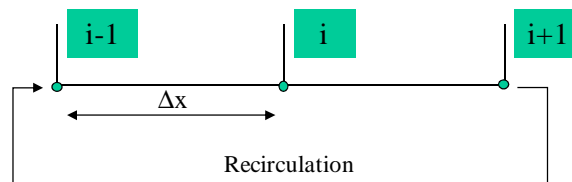
Avec L : la longueur du chenal, n le nombre de point de résolution dans l'espace

La discrétisation dans le temps se fait aussi avec un pas de temps fixe Δt

$$\Delta t = \frac{T}{N} \quad \text{Equation (67)}$$

Avec T : le temps, N le nombre de point de résolution dans le temps

Le chenal est subdivisé en volumes de contrôle qui représentent des volumes élémentaires où dans chacun la dispersion, la convection et la cinétique de réaction sont considérés uniformes. La conservation du bilan massique est assurée dans chaque volume. Les entrées sorties sont ajoutées aux volumes correspondants à l'entrée et sortie du chenal. En considérant l'hétérogénéité au sein du chenal (Zone anoxie et zone aérée), le terme de transfert est introduit dans le volume aéré. Les conditions aux limites dans le chenal sont périodiques. En effet, pour considérer la recirculation dans le chenal, les équations sont programmées en boucle. Le flux de concentration de la dernière maille est injecté dans la première.



La condition aux limites est $Q_n \cdot C_n = Q_1 \cdot C_1$ ce qui assure la continuité du flux dans le chenal. La concentration des différentes composantes présentes dans le chenal obéit à l'équation 6. L'entrée et sortie correspondent respectivement à ce qui entre et ce qui sort en termes de flux dans chaque volume de contrôle.

$$\frac{\partial C}{\partial t} + U_c \cdot \frac{\partial C}{\partial x} = E \cdot \frac{\partial^2 C}{\partial x^2} + R_c + Entrée - Sortie \quad \text{Equation (68)}$$

C : Concentration du composant (variable d'état du modèle ASM1)

U_c : vitesse de circulation en m/s

E : coefficient de dispersion en m^2/s

R_c : réaction biologique relative au composant C du modèle ASM1

L'entrée correspond à l'arrivée de l'affluent dans la maille concernée et la sortie correspond au flux sortant vers le décanteur. Ce dernier est considéré comme un simple séparateur physique et le retour de boues se fait aussi dans la maille d'entrée avec l'affluent. L'oxygène est injecté dans les mailles aérées. Le flux d'oxygène dans chaque maille aérée est calculé à partir du coefficient de transfert d'oxygène global $k_L a$ sur le volume total du chenal. Le flux d'oxygène est donné par l'équation suivante

$$\text{FluxO}_2 = k_L a \cdot (C_s - C) \cdot V \quad \text{Equation (69)}$$

3.1.2.1 Test sur le maillage

Dans le but d'affûter l'outil de simulation que nous avons développé, nous avons testé la sensibilité du modèle à différents paramètres (numérique et limitation de substrat). Nous

avons débuté avec un cas simple pour la résolution du problème d'un système d'équation convection dispersion 1D. Pour cela, un réacteur tubulaire a été considéré avec les conditions limite de Danckwert. Uniquement deux substrats (oxygène et DCO soluble) ont été modélisés en se basant sur le concept de Monod. La résolution du système d'équation a été faite en régime permanent par le moyen d'un outil d'optimisation dans Matlab (fsolve). Les conditions aux limites de Danckwert sont les suivantes :

$$\left\{ \begin{array}{l} E \cdot \frac{\partial C}{\partial x} = U \cdot (C - C_o) \quad \text{à } x = 0 \\ \frac{\partial C}{\partial x} = 0 \quad \text{à } x = L \end{array} \right. \quad \text{Equation (70)}$$

$$\left\{ \begin{array}{l} \frac{\partial C}{\partial x} = 0 \quad \text{à } x = L \end{array} \right. \quad \text{Equation (71)}$$

Le test sur le maillage a été fait en fonction du nombre de Peclet Pe. Les simulations ont été effectuées d'abord pour un Pe entre 1 et 10. Le fonctionnement du réacteur peut être assimilé à une série de réacteurs parfaitement mélangés. La dispersion est importante, le mélange important et donc les concentrations sont étalées. Dans ce cas, le raffinement du maillage n'est pas nécessaire. La solution peut être obtenue pour un nombre de maille faible (fig 3.1.1). Le cas d'un Pe très élevé peut être utilisé pour considérer une pure convection des concentrations et pouvoir montrer l'influence du maillage pour ce cas de simulation. Les gradients de concentration sont importants ce qui nécessite un maillage plus fin pour détecter le front de concentration. (Fig 3.1.2)

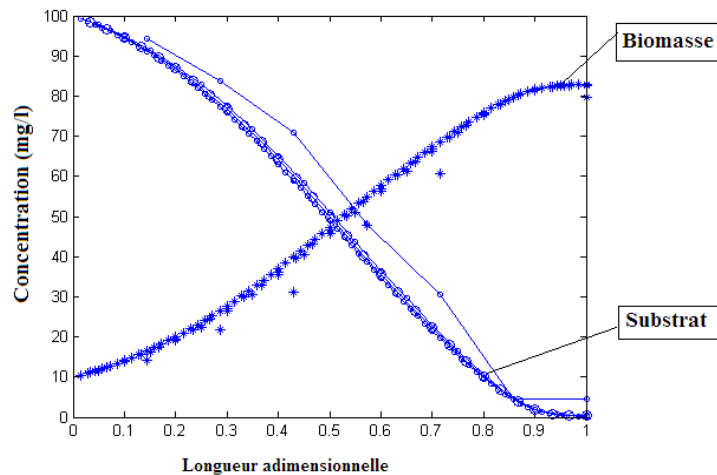


Figure 3.1.1 : Solution dans le cas d'un Peclet Pe = 10, maillage allant de n=9 à 70

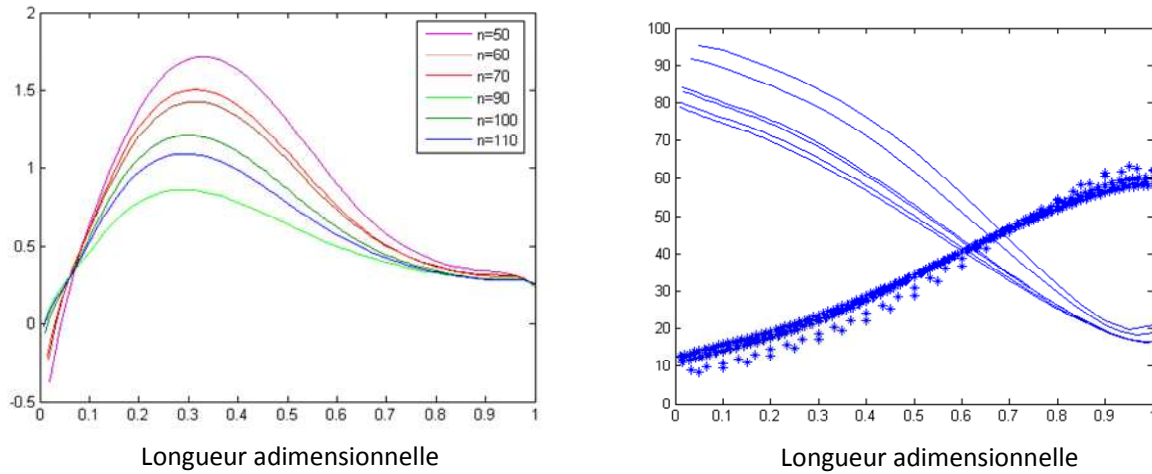


Figure 3.1.2 : Solution en régime permanent; Concentration en oxygène dissous (a), concentration en substrat (*) et en biomasse (*) (b) ($Pe = 100$)

3.1.2.2 Tests de la limitation sur la croissance de la biomasse

3.1.2.2.1 Tests sur l'effet du rapport S_0/K_s

Les simulations ont été faites avec un nombre de Peclet fixé à 10, un taux de croissance $\mu_{\max} = Uc/L (=0.25)$ et oxygène non limitant ($k_{La} = 100 \text{ s}^{-1}$). Les cas de simulations sont les suivants:

- $\frac{S_0}{K_s} = 50 \Rightarrow \frac{S}{S + K_s} = 0.98$ pas de limitation sur le substrat Equation (72)
- $\frac{S_0}{K_s} = 5 \Rightarrow \frac{S}{S + K_s} = 0.83$ limitation de 83% sur la croissance de la biomasse. Eq (73)
- $\frac{S_0}{K_s} = 1 \Rightarrow \frac{S}{S + K_s} = 0.5$ limitation de 50% sur la croissance de la biomasse Eq (74)
- $\frac{S_0}{K_s} = 0.5 \Rightarrow \frac{S}{S + K_s} = 0.33$ limitation de 33% sur la croissance de la biomasse Eq (75)

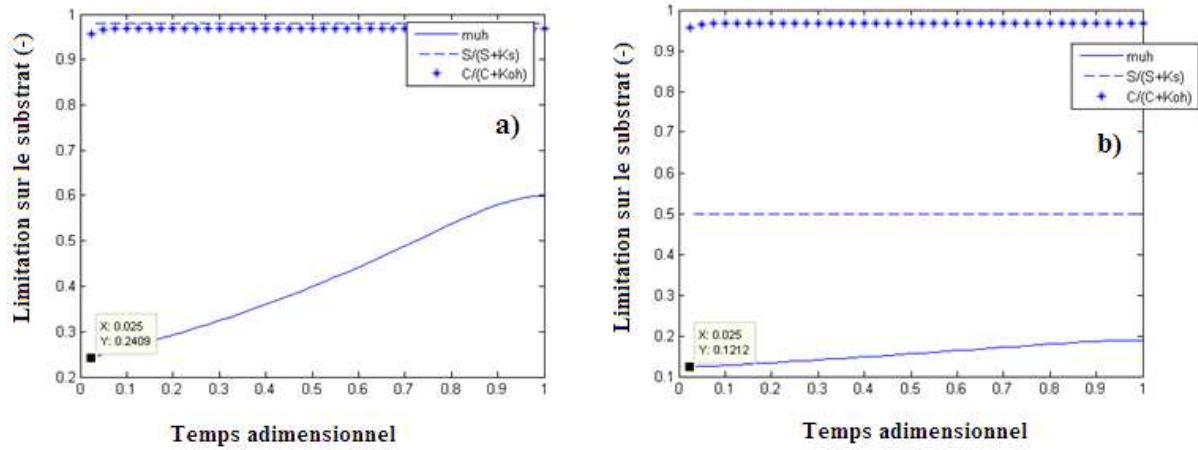


Figure3.1.3 : Test de la limitation en substrat sur la croissance hétérotrophes a) pas de limitation b) limitation 50%

3.1.2.2.2 Tests sur l'effet du rapport C/K_{oh}

L'effet de la concentration en oxygène sur la croissance de la biomasse a été testé en faisant varier le rapport entre la concentration en oxygène et la concentration de demi-saturation C/K_{Oh} . Les simulations ont été faites avec un nombre de Peclet fixé à 10 et un taux de croissance $\mu_{max} = U_c/L (=0.25)$. Des croissances limitées et non limitées par le substrat ont été considérées pour mettre en évidence l'effet de la limitation par la disponibilité de l'oxygène.

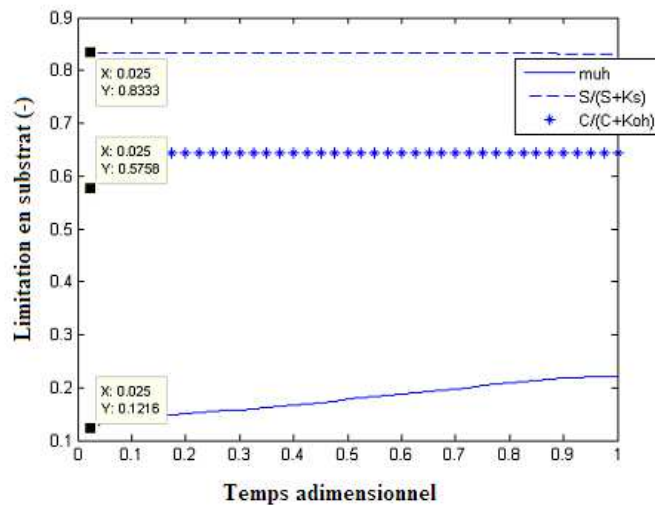


Figure 3.1.4 : Test de limitation partielle : limitation en substrat 83%, limitation en oxygène 58%

Le test sur la croissance biologique nous a permis d'étudier la sensibilité du modèle et sa capacité à décrire différentes conditions de croissance biologique.

La figure 62 représente l'évolution du taux de croissance des hétérotrophes en considérant une limitation en substrat facilement biodégradable de 83% et une limitation en oxygène de 58%. Les valeurs simulées sont indiquées sur le graphique (fig 3.1.4). Cette limitation double sur le substrat induit une diminution de 48% sur le taux de croissance de la biomasse μ_H . la biomasse croît avec une valeur de $0,12 \text{ j}^{-1}$.

3.1.2.3 Les schémas numériques

La discrétisation par différence fini consiste en une approximation des termes de dispersion et de convection de l'équation de transport. Le terme de dispersion ne pose aucune difficulté au niveau du choix de la méthode d'interpolation. Il est directement donné par l'approximation suivante

$$\frac{\partial^2 C}{\partial x^2} \approx \frac{C_{i-1} - 2C_i + C_{i+1}}{\Delta x^2} \quad \text{Equation (76)}$$

La difficulté réside dans l'approximation du terme de convection qui conditionne la raideur du système et l'existence ou non de front de concentration.

Il y a plusieurs méthodes pour interpoler le gradient $\frac{\partial C}{\partial x}$. Le schéma centré adopte l'hypothèse que la variation de C est linéaire entre chaque nœud. Mais ce schéma n'est acceptable que si la dispersion domine la convection. Le schéma amont (upwind) suppose que la valeur de C à l'interface est égale au nœud amont, mais n'est fiable que dans le cas où la convection est prédominante. L'un des schémas les plus utilisés est le schéma Quadratic Upwind Interpolation for Convection Kinematic (QUICK ; Leonard 1979). Alhumaizi (2004) a comparé plusieurs schémas de différences finies utilisés pour la résolution de l'équation convection-diffusion-réaction 1D. Cette comparaison prouve que les schémas de résolution FCT (flux-corrected transport), MUSCL (monotone upstream scheme for conservation laws) WENO (weighted essentially non-oscillatory) et QUICK sont plus efficaces que les schémas de différences finies de premier et second ordre pour détecter le front de concentration surtout pour les cas utilisant un nombre limité de point de discrétisation. Superbee flux corrector s'est avéré le schéma le plus approprié pour simuler un gradient important de concentration dans un réacteur. Stamou (1992) a aussi testé plusieurs schémas de discrétisation. Il s'est avéré, d'après cette étude, que le schéma centré présente un problème de stabilité numérique mais

plus précis que le schéma décentré amont qui présente une diffusion numérique. Les deux schémas ont été testés sur quatre cas en régime permanent et en régime dynamique. Le schéma centré semble bien simuler les cas en régime permanent, mais présente une diffusion numérique et des oscillations dans la simulation en transitoire. Il est apparu que le schéma QUICK et QUICKEST donne de meilleurs résultats aussi bien en régime permanent qu'en régime transitoire. Les figures 3.1.5a et 3.1.5b représentent les erreurs calculées pour les différents schémas utilisés par Stamou (1992).

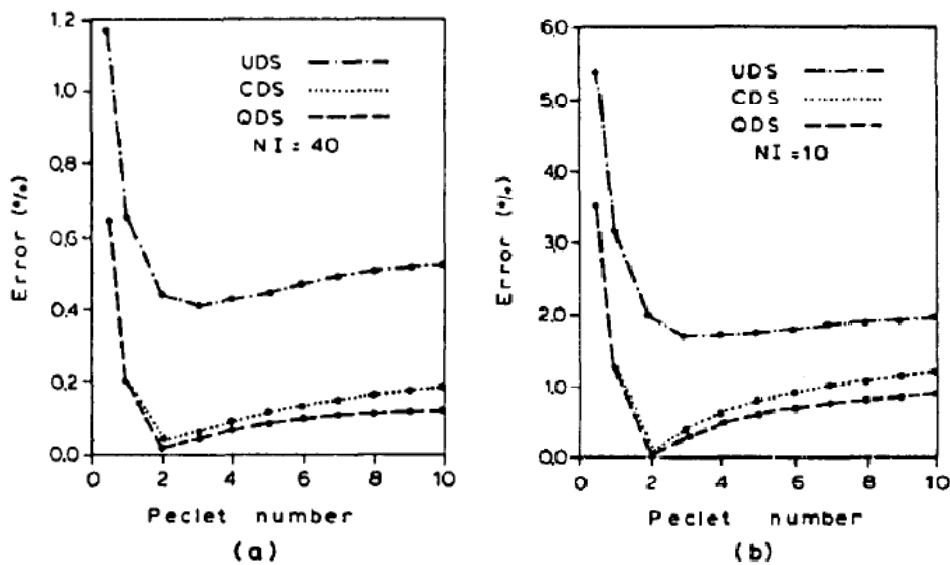


Figure 3.1.5 : Erreurs calculées pour le schéma décentré amont UDS, schéma centré CDS et schéma QUICK QDS en fonction du nombre de Peclet Pe. a) N=40 b) N=10 (Stamou, 1992)

La résolution numérique de l'équation de convection dispersion a été traitée par plusieurs auteurs. En particulier, dans le cas des réacteurs tubulaires. Avec un terme source non linéaire La solution exacte d'une telle équation n'existe pas. La comparaison des différents schémas de discrétisation a été faite par Alhumaizi (2004) sur la base de la solution numérique la plus précise donnée par le schéma décentré amont du 1^{er} ordre.

Pour un premier test du modèle, un réacteur tubulaire a été considéré avec une réaction du 1^{er} ordre. La solution numérique donnée par le modèle a été comparée avec la solution exacte de l'équation convection diffusion en régime permanent avec une réaction du premier ordre

$$U_c \cdot \frac{\partial C}{\partial x} = E \cdot \frac{\partial^2 C}{\partial x^2} - kC \quad \text{Equation (77)}$$

La solution exacte C_{exact} est donnée par l'équation suivante

$$C_{exact} = C_o \cdot \exp(0.5Uc / E \cdot (1 - \sqrt{1 + 4 * kE / U_c^2}) \cdot x) \quad \text{Equation (78)}$$

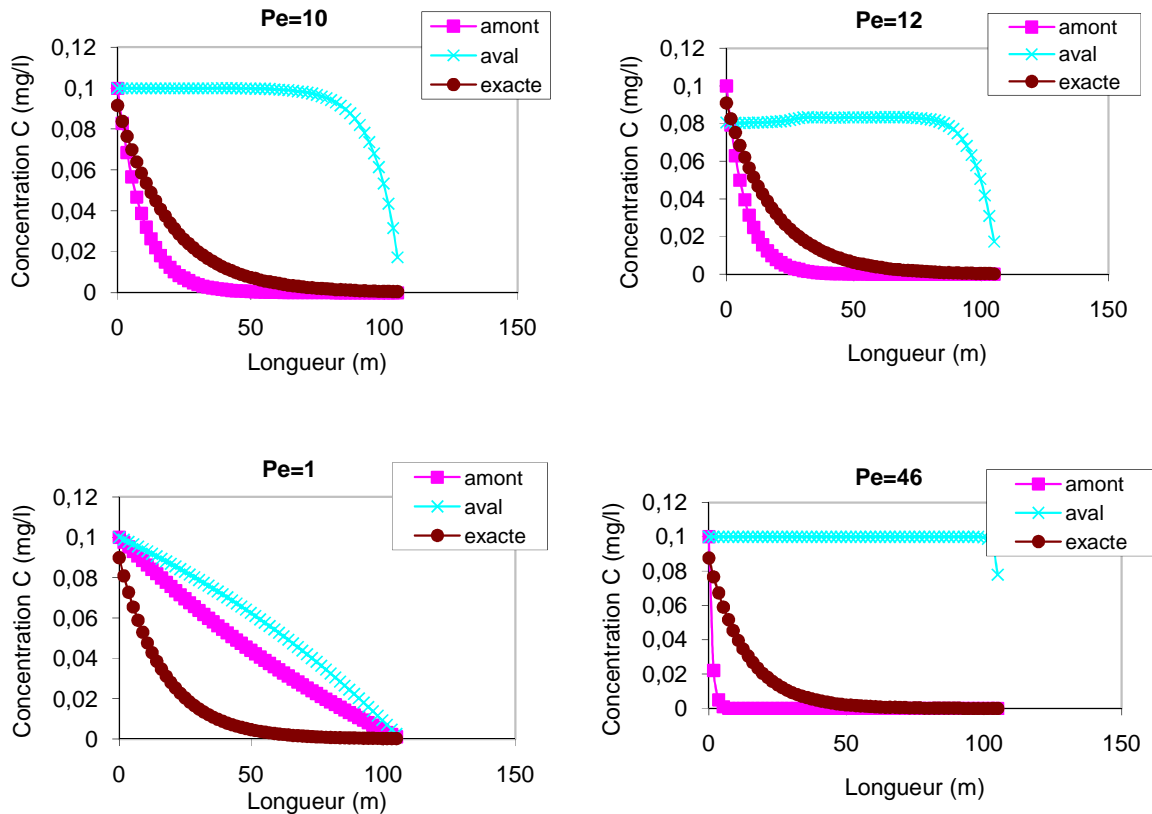


Figure 3.1.6 : Comparaison de la solution exacte avec la solution numérique pour les deux schémas de discrétisation amont et aval pour 4 Peclet différents

Le schéma décentré amont semble le mieux approcher la solution exacte sauf dans le cas d'un Peclet élevé ou un Peclet faible. Ce résultat a été aussi confirmé par Stamou (1992). L'erreur calculée entre la solution théorique de l'équation convection diffusion en régime permanent avec réaction du premier ordre et la solution donnée par les différents schémas numériques est importante dans le cas de faible Peclet et augmente avec le nombre de Peclet $Pe > 2$. La conclusion que nous avons pu tirer des études antérieures est que le choix du schéma de discrétisation dépend de la nature de l'écoulement. En se basant sur la grandeur du nombre de Peclet, si $-2 < Pe < 2$, la convection est faible et le mode « différence centrale » est utilisé. Pour des valeurs plus grandes de Pe , la convection est importante et l'emporte sur la diffusion; on utilise alors le mode « amont » sans diffusion. »

Mais ceci dit, ces conclusions sont appliquées pour le cas d'un réacteur tubulaire. Notre cas présente une recirculation, donc une perturbation de la condition sur le nœud amont. Nous avons testé alors plusieurs schémas (tableau 3.1.1) pour faire ensuite la comparaison.

Tableau 3.1.1 : Schémas numériques testés

Schémas de premier ordre	
$\frac{\partial C}{\partial x} \approx \frac{C_i - C_{i-1}}{\Delta x}$	Schéma décentré amont
Schémas de second ordre	
$\frac{\partial C}{\partial x} \approx \frac{C_{i+1} - C_{i-1}}{2\Delta x}$	Schéma centré
$\frac{\partial C}{\partial x} \approx \frac{C_{i+1} - C_{i-1}}{2\Delta x} + \frac{C_{i-2} - 3C_{i-1} + 3C_i - C_{i+1}}{8\Delta x}$	Schéma QUICK
$\frac{\partial C}{\partial x} \approx \frac{3C_i - 4C_{i-1} + C_{i-2}}{2\Delta x}$	Schéma décentré amont 2 ^{ème} ordre

3.1.2.3.1 Test sur les schémas numériques

Un premier test a été effectué sur la sensibilité du modèle développé en considérant l'équation convection diffusion en régime permanent avec réaction du premier ordre et les conditions aux limites pour un réacteur tubulaire (ouvert à la sortie). Les schémas testés pour ce cas étaient des schémas de premier ordre (décentré amont et aval). Le test de schémas de second ordre QUICK et centré a été effectué sur le modèle développé final. Les cinétiques du modèle ASM1 sont intégrées ainsi que les conditions aux limites de recirculation.

Une première comparaison en fonction du nombre de Peclet Pe a été faite entre le schéma décentré amont 1^{er} ordre et le schéma centré. Il s'avère que le choix du schéma de discrétisation dépend de la nature de l'écoulement :

- Si la convection est dominante (Pe élevé), l'interpolation se fait en adoptant la valeur de la cellule amont (schéma décentré amont)
- Si la diffusion est dominante (Pe faible), l'interpolation se fait en adoptant la valeur de la cellule aval et amont (schéma centré)

La comparaison des deux schémas du second ordre Quick et centré nous a permis de distinguer que le schéma QUICK s'avère plus efficace pour prédire la solution avec un nombre de maille réduit par rapport à celui utilisé par le schéma centré pour trouver la même solution.

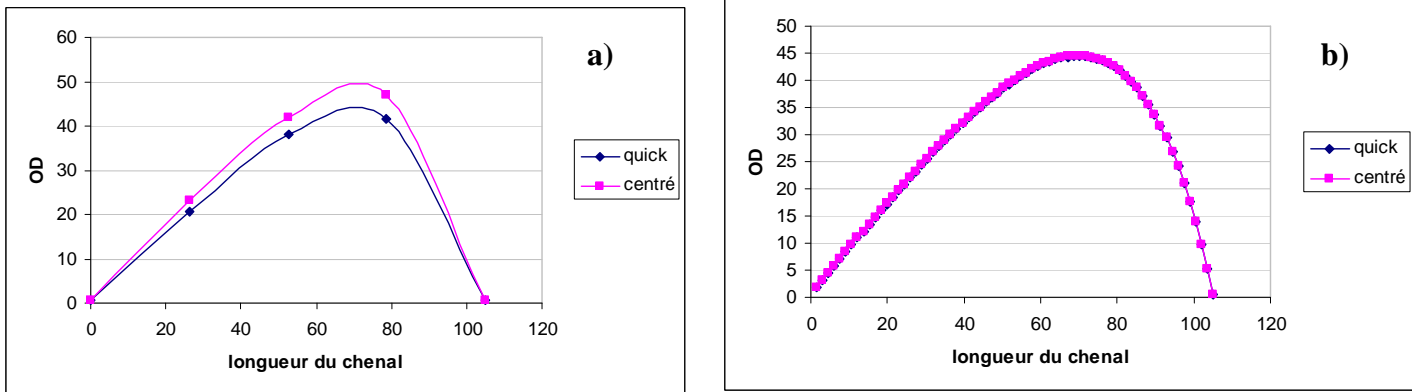


Figure 3.1.7: Comparaison de la solution simulée avec le schéma QUICK et centré pour $Pe = 5$ a) nombre de maille $n=5$ b) $n=70$

Le schéma QUICK est retenu pour la discrétisation des équations. Ce schéma hybride présente l'avantage de pouvoir converger aussi bien en dispersion dominante qu'en convection dominante avec moins de point de discrétisation que les autres schémas. Le test a été fait sur un réacteur tubulaire avec une réaction du premier ordre. Puis, le test du schéma numérique a été fait sur le système en boucle pour atteindre la convergence.

La contrainte sur le pas de temps devient

$$\Delta t \leq \frac{2 \cdot E}{U_c^2} \quad \rightarrow \quad \Delta t \leq 0,45 \text{sec} \quad \text{Equation (79)}$$

La diffusion parasite qui provient de l'erreur de discrétisation des termes de transport convectif des équations de transport est d'autant plus importante que le maillage est grossier. L'utilisateur d'un code de calcul doit prendre garde à ce phénomène, car les codes industrialisés proposent en général des méthodes robustes mais très diffusives, avec des méthodes peu diffusives mais sujettes à des problèmes d'instabilités numériques. Pour limiter la diffusion numérique, il faut utiliser un schéma de discrétisation précis et raffiner le maillage.

3.1.3 Méthodes de résolution

Pour résoudre le système d'équations différentielles partielles EDP, nous les avons transformées en équations différentielles ordinaires ODE. La discrétisation de l'équation dans l'espace nous a permis d'écrire le vecteur de concentration dans l'espace en fonction de la

dérivée temporelle de cette concentration. La discrétisation spatiale nous permet d'avoir une approximation des valeurs de concentration tout au long du chenal. Chaque concentration est intégrée sur le temps par la méthode de résolution implémentée dans Matlab (méthode de résolution des équations différentielles ordinaires).

Le système d'équation est écrit sous forme matricielle pour la discrétisation des équations dans l'espace.

$$\begin{pmatrix} a & d & 0 & c & b \\ b & a & d & 0 & c \\ c & . & . & . & 0 \\ 0 & . & . & . & . \\ d & 0 & c & b & a \end{pmatrix} \times \begin{pmatrix} C_1 \\ C_2 \\ . \\ . \\ C_i \end{pmatrix} + R(C) + M(Co) - M(C_{sor}) = \frac{dC}{dt} \text{ Equation (80)}$$

Avec

M(Co) : Matrice des entrées

M(C_{sor}) : Matrice des sorties

R(C) : Matrice des réactions (Matrice ASM1)

La matrice de discrétisation est tridiagonale avec considération de retour de flux. Les coefficients de la matrice sont définis sur la base des schémas numériques.

$$a = (1 - 2\alpha - 3\beta) \cdot \frac{1}{\Delta x} - \frac{2}{Pe \cdot \Delta x^2} \quad \text{Equation (81)}$$

$$b = (\alpha + 3\beta) \cdot \frac{1}{\Delta x} + \frac{1}{Pe \cdot \Delta x^2} \quad \text{Equation (82)}$$

$$d = -(1 - \alpha - \beta) \cdot \frac{1}{\Delta x} + \frac{1}{Pe \cdot \Delta x^2} \quad \text{Equation (83)}$$

$$c = \beta \cdot \frac{1}{\Delta x} \quad \text{Equation (84)}$$

Le coefficient c est le coefficient de discrétisation au second ordre qui fait intervenir la concentration C_{i-2}.

Le paramètre α est le paramètre de décentrage qui prend la valeur de « 1 » pour le schéma décentré amont, « 0 » pour le schéma décentré aval et « 0,5 » pour le schéma centré. Le paramètre β permet le passage à un schéma de second ordre. En prenant la valeur de 0,5 pour α , le paramètre β est égal à 0,5 pour le schéma décentré amont de second ordre et égal à 1/8 pour le schéma QUICK. Le nombre d'équations à résoudre est important selon le choix du maillage (12*n équations). La discrétisation temporelle est réalisée en se basant sur la décomposition en série de Taylor. Le système d'équation est résolu par la méthode d'Adams-Bashforth-Moulton (ode 113). C'est une méthode à multipas qui utilise les solutions de plusieurs points précédents pour calculer la solution au point considéré.

3.2 Validation du modèle 1D spatio-temporel

La validation du modèle 1D spatio-temporel a été effectuée par étapes. En premier lieu la validation de l'hydrodynamique a été effectuée en se basant sur la distribution des temps de séjour DTS, puis la validation du transfert d'oxygène a été effectuée en reproduisant les courbes de remontée d'oxygène en deux points du chenal et à différentes vitesses de circulation et vitesses de gaz. Ensuite, les paramètres biologiques ont été identifiés par le biais de la respirométrie numérique. En dernier lieu, le modèle couplé est validé par la comparaison du profil d'oxygène dans le chenal pilote en présence de boues.

3.2.1 Présentation de l'étude sur le pilote du laboratoire

Le chenal a un volume utile de 1m^3 avec une longueur moyenne de 5,6 m.

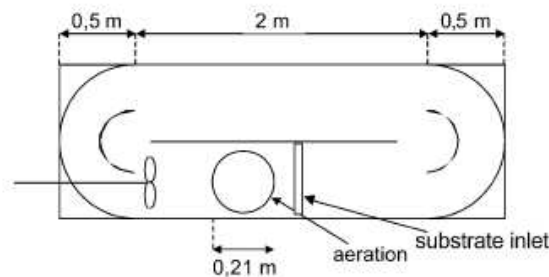


Figure 3.2.1: Schéma du chenal pilote

L'injection d'air comprimé est effectuée à l'aide d'une membrane fines bulles Sanitaire Flygt de 0,21 m de diamètre. Montée sur un support plastique, elle est composée de 5280 fentes de 1 mm de long. La membrane est immergée à une profondeur constante de 0,35 m. la circulation du liquide est assurée par une hélice marine de 0,144 m de diamètre.

La concentration en oxygène dissous dans le chenal est mesurée par une microsonde Unisense ayant un temps de réponse très faible de l'ordre de 0,3 secondes. Les mesures effectuées par Simon au cours de sa thèse (Simon, 2000) sont utilisées pour la validation du modèle hydrodynamique. Ces mesures sont effectuées sur le pilote du laboratoire en eau claire. Les conditions d'utilisation des techniques expérimentales sont assez souples. Ces techniques sont plus compliquées à utiliser sur des bassins industriels et surtout en présence de boue. Nous allons donc utiliser les mesures faites en eau propre pour une bonne interprétation des résultats de simulation du modèle développé.

Le bassin est rempli d'eau claire. Le volume utile est de 1m^3 correspondant à une hauteur de 0,4 m et une section d'écoulement de $0,186\text{m}^2$ (largeur = 0,465 m). La hauteur d'eau est maintenue constante lors des essais. Le traçage de la phase liquide a été effectué par un électrolyte : le chlorure de sodium NaCl. Un volume de 100 ml de la solution de NaCl

concentrée à 300 g/l a été injecté sous forme d'impulsion de Dirac. Le temps d'injection est très court égal au $1/100^{\text{ème}}$ du temps de circulation, soit à peu près 1/10 de seconde. Ensuite, la concentration du traceur est suivie au cours du temps à l'aide d'une sonde conductimétrique TACUSSEL XE 100.

3.2.2 Validation de l'hydrodynamique

Les chenaux d'oxydation sont des réacteurs fermés avec recirculation interne. Le modèle de convolution de Voncken est le modèle adéquat pour la modélisation de l'hydrodynamique de ces systèmes (Voncken, 1966).

Le modèle 1D développé a été modifié de manière à pouvoir simuler un traçage. L'une des variables du modèle est choisie comme étant le traceur. La matrice réaction est éliminée du modèle pour simuler l'évolution du traceur au cours du temps en eau claire. Cette concentration est injectée sous forme de Dirac (pendant un temps très court). La concentration injectée est importante pour pouvoir détecter le traceur à la sortie. La concentration est suivie à la sortie du chenal avec un pas de temps qui est de l'ordre de 0,5 secondes. Ce pas de temps est choisi pour avoir suffisamment d'information et de point dans une boucle de circulation sachant que le temps de circulation $t_c=L/U_c$ est de l'ordre de 14,7 secondes. La discrétisation du modèle en espace est de 27 mailles.

Au cours de la simulation de traçage, la condition sur le nombre de courant N_c est bien vérifiée. $N_c = \frac{U_c \cdot \Delta t}{\Delta x}$. Le nombre de courant appelé aussi Courant-Friedrichs-Lewy (CFL) est un nombre adimensionnel qui conditionne la stabilité du schéma numérique.

Dans les cas de cette simulation, le pas d'espace est $\Delta x= 0,21$ m, le pas de temps $\Delta t=0,5$ sec, pour une vitesse de 0,38 m/s, le nombre de courant est égal à $0,9 < 1$, donc la condition est vérifiée.

Les simulations ont été effectuées en considérant deux cas : système d'aération en marche et à l'arrêt. La présence ou non d'aération n'a aucune influence sur les résultats de simulation. Les expériences de Simon (2000) ont été menées dans le cas où l'aération est arrêtée.

La simulation par le modèle 1d comparée au modèle de Voncken est présentée par la figure 67. Une bonne adéquation est remarquée entre notre modèle et celui de Voncken. Ceci est considéré comme une première validation de l'hydrodynamique du modèle par la solution analytique de Voncken. Par la suite, la comparaison des résultats de traçage du modèle avec les mesures expérimentales sur le chenal pilote constituera la deuxième validation du modèle.

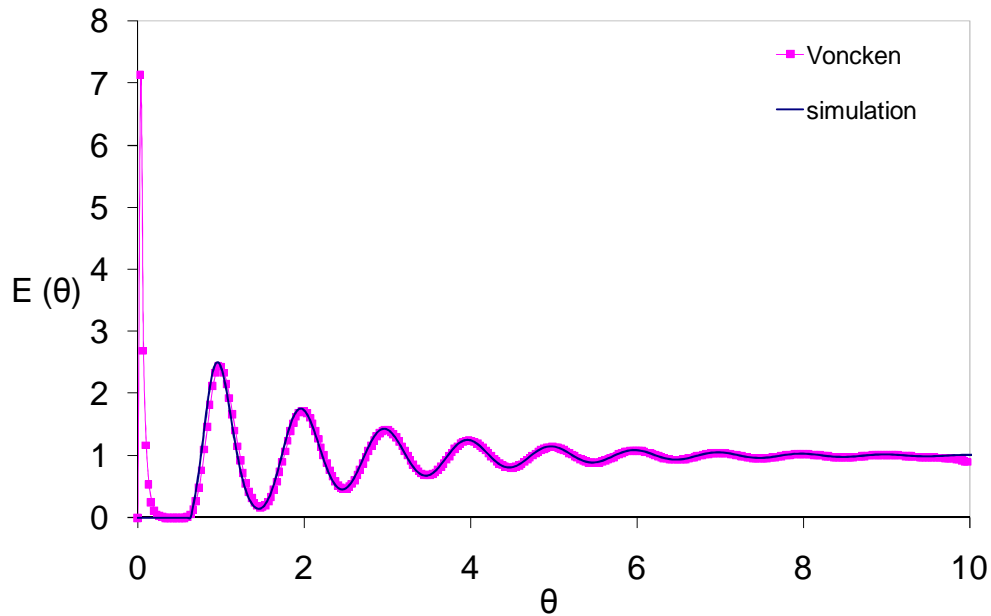


Figure 3.2.2 : Superposition de la simulation par le modèle 1D et de la solution analytique de Voncken

La courbe précédente (Figure 3.2.2) représente la fonction de transfert $E(\theta)$ en fonction du temps adimensionnel $\theta = t/t_c$. $E(\theta)$ calculée par le modèle de Voncken est donnée par l'équation 85.

$$E(\theta) = \frac{1}{2} \sqrt{\frac{Pe}{\pi\theta}} \sum_{j=0}^p \exp\left(-\frac{Pe}{4\theta}(j-\theta)^2\right) \quad \text{Equation (85)}$$

L'injection de traceur sous forme d'impulsion de Dirac donne une réponse de forme sinusoïdale. L'amplitude des sinusoïdes est contrôlée par le degré de dispersion identifié par le nombre de Peclet Pe . La période des sinusoïdes correspond au temps de circulation t_c .

A partir de l'essai de traçage, nous pouvons identifier les deux paramètres hydrodynamiques du système ; la dispersion axiale E et la vitesse de circulation U_c .

Nous avons simulé l'injection du traceur avec le modèle que nous avons développé pour essayer de retrouver ces deux paramètres et valider le modèle hydrodynamique. Les résultats de la simulation comparés aux mesures de traçage effectuées par Simon (2000) sont présentés dans la Figure 3.2.3.

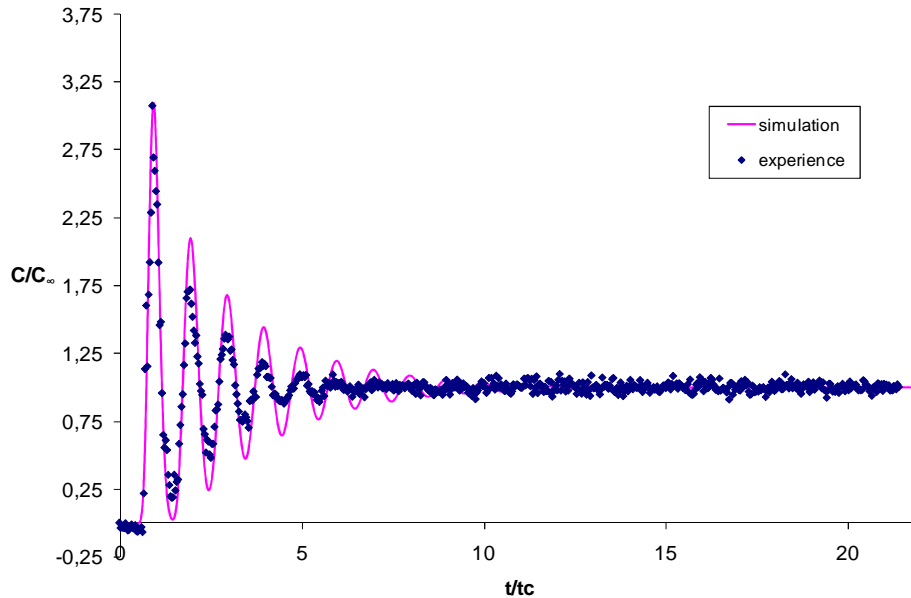


Figure 3.2.3: Superposition de la courbe expérimentale et de la simulation

Le temps a été rapporté au temps de circulation t_c qui correspond au temps nécessaire à l'eau pour achever un tour dans le chenal $t_c=L/U_c$. Le temps de circulation est de 14,7 secondes pour une vitesse de 0,38 m/s. Le nombre de Peclet permet de déterminer le coefficient de dispersion axiale. Une vitesse de circulation de 0,38 m/s a été identifiée. Le nombre de Peclet est égal à 98, donc une dispersion axiale de $E= 0,0217 \text{ m}^2/\text{s}$. La vérification du bilan matière a été effectuée.

Le temps de mélange est identifié à partir de la courbe d'évolution de la concentration du traceur en fonction du temps. L'homogénéisation du traceur s'effectue après un temps de l'ordre de 300 secondes. Ce temps correspond au temps de mélange t_m (Bruxelmane et Roustan, 1983).

La variance de la DTS, calculée par la relation suivante :

$$\sigma_t^2 = \frac{\int_0^{\infty} \left(\frac{t}{\tau} - 1\right)^2 \cdot C \cdot dt}{\int_0^{\infty} C \cdot dt} \quad \text{Equation (86)}$$

est égale à 0,998 (de l'ordre de 1). Cette variance nous laisse conclure que l'écoulement dans le chenal pilote est similaire à l'écoulement caractérisant un réacteur parfaitement mélangé. Ceci dit, pour un Peclet de 98, l'écoulement est considéré comme très piston.

La relation entre la variance et le nombre de Peclet développée par Murphy et Timpany, (1967) pour un modèle avec dispersion axiale est vérifiée. La variance calculée est égale à 0,989. La valeur correspond bien à la valeur calculée par la formule de la variance utilisée pour n'importe quelle expérience de traçage.

$$\sigma^2 = \frac{2}{Pe} - \frac{2}{Pe^2} \cdot (1 - e^{-Pe}) \quad \text{Equation (87)}$$

La masse de traceur injectée a été vérifiée par la simulation. Nous avons injecté « numériquement » une concentration en traceur de 50000 mg/l sur un temps de 5,6 secondes. Le débit à l'entrée du chenal est très faible de l'ordre de $5 \cdot 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$. Ce qui nous donne que la masse de traceur injectée est calculée à 1,4 g. La concentration du traceur à la sortie donnée par la simulation C_{inf} nous a permis de calculer la masse de traceur récupérée et de vérifier le bilan massique du traceur. Cette masse est évaluée à 1,388 g. $M = C_{\text{inf}} \cdot V$

La caractérisation du mélange peut être vue à deux échelles différentes. Pour une échelle de temps inférieure au temps de séjour, l'écoulement est considéré piston. Le réacteur est parfaitement mélangé vu à l'échelle du temps de séjour. Le gradient de concentration en oxygène dissous mesuré dans le chenal pilote est très faible. Les caractéristiques du mélange font que tous les composés sont bien répartis dans le chenal. Les mesures de Simon le montrent par la suite

3.2.3 Validation du modèle de transfert d'oxygène

La détermination du coefficient de transfert d'oxygène permet de valider le modèle de transfert en eau claire. Ce résultat peut être comparé avec celui de Simon (2000) obtenu à partir de la caractérisation de la dispersion gaz-liquide. L'aire d'échange interfaciale a été corrélée à la vitesse superficielle de gaz U_g et la vitesse liquide U_c par l'équation suivante valable pour des vitesses de gaz comprises entre 0,005 m/s et 0,025 m/s et une vitesse du liquide comprise entre 0 et 0,3 m/s.

$$a = 10,5 U_G^{0,63} (1 + 1,185 U_C^{0,53}) \quad \text{Equation (88)}$$

Dans l'étude de Simon (2000), le coefficient de transfert volumique $k_L a$ a été aussi déterminé en se basant sur l'hypothèse du réacteur parfaitement mélangé. Deux sondes placées de part et d'autre du panache de gaz ont donné deux signaux quasiment superposés. Le système peut être considéré comme un RPM dans ce cas. Plusieurs essais ont été réalisés, en faisant varier la vitesse du liquide U_c et la vitesse de gaz U_g . Cette étude expérimentale réalisée sur le pilote du laboratoire nous a permis d'avoir une série de mesures d'oxygène que nous avons exploité pour valider le modèle 1D. La validation du modèle 1D consiste à la comparaison des simulations aux mesures expérimentales. En premier lieu, les simulations en eau claire ont été faites. La comparaison de la courbe de remontée en oxygène expérimentale et la courbe de remontée simulée donne des résultats cohérents avec ceux trouvés par Simon (2000). Pour un débit de gaz de 20 l/min correspondant à une vitesse de gaz superficielle de 1cm/s et pour une

vitesse du liquide de 0.1 m/s et une dispersion $E=0,015 \text{ m}^2/\text{s}$, les remontées d'oxygène sont mesurées par la sonde 1 et la sonde 2 (fig.3.2.4). Une autre simulation a été effectuée pour un débit de gaz de 30 l/min correspondant à une vitesse de gaz superficielle de 1.5cm/s et pour une vitesse du liquide plus importante de 0,3 m/s et une dispersion $E=0,0327 \text{ m}^2/\text{s}$, les remontées d'oxygène sont mesurées par la sonde 1 et la sonde 2 (fig.3.2.5). Les simulations par le modèle 1D reproduisent bien la courbe de remontée d'oxygène mesurée (fig.3.2.4 et fig.3.2.5).

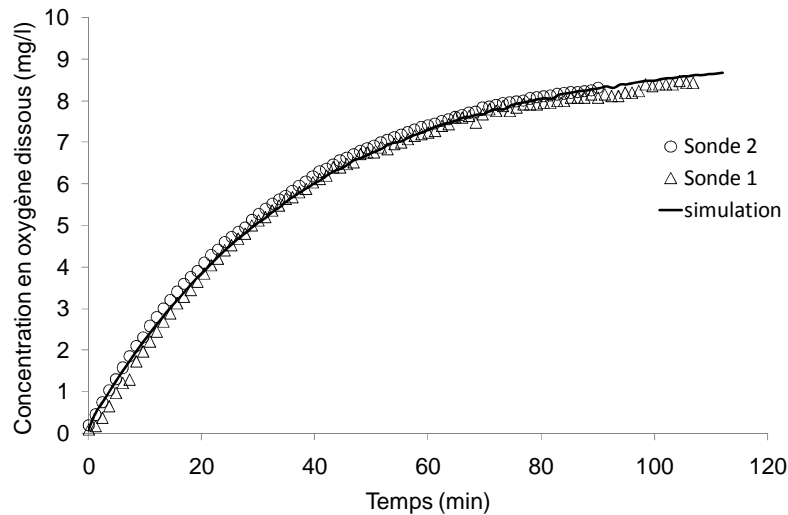


Figure 3.2.4 : Comparaison des simulations par le modèle 1D et des mesures de Simon de l'évolution de la concentration ponctuelle en oxygène en fonction du temps ($U_g= 1\text{cm/s}$ et $U_c=0,1\text{m/s}$)

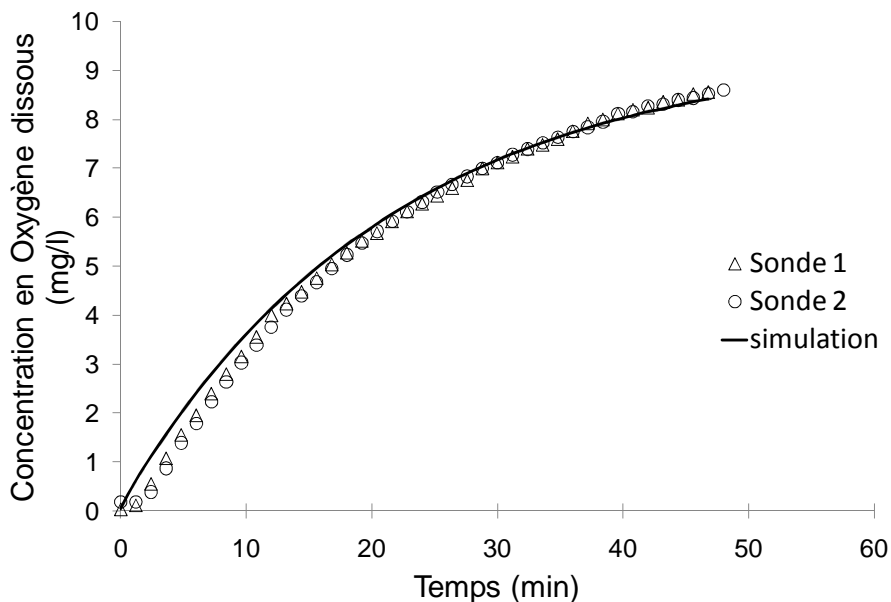


Figure 3.2.5 : Comparaison des simulations par le modèle 1D et des mesures de Simon de l'évolution de la concentration ponctuelle en oxygène en fonction du temps ($U_g= 1,5\text{cm/s}$ et $U_c=0,3\text{m/s}$)

La simulation du transfert d'oxygène en eau claire a été faite pour les deux vitesses de circulation. Le coefficient de transfert d'oxygène retenu est celui qui reproduit le mieux la courbe de remontée d'oxygène en un point du chenal. Plusieurs tentatives ont été faites. Un $k_L a$ local est à chaque fois imposé dans la maille aérée considérée. Les résultats de la simulation et la comparaison avec les valeurs expérimentales sont récapitulés dans le tableau 3.2.1.

Tableau 3.2.1 : Comparaison de $k_L a$ expérimental et simulé

Uc (m/s)	E (m ² /s)	Température (°C)	$k_L a$ par simulation (s ⁻¹) Modèle 1D	$k_L a$ expérimental (s ⁻¹) approche globale (Simon 2000)	$k_L a$ expérimental (s ⁻¹) dispersion gaz liquide (Simon 2000)
0,1	0,015	18,7	4,44*10 ⁻⁴	5,32*10 ⁻⁴	3,9*10 ⁻⁴
0,3	0,0327	18,5	7,89*10 ⁻⁴	7,87*10 ⁻⁴	8,02*10 ⁻⁴

Sachant que :

$$K_L a_{\text{global}} = K_L \cdot a_g = \sum_{i=1}^n K_L \cdot a_i \quad \text{Equation (89)}$$

$$a_i = \frac{n \cdot S_i}{V_i} \quad \text{Equation (90)}$$

$$K_L a_{\text{global}} = \sum_{i=1}^n K_L \cdot a_i = K_L \cdot \sum_{i=1}^n \frac{n \cdot S_i}{V_i} \quad \text{Equation (91)}$$

Avec

a_i : aire interfaciale

K_L : coefficient de résistance au transfert coté liquide

S_i : surface des bulles

V_i : volume aéré

n : nombre de bulle

Dans le modèle 1D, l'apport d'oxygène est modélisé par un flux gouverné par le gradient (Cs-C) d'une part et par le facteur de transfert d'oxygène $k_L a$ global d'autre part. Le facteur de transfert d'oxygène est introduit en tant que paramètre dans les mailles aérées. Les volumes aérés sont égaux puisque le maillage est un maillage régulier. Le passage du $k_L a$ global au $k_L a$ local est donc fait par rapport au volume. Pour comparer l'approche globale à l'approche

locale utilisée par Simon (2000), nous nous basons sur l'analyse de la définition du coefficient de transfert. Sur cette base, nous pouvons dire que, dans l'approche globale, nous supposons que la distribution de bulle d'air est la même dans chaque volume aéré, donc dans chaque maille aérée. Ce qui explique les différences entre les résultats trouvés par la simulation et ceux par l'approche locale (tableau 3.2.1).

En se basant sur l'hypothèse du réacteur parfaitement agité, Simon (2000) a déterminé le coefficient de transfert k_{La} avec une erreur sur la mesure de l'ordre de 4,7%. Le calcul de k_{La} basé sur l'approche dispersion gaz liquide donne des valeurs proches de celle de l'approche globale. L'aire interfaciale « a » a été mesurée avec une erreur de 10%. En comparant ces erreurs aux erreurs entre le coefficient de transfert simulé et celui expérimental qui est de l'ordre de 15% pour une vitesse de 0,1 m/s, nous pouvons dire que la simulation a réussi à reproduire le fonctionnement du chenal en eau claire.

Dans le cas du pilote du laboratoire, l'hypothèse du réacteur parfaitement agité pour calculer le k_{La} peut être utilisée. À l'échelle industrielle, les gradients de concentrations sont importants, donc la distribution de la concentration en oxygène est non homogène. Le modèle 1D développé présente l'avantage de pouvoir simuler la remontée d'oxygène en tenant compte des phénomènes de convection liés à la circulation du liquide.

3.2.4 Validation du modèle biologique

Dans cette partie, nous allons valider le modèle développé par la simulation du fonctionnement du chenal en boue. La réponse respirométrique mesurée est simulée en tenant compte des paramètres cinétiques identifiés dans l'étude de Lesage (2002). Puis, le profil d'oxygène mesuré dans le chenal est comparé aux simulations. Dans une deuxième partie, les paramètres cinétiques du modèle ASM1 seront identifiés à partir de la réponse respirométrique. Et la simulation avec le modèle complet (ASM1) sera comparée à celle du modèle utilisé par Lesage.

3.2.4.1 Utilisation du modèle biologique de Lesage (ASM1 simplifié)

Le modèle utilisé par Lesage (2002) est un modèle qui considère uniquement l'évolution de 3 variables du modèle ASM1 : l'oxygène, le substrat facilement biodégradable et l'azote ammoniacal. Ce modèle ne considère pas les processus anoxiques tel que la dénitrification. L'hydrolyse est négligée.

Les paramètres biologique du modèle ont été déterminés par respirométrie (Spérandio et Paul, 2000) à faible rapport $S_o/X_o=0,15$ gDCO/gDCO. Les paramètres identifiés sont présentés dans le tableau 3.2.2.

Tableau 3.2.2 : Paramètres cinétiques identifiés (Lesage 2002)

Ks	2 gDCO/m ³	μa	0.8 j ⁻¹ (*)
Koh	0.3 gO ₂ /m ³	Yh	0.73 gDCO/gDCO
Koa	0.5 gO ₂ /m ³ (*)	Ya	0.24 gDCO/gN
Kn	0.5 gN/m ³	bh	0.8 j ⁻¹
Xba	210 gDCO/m ³	fi	0.2 (*)
Xbh	340 gDCO/m ³	a _{o2}	0.8gDCO/gN
μh	6.4 j ⁻¹ (*)		

*Paramètre du modèle ASM1 pris par défaut

Les paramètres modifiés dans l'étude de Lesage 2002 sont la concentration de demi-saturation en substrat Ks, la concentration de demi-saturation en oxygène Koh, la concentration de demi-saturation en azote Kn, le taux de conversion des hétérotrophe Yh, le taux de conversion des autotrophe Ya et le taux de décès des hétérotrophe bh. Les autres paramètres sont pris par défaut de la littérature (Henze et al., 1987). Les valeurs de ces paramètres sont données dans le tableau A1-3 en annexe 1. La modèle ASM1 a été modifié par l'introduction du paramètre a_{o2} pour tenir compte de l'assimilation de l'azote.

Nous avons utilisé le modèle développé pour simuler le fonctionnement du respiromètre en adoptant les conditions opératoires mises en œuvre. Une respirométrie en batch est adoptée. Une aération non limitante est considérée ainsi qu'une agitation importante pour assurer l'homogénéité dans la cellule respirométrique. La cellule est un système fermé contenant initialement de la biomasse hétérotrophe et autotrophe quantifiée respectivement à 340 mg/l et 210 mg/l. elle est alimentée par le substrat avec un rapport de S_o/X_o de 0,15 gDCO/gDCO.

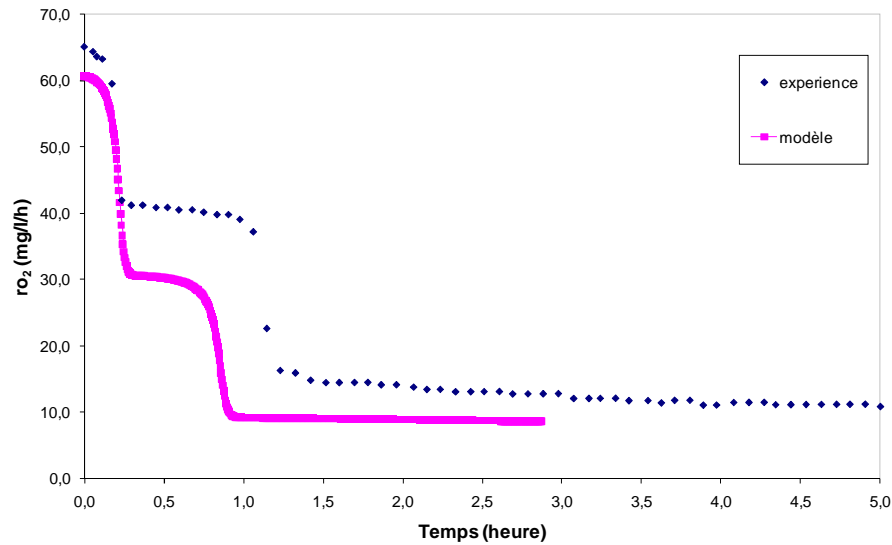


Figure 3.2.6 : réponse respirométrique mesurée et simulée par le modèle 1D

A partir de la figure 3.2.6 deux paliers sont distingués : un premier palier relatif à l'activité des autotrophes et un second palier lié à la respiration endogène de la biomasse. Nous allons ajuster les paramètres cinétiques relatifs à la croissance autotrophe, plus précisément le taux de conversion Y_a . En effet, après une analyse de sensibilité sur les paramètres influençant la nitrification, il s'est avéré que le taux de conversion des autotrophes Y_a a le plus d'effet sur le palier de nitrification. L'alimentation en azote ammoniacal a peu d'influence sur ce palier.

3.2.4.2 Utilisation du modèle ASM1

En deuxième lieu, la réponse respirométrique a été simulée à l'aide du modèle développé en considérant le modèle ASM1. Cette réponse simulée a été comparée à celle mesurée par Lesage 2002 (fig 3.2.7). L'adaptation des paramètres de notre modèle a été faite pour bien modéliser l'activité des autotrophes (second palier sur la courbe respirométrique).

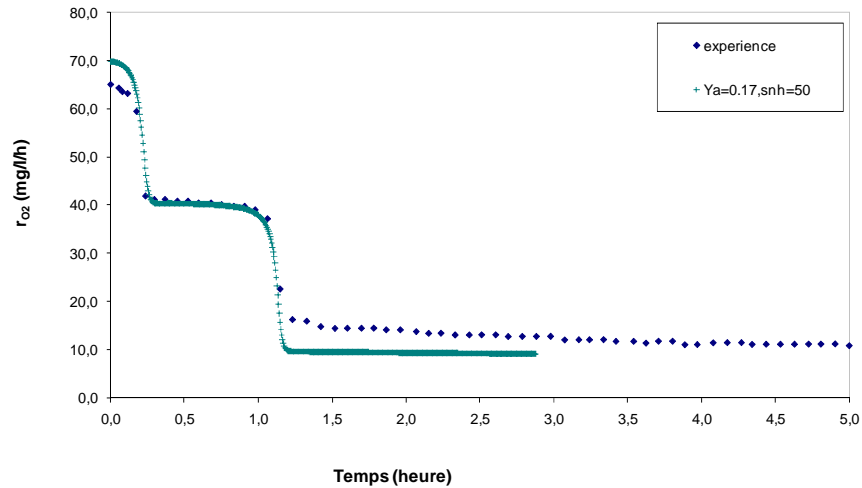


Figure 3.2.7 : réponse respirométrique mesurée et simulée après la modification des paramètres du modèle ASM1

Un taux de conversion des autotrophes Y_a plus faible a donné une bonne concordance entre la courbe respirométrique expérimentale et celle simulée.

3.2.5 Modèle complet

Pour simuler le profil de concentration en oxygène dissous en présence de boue dans le chenal pilote, nous avons repris les mêmes conditions opératoires. Un effluent synthétique est injecté dans le chenal avec une charge en termes d'azote de $9,2 \text{ kgDCO/m}^3/\text{j}$ et une charge en azote de $0,17 \text{ kgN/m}^3/\text{j}$. L'affluent synthétique est un mélange d'acétate de propionate et de NH_4Cl . Ce qui nous permet de caractériser l'effluent comme étant facilement biodégradable. La totalité de la DCO est considérée comme substrat facilement biodégradable S_s et l'azote est formé essentiellement par de l'azote ammoniacal S_{nh} . L'injection de ce substrat se fait directement à l'aval de l'aération. Le coefficient volumique de transfert d'oxygène en boue a été mesuré par Lesage (2002) avec la considération de facteur de correction en boues $\alpha=0,55$. L'aération des boues a été effectuée avec de l'oxygène pur et le coefficient de transfert évalué à $0,0015 \text{ s}^{-1}$. Lors des expériences menées sur le pilote, Lesage a été confronté à des problèmes de décantation et des concentrations insuffisantes en oxygène. L'oxygène pur a été utilisé et l'agitation a été augmentée à fin de remédier à ces problèmes.

Le modèle tient compte de la distribution dans l'espace des concentrations, donc le nombre de maille aérée est un paramètre à déterminer pour la simulation dynamique de l'oxygène dissous. Nous nous sommes basés sur l'étude de Simon (2000) sur le même pilote pour

déterminer le nombre de mailles aérée, en d'autre terme la longueur du panache d'air dans le chenal. Une corrélation entre la vitesse de circulation et l'angle d'inclinaison du panache d'air a été donnée. Pour remédier au problème de décantation de biomasse au fond du chenal, la vitesse de circulation dans le chenal a du être augmentée (Lesage 2002). La vitesse empêchant la décantation est évaluée à 0,5 m/s. Pour cette vitesse, le panache de bulles s'étend sur une longueur de 0,86 m. soit 4 mailles dans le modèle.

Les profils de la concentration d'oxygène simulés sont des profils instantanés. La simulation est lancée pendant un temps très court. Nous avons simulé le profil d'oxygène après 10,5 min et à 10,7 min de l'injection du substrat en considérant que la courbe expérimentale doit être située entre ces deux profils si nous tenons compte du temps mis pour mesurer les six points expérimentaux soit un temps supérieur à 12 secondes.

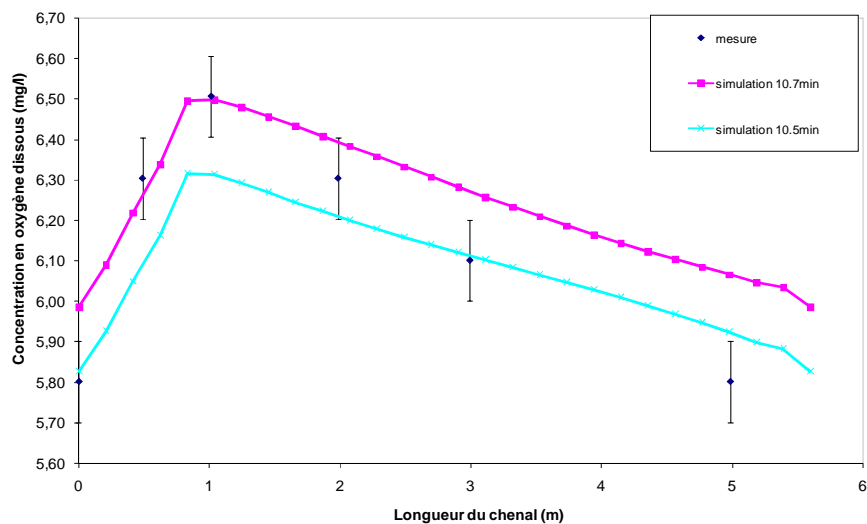


Figure 3.2.8 : profil d'oxygène en présence de boue

Dans le cas du pilote du laboratoire, nous observons un gradient de concentration faible de l'ordre de (0,7mg/l). Le chenal est totalement aéré. La concentration de l'oxygène dissous est autour de 6,2 mg/l. Ceci est tout à fait explicable par le fait que l'augmentation de l'agitation engendre une diminution du temps de passage et donc une diminution du gradient de concentration.

3.3 Influences des paramètres hydrodynamiques et cinétiques sur l'oxygène

L'influence des paramètres hydrodynamiques et des paramètres cinétiques sur l'évolution spatio-temporelle de l'oxygène est étudiée dans cette partie. La vitesse de circulation qui est responsable du phénomène de convection dans le chenal a été modifiée pour tester différents scénarios. U_c varie entre 0,1 m/s à 0,5 m/s. L'évolution temporelle de l'oxygène dans le chenal est tracée sur la figure 74. La concentration en oxygène dissous dans la 2^{ème} maille est tracée en fonction du temps adimensionnel t/t_c (t_c : temps de circulation).

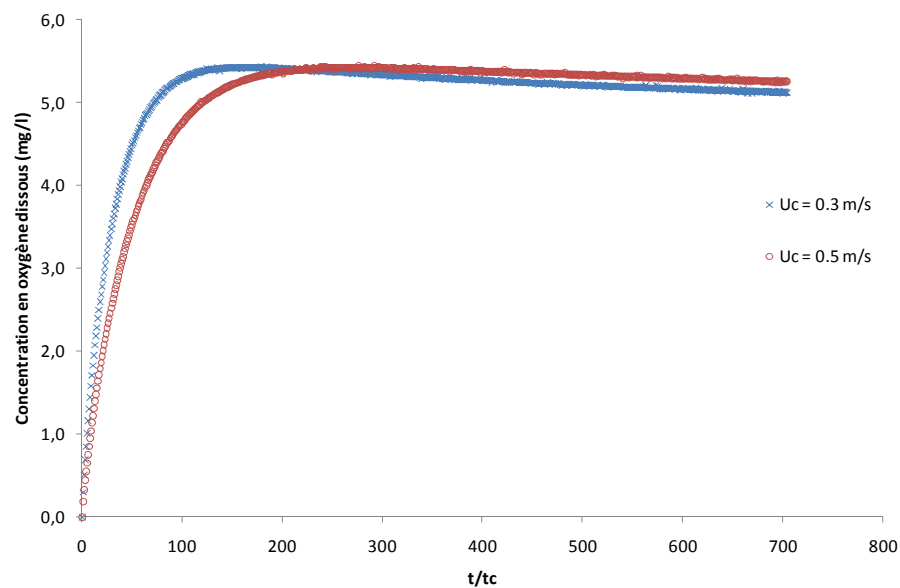


Figure 3.3.1: évolution de la concentration en oxygène dissous en fonction du temps adimensionnel pour deux vitesses de circulation $U_c = 0,3$ m/s et 0,5 m/s

La vitesse de remontée de l'oxygène est sensible à la variation de la vitesse de circulation tant que le temps de circulation reste inférieur au temps de transfert d'oxygène. Dans les deux cas de simulation ($U_c = 0,3$ m/s et $U_c = 0,5$ m/s), le temps de transfert $1/k_L a$ est de l'ordre de 667 secondes. Donc le phénomène de transfert reste nettement plus lent que la convection. Ceci explique que l'estimation du coefficient de transfert $k_L a$ dans les chenaux d'oxydation ne peut pas se baser sur l'évaluation de la courbe de remontée en oxygène en un point et en se basant sur l'hypothèse du mélange parfait sauf pour le cas où le transfert se fait plus rapidement que la convection.

La sensibilité de l'évolution temporelle de l'oxygène a été aussi testée pour les paramètres cinétiques relatifs à la croissance aérobie des hétérotrophes. En variant le taux de croissance

des hétérotrophes μ_{hmax} et la concentration de demi saturation relative au substrat soluble K_s , l'évolution de l'oxygène a été simulée et comparée pour différents taux de croissance (fig. 3.3.2) et deux K_s différents (fig. 3.3.3).

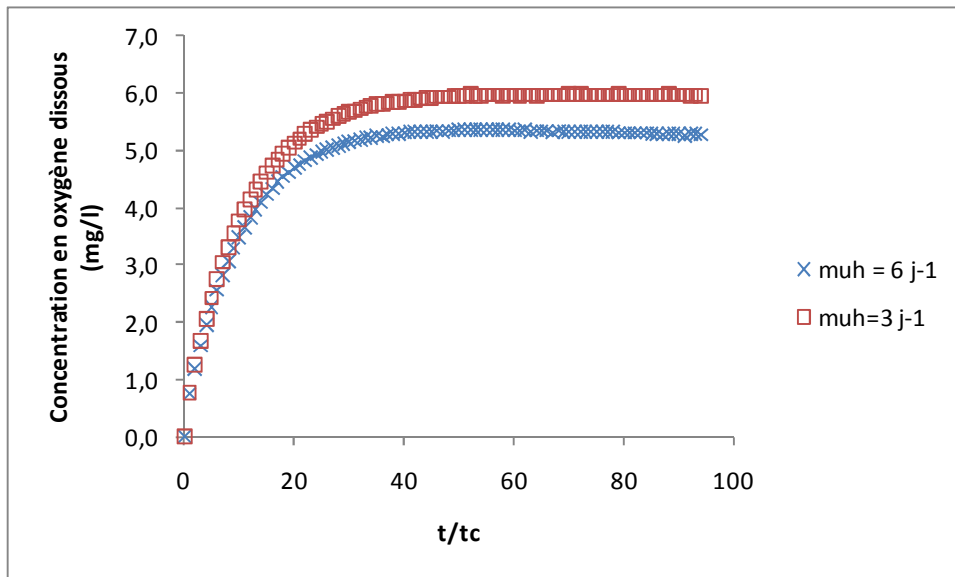


Figure 3.3.2: Evolution de la concentration en oxygène dissous en fonction du temps adimensionnel pour deux taux de croissance $\mu_{\text{hmax}} = 6 \text{ j}^{-1}$ et 3 j^{-1}

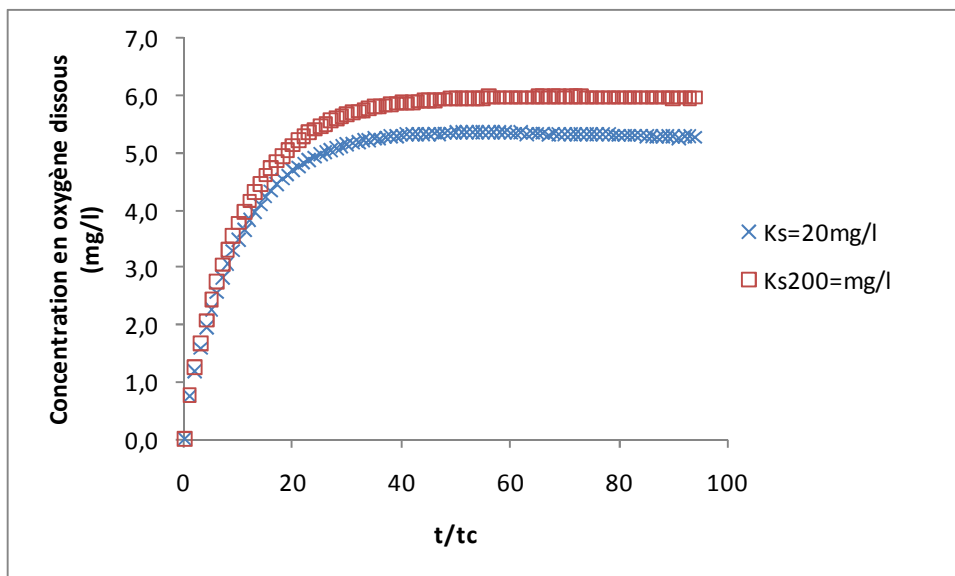


Figure 3.3.3 : Evolution de la concentration en oxygène dissous en fonction du temps adimensionnel pour deux $K_s = 20 \text{ mg/l}$ et 200 mg/l

Pour une même vitesse de circulation de 0.1 m/s , l'influence des paramètres cinétiques sur l'évolution temporelle de la concentration en oxygène dissous dans le chenal est remarquée au niveau du plateau d'équilibre (la concentration d'équilibre en oxygène en présence de boues

Cs'). Pour un K_s de 200 mg/l, C_s' est plus grande que pour un K_s de 20 mg/l. Sachant que la concentration en substrat soluble à l'entrée du chenal est de 168 mg/l, une inhibition de la croissance pour un K_s de 200 mg/l fait que l'oxygène consommé est moins important que pour un K_s de 20 mg/l. Ceci est aussi vérifié pour un taux de croissance μ_{hmax} plus faible, la consommation d'oxygène est moins importante.

Dans la suite, les résultats relatifs à la concentration d'oxygène dissous dans le bassin seront présentés en fonction du nombre adimensionnel. Nous définissons le nombre de Damköhler Da comme étant le nombre qui représente le rapport entre le temps de réaction et le temps de séjour dans le chenal :

$$Da = \frac{T_{react}}{\tau} \quad \text{Equation (92)}$$

Le temps de réaction est défini par rapport au taux de croissances en aérobie des hétérotrophes en tenant compte de la concentration de demi saturation K_s et la concentration de référence S_{s0} la concentration à l'entrée du substrat facilement biodégradable.

$$T_{react} = \frac{1}{(\mu_{hmax} \cdot \frac{S_{s0}}{K_s})} \quad \text{Equation (93)}$$

Les simulations ont été réalisées pour un temps de séjour τ égal à 2 heures, avec des vitesses de circulation U_c variant entre 0.1 m/s et 0.5 m/s et un nombre de Damköhler Da entre 5 -17.

Si $Da \gg \gg 1$ la réaction est très lente (pour Da adimensionalisé par le temps de séjour)

Si $Da \gg \gg 1$ la réaction est très lente par rapport au temps de convection (Si Da adimensionalisé par le temps de circulation L/U_c)

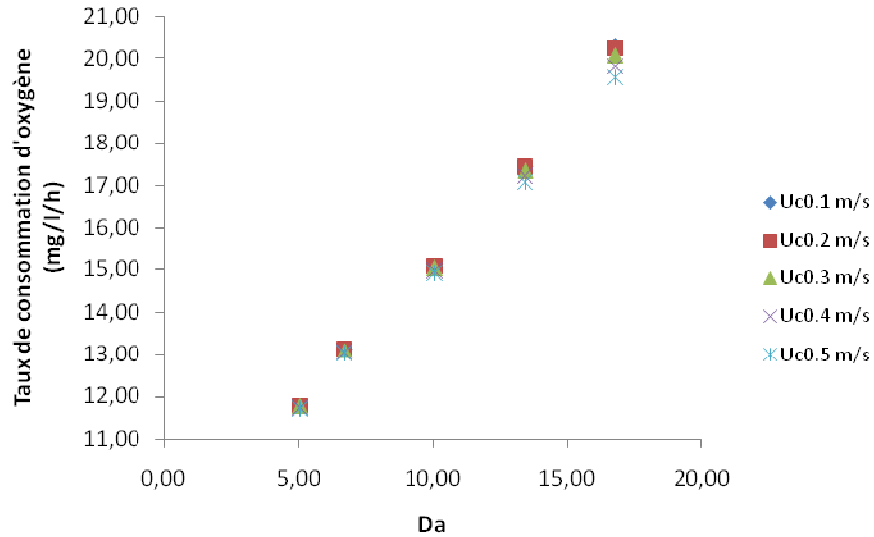


Figure 3.3.4 : Taux de consommation d'oxygène dans le chenal en fonction de Da pour différentes vitesses de circulation

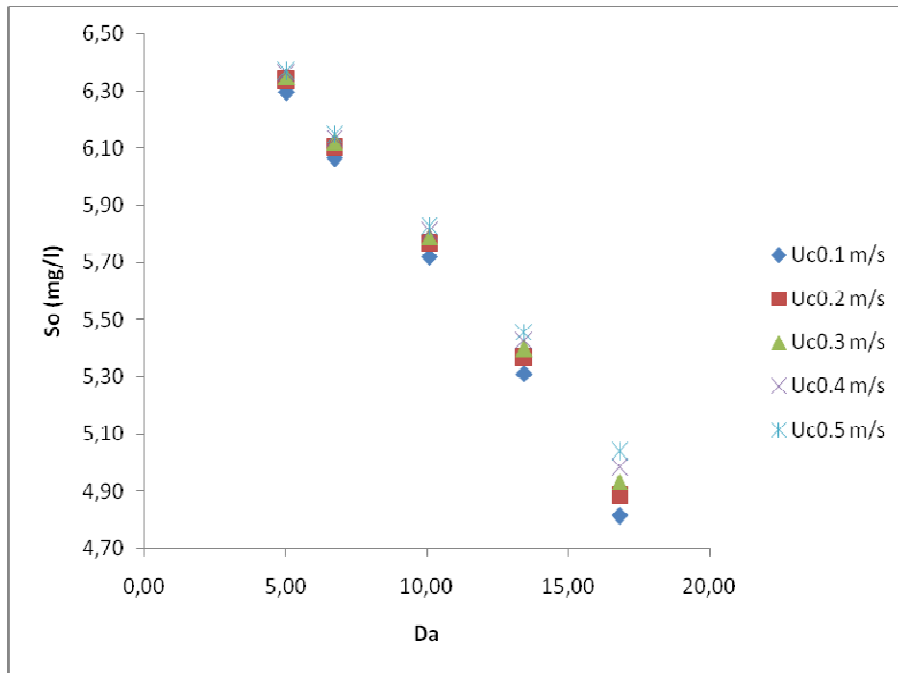


Figure 3.3.5 : Concentration d'oxygène dans le chenal en fonction de Da pour différentes vitesses de circulation

La vitesse de consommation d'oxygène dans le chenal augmente avec l'augmentation du nombre de Damköhler. La vitesse de circulation a une faible influence sur le taux d'utilisation d'oxygène, sauf pour un nombre de Damköhler très important. Une diminution de ce taux est remarquée pour une vitesse plus importante.

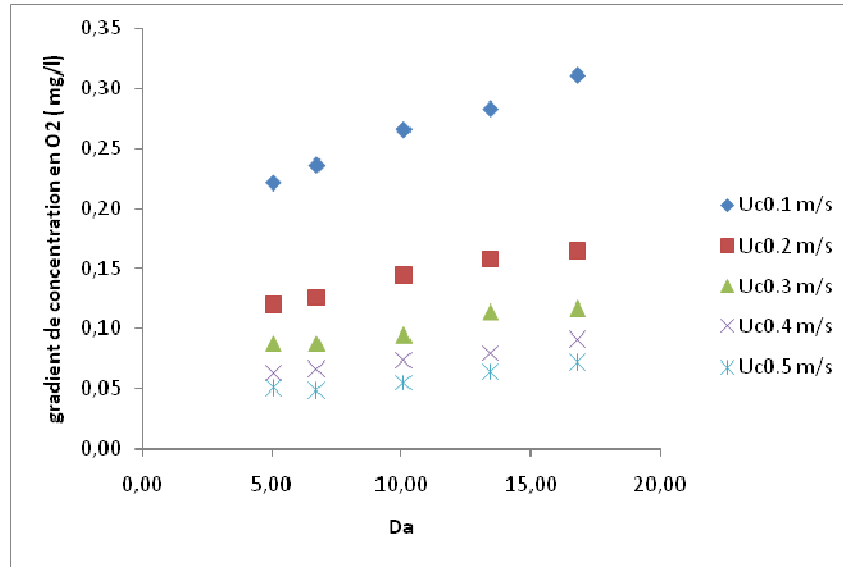


Figure 3.3.6 : Gradient de concentration en oxygène dans le chenal en fonction de Da pour différentes vitesses de circulation

L'influence de la vitesse de circulation est notée sur les gradients de concentration en oxygène dans le chenal. Plus la vitesse est faible plus les gradients de concentration sont observés. Les vitesses de circulation importante tendent à homogénéiser l'oxygène dans le chenal quand le régime permanent est atteint. Le temps de transfert d'oxygène étant plus important que le temps de circulation, responsable du mélange dans le chenal. Les gradients sont plus importants pour les grands temps de circulation donc pour une faible vitesse. Le gradient augmente aussi en fonction du nombre de Damköhler.

3.4 Indice d'uniformité

L'indice d'uniformité IU permet d'identifier le degré et le temps de mélange dans le chenal d'oxydation. L'évolution de IU en fonction du temps permet de suivre l'évolution des gradients de concentration des différents paramètres et par conséquent de suivre le rendement épuratoire.

Plusieurs méthodes statistiques ont été proposées pour l'identification du degrés de mélange et la quantification de l'indice d'uniformité par différents chercheurs (Balay et al., 1982; Wong et Pilpel, 1990 ; Shen et Gogos, 1992; Nakamoto et Chikao, 1993; He et al., 1995; Sagawa, 2000)

L'indice d'uniformité est défini comme étant la déviation moyenne relative RMD:

$$UI = RMD = \frac{\sum_{i=1}^n (|C_i - \bar{C}| \cdot V_i)}{V \cdot C} \quad \text{Equation (94)}$$

Avec \bar{C} la concentration moyenne dans le réacteur, C_i est la concentration dans le compartiment i , V_i le volume du compartiment i , V le volume total du réacteur.

$$V = \sum_{i=1}^n V_i \quad \text{et} \quad C = \frac{\sum_{i=1}^n C_i \cdot V_i}{V} \quad \text{Equation (95)}$$

Si tous les compartiments ont le même volume $V_i = \text{cte}$

$$UI = RMD = \frac{\sum_{i=1}^n (C_i - \bar{C})}{\sum_{i=1}^n C_i} = \frac{\sum_{i=1}^n (C_i - \bar{C})}{n \cdot C} \quad \text{Equation (96)}$$

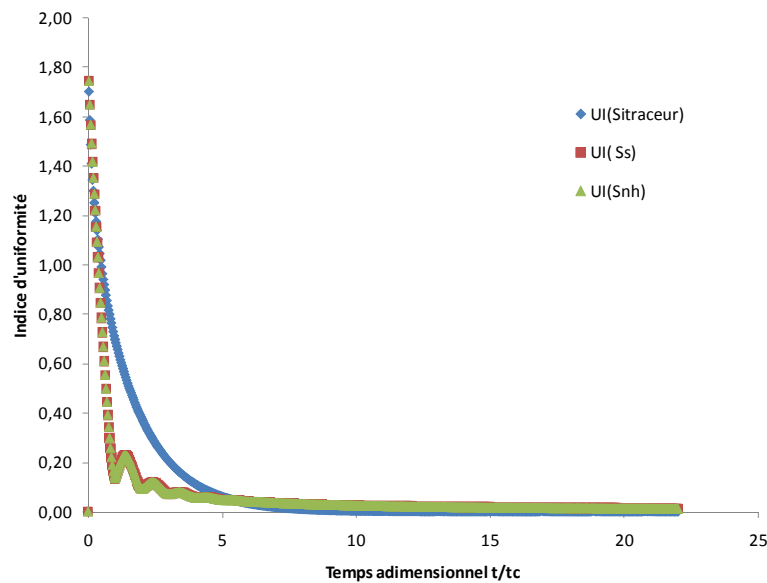
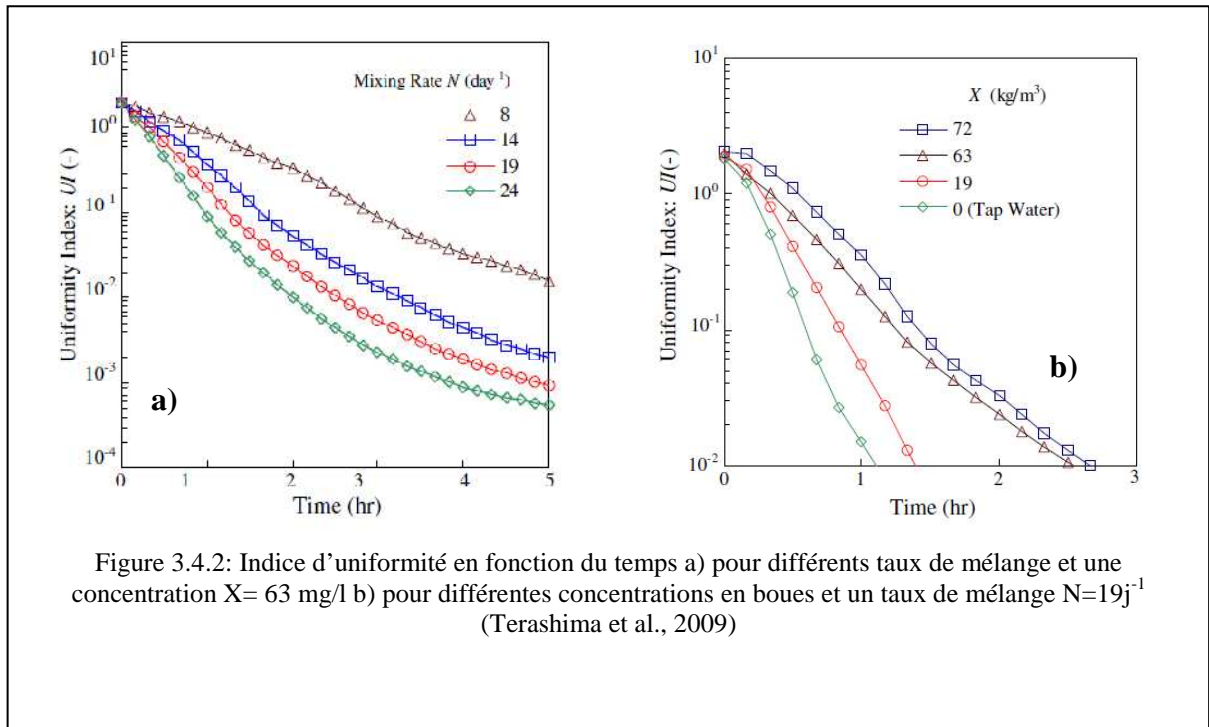


Figure 3.4.1: Indice d'uniformité en fonction du temps adimensionnel

La figure 3.4.1 représente l'indice d'uniformité IU en fonction du temps adimensionnel pour les trois variables substrat facilement biodégradable Ss, azote ammoniacal Snh et et substrat soluble inerte Si qui est utilisé dans ce cas comme traceur. Le traçage numérique est effectué en eau claire et sans apport d'oxygène. Donc les variables Ss et Snh ne sont pas transformés et s'accumulent dans le chenal. La concentration Si est injectée pendant un temps très court. On observe que la valeur de IU décroît au cours du temps partant d'une valeur 1,8 (proche de 2) vers une valeur nulle. Ce qui montre l'évolution du comportement du réacteur d'un réacteur piston vers un réacteur parfaitement agité ($0 \leq UI \leq 2$). $UI = 0$ pour un composant qui se trouve dans toutes les mailles et $UI = 2$ pour un composant qui est présent dans une seule maille.

Dans ce cas de simulation (figure 3.4.1), les concentrations deviennent homogènes à partir de $t/t_c = 5$ si on considère que l'indice d'uniformité au dessous duquel le réacteur est considéré comme étant parfaitement agité est 0,02 (Mitsuharu et al., 2009).

Dans l'étude de Mitsuharu et al., (2009) un modèle 3D incorporant les caractéristiques rhéologiques des boues a été développé et intégré dans un code CFD dans le but de quantifier le degrés de mélange dans un digesteur. L'indice d'uniformité IU a été ainsi utilisé pour suivre la dynamique du mélange et une corrélation a été développée pour déterminer le temps nécessaire au mélange parfait pour une concentration en boues bien déterminée (63mg/l). L'agitation induit une recirculation interne avec un débit Q_R . Le temps de recirculation T_R est donné par le rapport entre le volume V du digesteur et le débit Q_R . Le taux de mélange N est défini comme étant $N = 24/T_R$.



La corrélation qui relie le temps d'homogénéisation T_H au temps de recirculation interne T_R et à la concentration en biomasse X dans le digesteur de forme circulaire est donnée par l'équation suivante :

$$\frac{T_H}{T_R} = 0.0132 \cdot X + 0.84 \quad \text{Equation (97)}$$

Pour voir l'effet de la concentration en boues sur le temps d'homogénéisation, le temps de recirculation a été maintenu constant tout en variant la concentration en boues dans le réacteur

(fig 3.4.2.b). Plus la concentration en boues est élevée, plus le temps de mélange est plus grand. Ceci est dû à la viscosité des boues.

Dans le cas du chenal, nous avons repris les mêmes conditions opératoires du pilote pour simuler l'indice d'uniformité de chaque variable du modèle ASM1. L'indice d'uniformité de l'oxygène dans le chenal a été suivi au cours du temps.

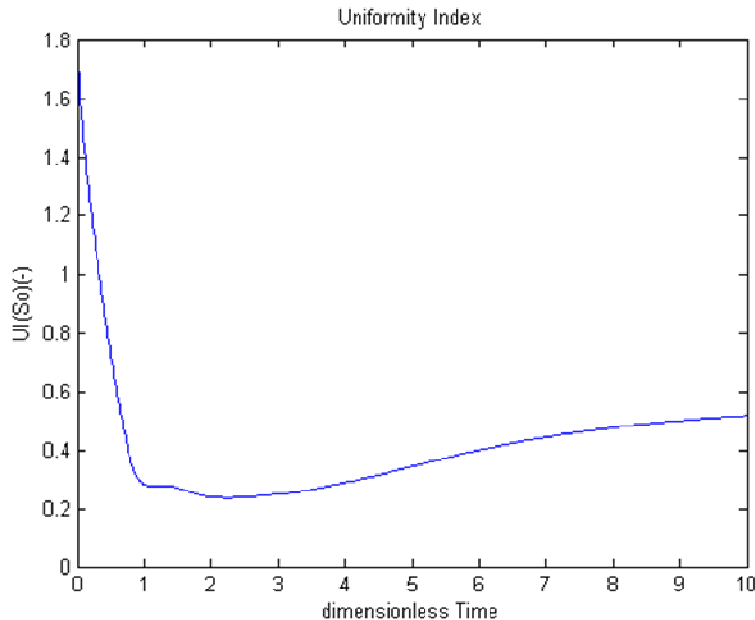


Figure 3.4.3 : Evolution de l'indice d'uniformité de l'oxygène en fonction du temps adimensionnel t/tc

Le chenal est alimenté en oxygène sur une seule maille c'est à dire sur une longueur de 0,21m (diamètre de disque perforé du diffuseur). Le coefficient global de transfert d'oxygène est quantifié à $0,0015 \text{ s}^{-1}$. La vitesse de circulation dans le chenal est égale à 0,1 m/s, soit un temps de circulation de 56 secondes. Le coefficient de dispersion axiale est quantifié à $0,015 \text{ m}^2/\text{s}$. L'indice d'uniformité de la concentration en oxygène décroît rapidement d'une valeur de 1,65 vers une valeur de 0,3. L'oxygène est distribué dans tout le chenal au bout d'un temps très court de l'ordre de 1 minute. Puis, IU commence à augmenter au cours du temps pour se stabiliser aux alentours d'une valeur de 0,5. Ceci peut être expliqué par l'augmentation du gradient d'oxygène due à l'apport continu par le diffuseur d'une part et de la consommation biologique d'autre part. Les figures suivantes montrent 3.4.4.a) l'évolution de l'oxygène au cours du temps à différents emplacements du chenal 3.4.4.b) le profil d'oxygène le long du chenal à la fin de la simulation (simulation sur 147 secondes). Nous observons un gradient de l'ordre de 0,58 mg/l

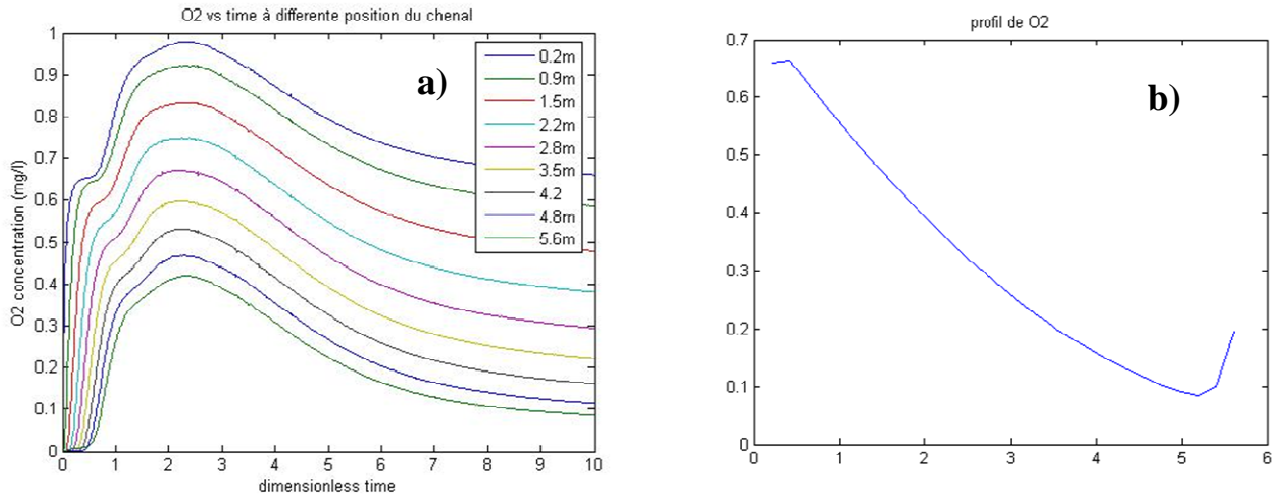


Figure 3.4.4 : Concentration en oxygène dissous dans le chenal a) en fonction du temps à différentes positions b) en fonction de la longueur du chenal au temps final de simulation

Les indices d'uniformité des 12 variables d'état du modèle ASM1 en fonction du temps sont représentés dans la figure 3.4.5.

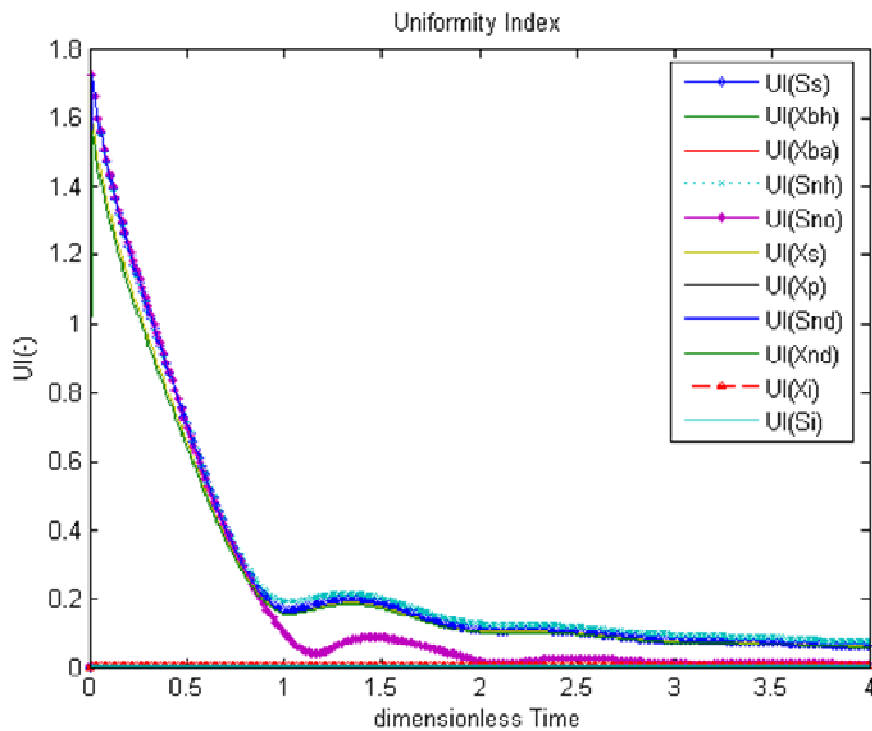


Figure 3.4.5 : Evolution au cours du temps de l'indice d'uniformité des variables du modèle ASM1

L'indice d'uniformité des différentes variables décroît rapidement d'une valeur de 1,7 vers une valeur presque nulle. Toutes les variables sont distribuées dans tout le chenal au bout d'un temps très court de l'ordre de 1 minute la valeur de IU atteint 0,2.

IU de Sno décroît plus rapidement vers 0. Ceci peut être expliqué par le fait que la concentration en oxygène est en tout point supérieure à la concentration seuil critique des conditions d'anoxie dans le chenal d'où l'inhibition de la dénitrification. Les nitrates et nitrites ne peuvent qu'augmenter au cours du temps. Le temps nécessaire pour l'homogénéisation totale est de l'ordre de $25 \times 56 = 1400$ sec = 23 min (fig 3.4.6.a et 3.4.6.b)

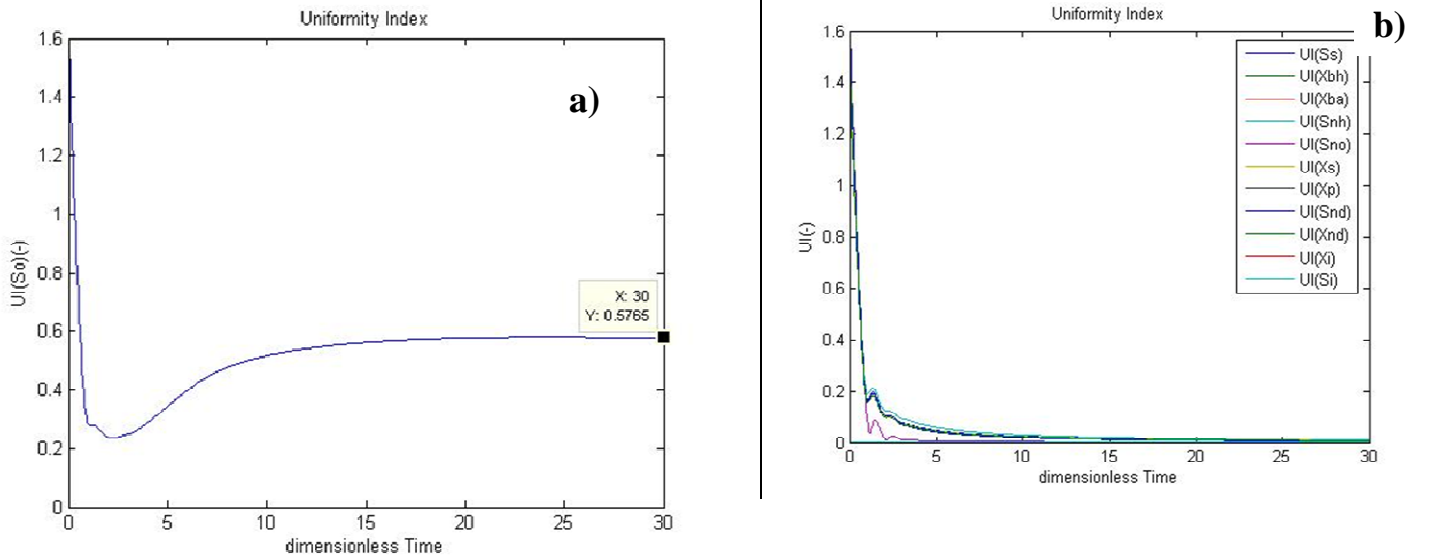


Figure 3.4.6 : Indice d'uniformité en fonction du temps de a) l'oxygène dissous b) des variables d'état du modèleASM1

3.4.1 Indice d'uniformité en fonction du nombre de Damköhler Da et de la vitesse de circulation U_c

En faisant varier la vitesse de circulation dans le chenal, les profils de l'indice d'uniformité en fonction du temps ne changent pratiquement pas sauf dans le cas de la vitesse $U_c = 0,1$ m/s, c'est-à-dire pour un temps de circulation de 56 secondes.

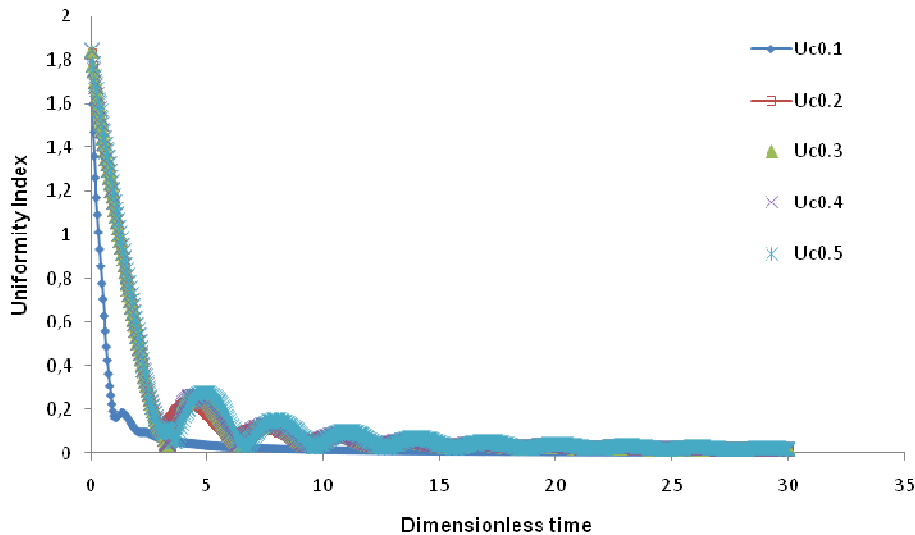


Figure 3.4.7 : Evolution au cours du temps de l'indice d'uniformité des variables du modèle ASM1 pour différentes vitesses de circulation

Les simulations de l'indice d'uniformité pour différentes vitesses de circulation viennent confirmer les résultats obtenus pour le gradient de concentration en oxygène dans le chenal en fonction de Da pour différentes vitesses de circulation (fig.3.4.7).

Le changement d'échelles affecte le degré d'homogénéité. Il est possible de prévoir l'existence de gradients à différentes échelles en comparant les temps caractéristiques de chaque processus. L'hétérogénéité est décelable si le temps de mélange est du même ordre de grandeur que le temps de réaction.

Une autre approche pour l'évaluation de l'hydrodynamique en présence de boues a été développée par Yablonsky et al., 2009. Cette approche consiste à un traçage différent de celui de Danckwerts par le fait que le traceur est un composant non inerte mais qui réagit. Cette nouvelle approche est basée sur l'âge moyen de sortie des molécules ayant échappées à la réaction et utilise le concept de mélange réactif. L'indice du mélange réactif REMI (REactif Mixing Index) est défini comme étant le rapport de la différence normalisée entre le temps de sortie en présence et en absence de réaction au taux de conversion X de substrat en biomasse. Cet indice $REMI = 1$ pour un réacteur parfaitement mélangé RPA et $REMI = 0$ pour un réacteur piston RP. Il dépend de deux coefficients adimensionnels, le nombre de Peclet Pe et le nombre de Damköhler Da .

Le traceur utilisé est le substrat facilement biodégradable S_s . Il est injecté à l'entrée du chenal pendant un temps très court. En présence de l'oxygène et des autres substrats, S_s va être consommé et le résiduel sera récupéré à la sortie pour calculer le REMI (l'indice de mélange réactif). Cet indice a été calculé pour différentes vitesses de circulation et pour différentes

cinétiques. Les conditions opératoires des tests de sensibilité de la partie 3.3 ont été reprises. Le substrat injecté sous forme de Dirac est la DCO facilement biodégradable. Ce traceur réactif est détecté à la sortie en tenant compte de toutes les réactions dans le chenal pilote. Toutes les simulations ont donné un REMI de l'ordre de 1, avec un taux de conversion important indépendamment du nombre de Peclet et du nombre de Damköhler. Le calcul de cet indice est non significatif dans le cas de ce pilote où le substrat injecté est purement biodégradable et très concentré, en plus des conditions opératoires et de la géométrie du pilote. Dans le cas des réactions biologiques assez lentes, on ne peut pas observer l'effet de l'échelle de temps relative à l'activité biologique sur les autres échelles. L'indice d'uniformité a été simulé en parallèle avec l'essai de traçage avec le substrat facilement biodégradable S_s dans les différentes conditions (U_c variant de 0,1 à 0,5 m/s).

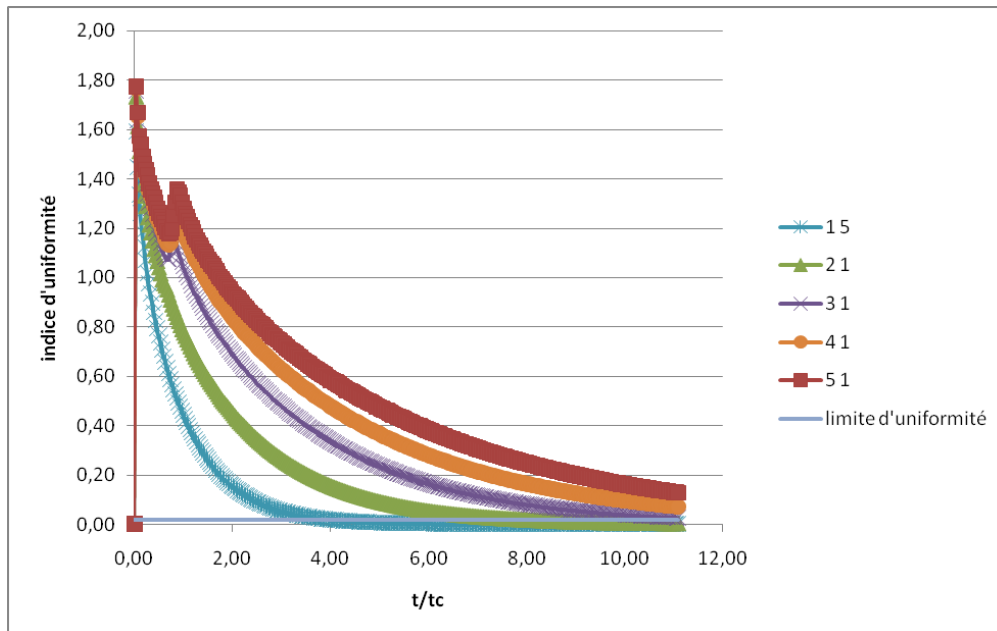


Figure 3.4.8 : Indice d'uniformité de S_s pour différentes vitesses de circulation

Légende	U_c (m/s)	μ_{hmax} (j^{-1})	K_s (mg/l)
1_5	0,1	2	200
2_1	0,2	6	20
3_1	0,3	6	20
4_1	0,4	6	20
5_1	0,5	6	20

Le temps de mélange a été estimé à partir des profils de l'indice d'uniformité du traceur réactif au cours du temps.

t/tc	Uc	tc	tm
adim	m/s	s	s
3,95	0,1	56,0	221,2
7,85	0,2	28,0	219,8
11,84	0,3	18,7	221,0
15,8	0,4	14,0	221,2
19,6	0,5	11,2	219,5
moyenne			220,5

Le temps de mélange t_m , pour les différentes vitesses, est de l'ordre de 220 secondes.

3.2 Conclusion

Le modèle développé pour la simulation du chenal d'oxydation a été validé sur des mesures locales effectuées sur le pilote du laboratoire. L'approche est nouvelle du fait que nous avons assez bien reproduit avec un modèle semi global des mesures locales. Cette approche représente une validation du modèle développé. Le présent travail met en évidence cette interaction qui existe au sein des chenaux d'oxydation et les effets des différentes échelles de temps sur le rendement de tel réacteur. L'étude sur l'indice d'uniformité vient confirmer les effets des échelles de temps sur le rendement épuratoire dans le chenal.

Chapitre 4. : Simulation à l'échelle industrielle

Le présent chapitre a pour principal objectif de mettre en application le modèle 1D développé dans le chapitre précédent pour la simulation du fonctionnement d'un chenal à l'échelle industrielle. Le modèle 1D couplé a été validé à l'échelle pilote. Son utilisation à l'échelle industrielle permettra de mettre en évidence sa capacité à reproduire le comportement dans les chenaux, notamment reproduire les profils de concentration. Les étapes de simulation à l'aide du modèle 1D sont explicitées et une confrontation aux mesures effectuées sur la station a été faite. Le calage des paramètres de l'azote a été fait en se basant sur les résultats de la campagne de mesures intensives. Ces paramètres ont été implémentés dans le modèle 1D pour reproduire la dynamique de l'azote. Les profils de concentrations dans le chenal ont été simulés et comparés aux valeurs mesurées sur la station de Mahrès. Un test de sensibilité de la concentration en demi-saturation en oxygène Koh a été effectué.

4.2 Simulation du fonctionnement de la station de Mahrès

Les simulations à échelle réelle consistent à reproduire le fonctionnement de la station de Mahrès. Ceci nécessite la détermination de tous les paramètres du modèle. Ces paramètres peuvent être classés en trois groupes : paramètres hydrodynamiques, paramètres relatifs au transfert d'oxygène et paramètres relatifs aux réactions biologiques. La difficulté réside dans le fait que ces paramètres ne peuvent pas être déterminés indépendamment l'un de l'autre. Le transfert d'oxygène dans les conditions opératoires réelles est très relié bien évidemment à la respiration des boues et donc aux paramètres cinétiques. De même, le coefficient de dispersion dépend du transfert d'oxygène et vice versa. Les paramètres qui ont été déterminés expérimentalement sont implantés dans le modèle. Les autres paramètres sont déterminés par calage en adoptant des démarches bien précises et bien argumentés qui sont présentées au fur et à mesure dans chaque partie.

4.2.1 Simulation de la remontée d'oxygène

Le coefficient de transfert d'oxygène est déterminé à partir des données de fonctionnement de l'aérateur. Pendant la journée de 8 mars 2005, l'aérateur a fonctionné pendant 16h avec un apport horaire en oxygène de 36 KgO₂/h. La quantité d'oxygène apportée par l'aérateur est alors évaluée à 576 Kg/j. Si nous considérons que l'oxygène est apporté dans un volume

élémentaire de 61 m³ (21 volume de contrôle, n=21), le coefficient de transfert volumique k_{La} sera calculé par la formule suivante :

$$k_{La} = \frac{Q_{air}}{(C_s - C) \cdot V} \quad \text{Equation (98)}$$

Q_{air} étant la quantité d'oxygène calculé suivant l'apport horaire de l'aérateur installé (Kg/j)

C_s : concentration de saturation en oxygène à la température considérée (T= 15°C) (mg/l)

C : la concentration en oxygène dans le chenal (mg/l)

Le coefficient de transfert en eau claire est calculé 3,1 h⁻¹. Un facteur de correction $\alpha = 0.7$ (FNDAE n°26) est utilisé pour déterminer le coefficient de transfert en boues k_{La}' . Ce coefficient de transfert k_{La}' est de l'ordre de 2,2 h⁻¹. Un k_{La}' rapporté au volume de la maille aérée (k_{La}' local) est introduit dans le modèle dans le volume aéré qui est de 61 m³.

Le coefficient de transfert d'oxygène k_{La}' peut être confirmé par la simulation de la remontée d'oxygène dans le chenal. Trois points de mesure ont été enregistrés au cours du temps (8 et 9 février 2007).

La difficulté réside dans le fait de trouver les conditions initiales pour la simulation dynamique de la remontée d'oxygène en un point donné. Pour cela, il faudra faire des simulations à long terme en utilisant les données des jours précédents au jour de simulation. L'état d'équilibre donné par les conditions de fonctionnement juste avant la remontée est reproduit. Les concentrations initiales sont enregistrées dans un fichier et sont ensuite utilisées comme valeurs initiales pour la simulation dynamique de la remontée. L'état d'équilibre est jugé atteint quand la concentration en biomasse particulaire inerte (la dynamique la plus lente du système) est stabilisée. Cette concentration se stabilise dans le chenal à une valeur de 1600 mg/l pour la journée considérée. Cette valeur simulée est confirmée par le calcul donné par la relation que nous avons développée. Le temps de mise en régime est à peu près égal à 5 fois l'âge des boues. Ceci est aussi confirmé par la simulation.

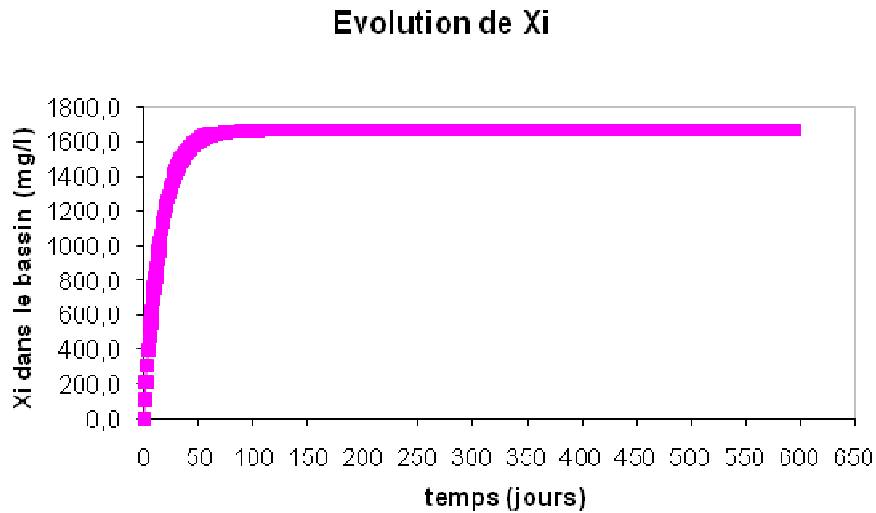


Figure 4.2.1 : Evolution de la concentration en biomasse particulaire inerte dans le canal donnée par la solution analytique

La remontée d'oxygène a été mesurée à une distance de 10m de l'aérateur. Les mesures en oxygène dissous lors de la marche de l'aérateur sont prises toutes les 20 secondes jusqu'à atteindre une concentration d'équilibre C^* . Puis l'aérateur est arrêté pour mesurer la descente d'oxygène en ce point.

La marche-arrêt de l'aérateur ont été reproduite par la simulation avec la fixation du coefficient de transfert d'oxygène $k_{La} = 2,2 \text{ h}^{-1}$. Les résultats de la simulation de remontée d'oxygène sont présentés sur la Figure 4.2.2.

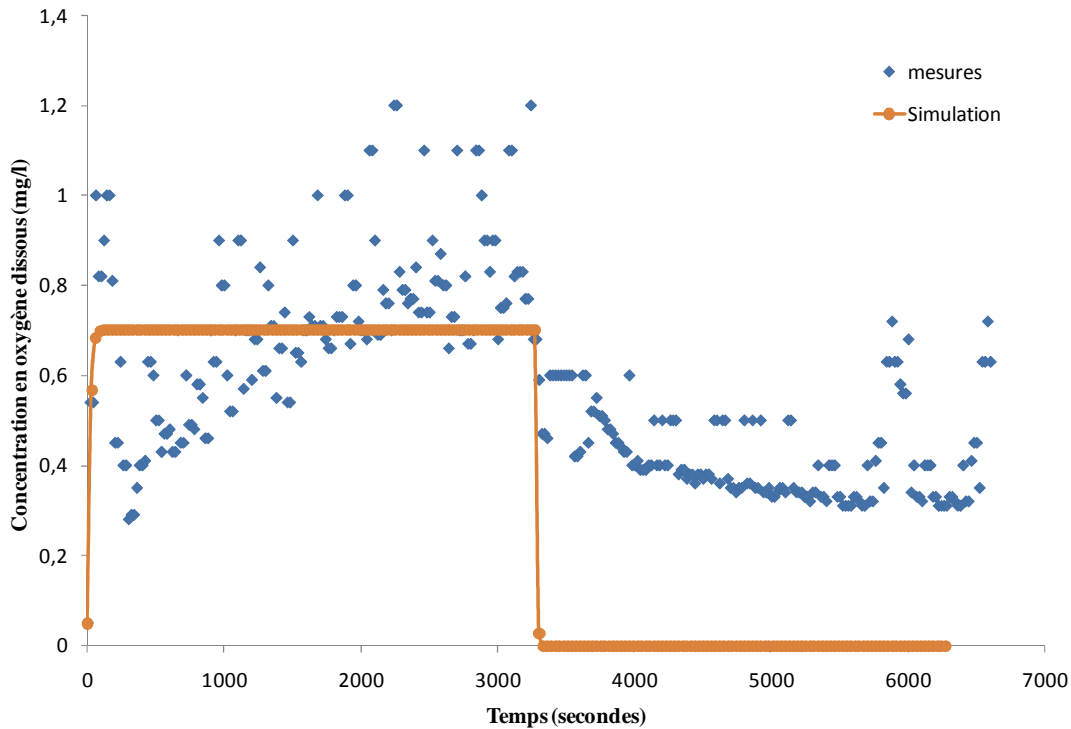


Figure 4.2.2 : Simulation de la remontée d'oxygène à 10 m de l'aérateur

L'influence des conditions initiales (Concentrations des différentes fractions dans le chenal) a été testée. Il s'est avéré que le plateau d'équilibre entre apport et demande en oxygène dépend fortement des conditions initiales et aussi de l'état convergé de la simulation. Le deuxième plateau qui correspond à la respiration des boues dépend, bien évidemment, des cinétiques biologiques. Cette consommation en oxygène est surestimée par notre modèle.

4.2.2 Simulation du profil de concentration en oxygène dissous dans le chenal

Pour la simulation du profil d'oxygène dissous dans le chenal, une démarche bien déterminée a été utilisée. Le profil d'oxygène représente des mesures instantanées de la concentration en oxygène dissous tout au long du chenal. Cette concentration en oxygène est celle de l'oxygène résiduel ; la différence entre l'apport en oxygène par la turbine (terme source dans l'équation de transport) et la consommation pour la dégradation de la pollution carbonée et azotée (terme de réaction r_{O_2}). Cette concentration est aussi diffusée et circulée tout au long du chenal.

Pour pouvoir reproduire le profil d'oxygène mesuré pendant un moment de la journée, une simulation dynamique est lancée pendant un temps très court. Cette simulation par le modèle 1D permet de calculer à chaque pas de temps la concentration en oxygène au milieu de chaque maille. Le profil tracé à la fin de la simulation est le résultat obtenu après le calcul itératif de la méthode de résolution utilisée. Ceci dit, les conditions initiales sont très

importantes pour retrouver la bonne solution à la résolution. Les conditions initiales pour reproduire le profil d'oxygène instantané sont les concentrations obtenues après la stabilisation du régime de la station (régime permanent).

Une première simulation a été lancée sur une période égale à 5 fois l'âge des boues du chenal pour étudier les dynamiques des différentes variables du modèle ASM1.

Pour la simulation du fonctionnement de la station de Mahrès, les mesures moyennes journalières des fiches d'exploitation sont utilisées. Une journée qui représente un état d'équilibre a été choisie pour simuler un état stationnaire (ou convergé).

Les données nécessaires à la simulation sont présentées dans le tableau suivant :

Tableau 4.2.1 : Données relatives au jour de simulation

Débit d'entrée	Débit de recyclage	Débit de boue purgée	DCO à l'entrée	Azote total entrée
634 m ³ /j	410 m ³ /j	25 m ³ /j	804 mg/l	180 mg/l

Les résultats de la simulation en régime transitoire sont présentés par les figures 4.2.3 et 4.2.4. Ces figures représentent l'évolution des concentrations dans le chenal au cours du temps de simulation.

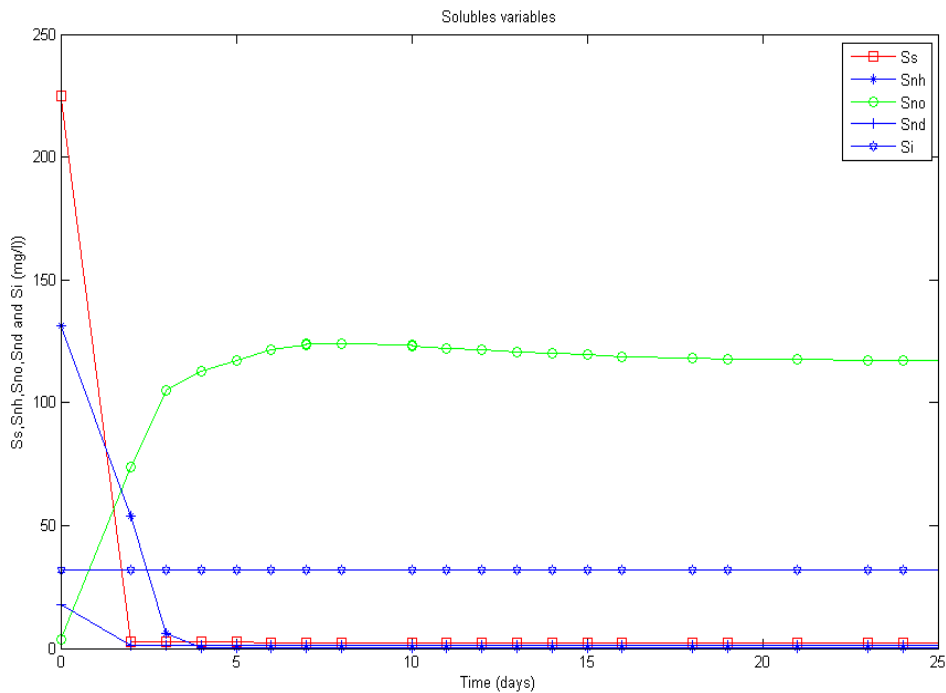


Figure 4.2.3 : Evolution des fractions solubles en fonction du temps

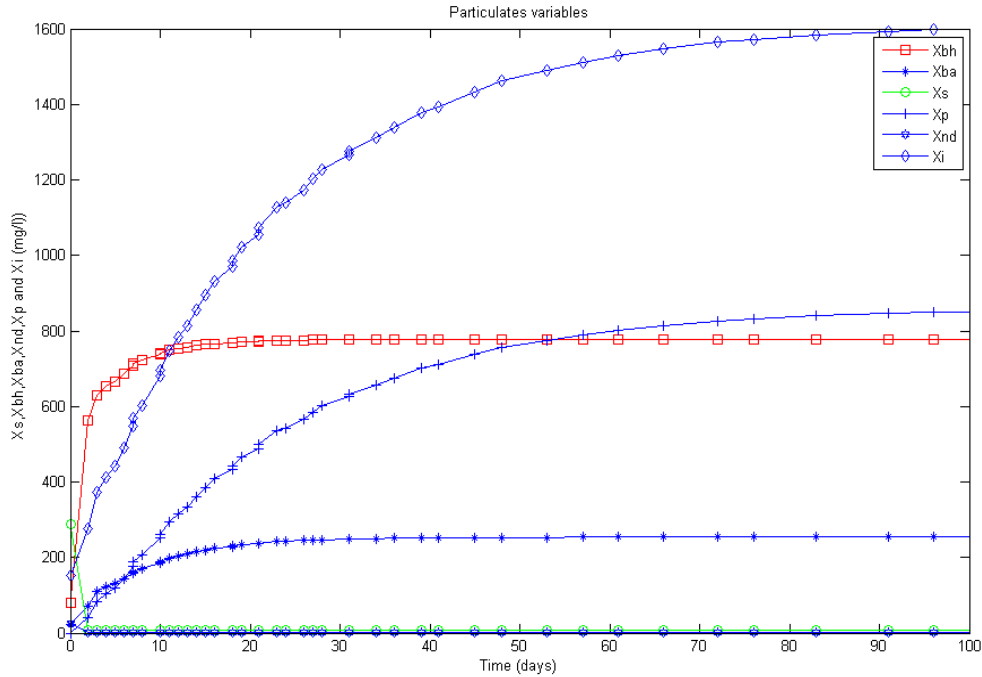


Figure 4.2.4 : Evolution des fractions particulaire en fonction du temps

La figure 4.2.3 représente l'évolution des fractions soluble en fonction du temps. Le substrat facilement biodégradable (S_s) est consommé rapidement par la biomasse hétérotrophe (X_{bh}) qui augmente pour se stabiliser dans le chenal à une valeur de 780 mg/l. Aussi le substrat lentement biodégradable (X_s) diminue suite au processus d'hydrolyse. La cinétique d'élimination de l'azote ammoniacal est aussi rapide que les cinétiques déjà citées. La figure 4.2.3 montre que la nitrification se déroule dans le chenal pendant les 5 premiers jours du temps de la mise en régime. Les variables qui stabilisent plus lentement dans le système (le chenal) sont X_{bh} , X_{ba} , X_p et X_i . La concentration en DCO particulaire inerte X_i se stabilise après un temps de simulation environ égal 5 fois l'âge des boues à peu près (100 jours simulés). L'âge des boues étant de 21 jours.

Par conséquent et en considérant la dynamique la plus lente du système, il est plus judiciable d'utiliser la charge moyenne relative aux données des 100 jours avant le jour de simulation.

D'après les fiches d'exploitation, les fluctuations de débit et de DCO journalières sont tracées (fig. 4.2.5 et fig. 4.2.6). La charge moyenne pendant la période précédant le jour de simulation (100 jours avant le 8 mars 2005 dans les fiches d'exploitation) est calculée. Le débit correspondant à cette charge moyenne est utilisé pour la simulation de la mise en régime du système.

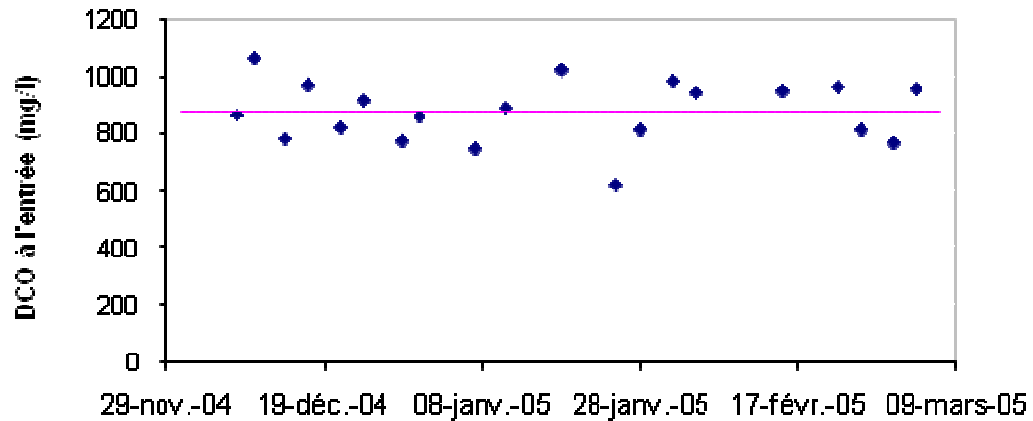


Figure 4.2.5 : Fluctuation de la concentration en DCO pendant la période précédant le jour de simulation

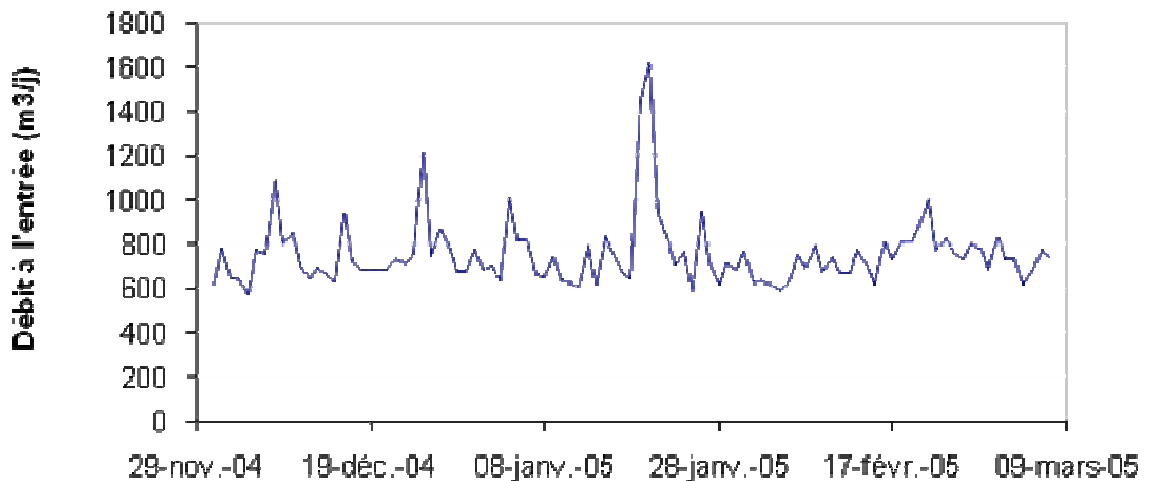


Figure 4.2.6 : Fluctuation du débit pendant la période précédant le jour de simulation

La moyenne des charges a été calculée pendant cette période et comparée à la charge obtenue par le produit des moyennes.

$$\overline{Q \cdot DCO} = 665 \text{ Kg} / j \quad \text{Equation (99)}$$

$$\overline{Q} \cdot \overline{DCO} = 625 \text{ Kg} / j$$

Pour la simulation du jour 8 mars 2005, il faut introduire la valeur de la moyenne des charges pour rechercher la solution en régime permanent. Puis comparer la liqueur mixte simulée à celle mesurée en moyenne sur toute la période précédant le jour de simulation.

Les données moyennes utilisées pour la nouvelle simulation sont récapitulées dans le tableau 4.2.2.

Table 4.2.2 : Charge moyenne durant la période précédant le jour de simulation

Débit d'entrée	Débit de recyclage	Débit de boue purgée	DCO à l'entrée	Azote total entrée
758 m ³ /j	309 m ³ /j	23 m ³ /j	825 mg/l	188 mg/l

La mise en régime du système étant contrôlée par la dynamique la plus lente (la concentration des particulaire inerte dans le bassin Xib) dépend donc des paramètres donnant cette concentration dans le bassin. A savoir, les données opérationnelles (débit et concentration moyenne) et aussi de la concentration en particulaire inerte présente déjà dans l'eau usée à l'entrée du chenal. En se basant sur le protocole de STOWA (développé par Dutch Foundation of Applied Water Research), si l'âge des boues est bien vérifié, les fractions de la DCO peuvent être calées. Les paramètres qui influent le plus le fonctionnement du système à long terme sont le taux de conversion Y_h et le taux de décès des hétérotrophes b_h . La fraction inerte X_i supposée influe aussi sur le fonctionnement à long terme et sur la stabilisation du système. Il est conseillé lors de l'opération de calage de ne modifier que la fraction des inerts particulaire à l'entrée qui est la variable contenant le plus d'incertitude (Hulsbeek et al. 2002). La mise en régime est simulée dans deux cas de figures. Pour le cas où nous utilisons les données relatives au jour de simulation (tableau 4.2.1) et avec les fractions de l'eau à l'entrée tirées de la littérature les concentrations atteintes lors de la stabilisation sont présentées dans le tableau 4.2.3 (régime permanent 1). Pour le deuxième cas de simulation, les valeurs moyennes de charge précédant le jour de simulation sont utilisées (tableau 4.2.2) et les fractions mesurées sur la station de Mahrès sont admises (régime permanent 2).

Tableau 4.2.3 : Concentrations à l'entrée et concentrations simulées en régime permanent

Variable		Concentration à l'entrée (mg/l)	Concentration régime permanent 1 (mg/l)	Concentration régime permanent 2 (mg/l)
So	Dissolved oxygen	0,01	0,51	0,24
Ss	Readly biodegradable substrate	225,12	2,52	2,74
Si	Inert soluble substrate	32,16	32,16	32,16

Xbh	Heterotrophic biomass	80,4	780	882
Xba	Autotrophic biomass	24,12	254	278
Xs	Slowly biodegradable substrate	289,44	9	12
Xp	Particulate from biomass decay	0	851,4	682
Xi	Inert particulate substrate	152,76	1601,77	1610
Snh	Ammoniacal nitrogen	131,4	0,21	0,8
Sno	Nitrate and nitrite	3,6	116,81	76
Snd	Soluble organic nitrogen	18	0,99	1
Xnd	Particulate organic nitrogen	27	0,81	1

Le tableau 4.2.3 résume les valeurs simulées en régime permanent. Toutes les variables sont uniformément réparties sauf la concentration en oxygène qui présente une valeur moyenne dans le chenal de 0,24mg/l.

Un nouvel état d'équilibre est atteint en considérant une charge moyenne sur les 100 jours précédant le jour de simulation.

La liqueur mixte dans le chenal est donnée par la somme des fractions de la DCO simulées dans le bassin ($X_{bh}+X_{ba}+X_s+X_i+X_p$). Pour comparer la liqueur mixte dans le bassin mesurée et simulée, nous tenons en compte les rapports DCO/MVS et MES/MVS. Le taux de MVS dans les particulaires non biodégradable ($X_p + X_i$) est de 75%, le taux de MVS dans les particulaires biodégradable (X_s) est de 75%, le taux de MVS dans la biomasse ($X_{bh} + X_{ba}$) est de 90%. Le rapport MES/MVS est quantifié à 75%.

En se basant sur ces taux de conversion, les MVS simulées sont de 2772 mg/l. La concentration en MES simulée et mesurée de la liqueur mixte est donnée dans le tableau suivant.

Tableau 4.2.4 : Concentration en liqueur mixte dans le bassin mesurée et simulée (gTSS/m³)

Concentration en MES mesurée (mg/l)	Concentration en MES simulée (mg/l)
4000	3696

Le modèle 1D spatio temporel nous permet de simuler la concentration en oxygène dissous à différents instants et différentes positions dans le chenal.

Le profil d'oxygène est simulé au moment d'équilibre entre apport et consommation (quand le taux d'utilisation d'oxygène se stabilise).(fig 4.2.7)

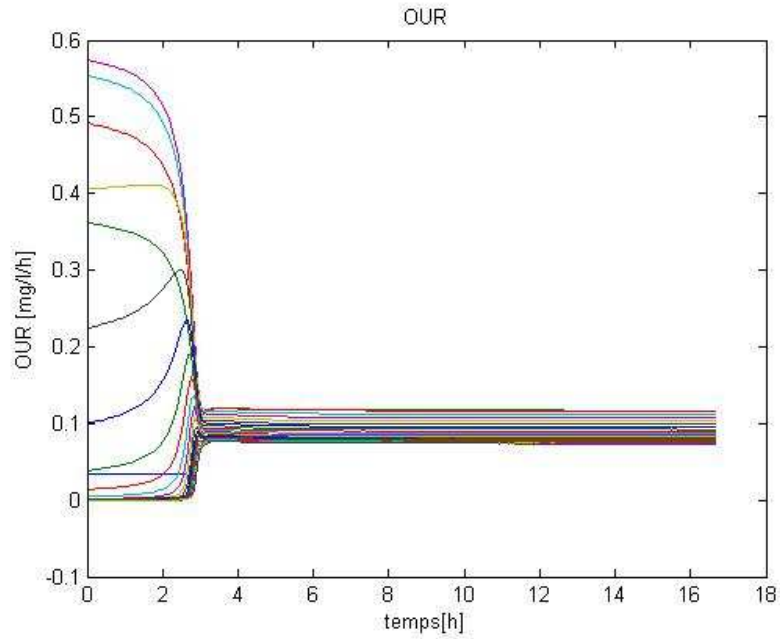


Figure 4.2.7 : taux d'utilisation d'oxygène simulé en fonction du temps à différents points du chenal

Le profil d'oxygène simulé est comparé à celui mesuré pendant la journée de mesure.

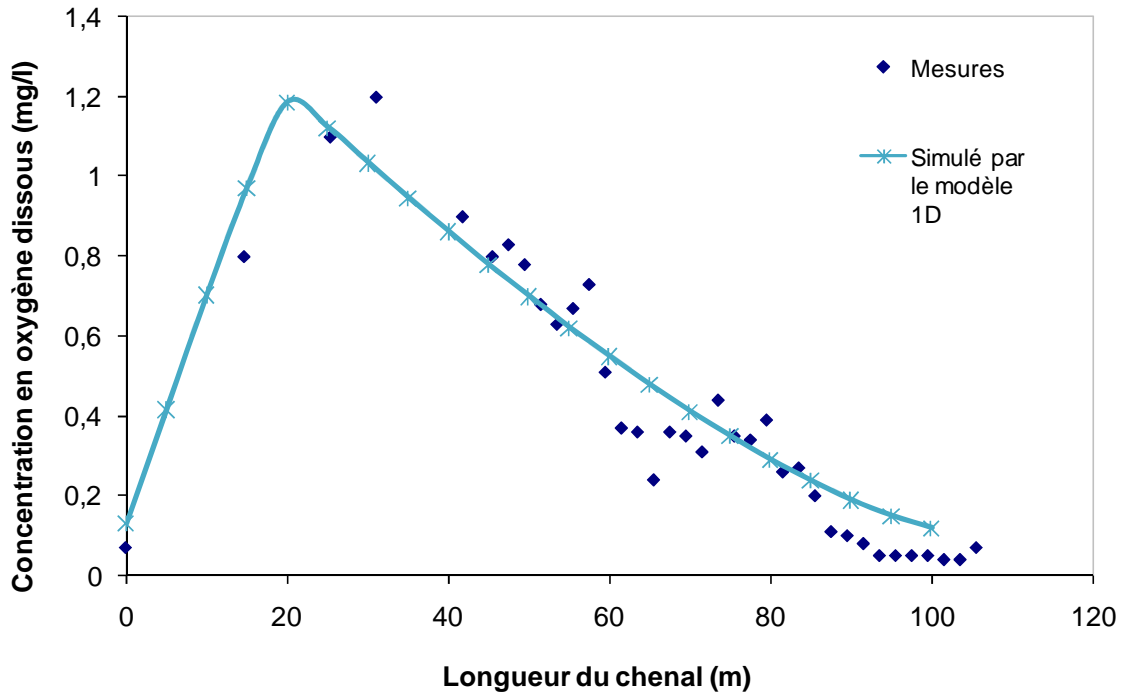


Figure 4.2.8 : Profil d'oxygène dissous dans le chenal mesuré et simulé

4.3 Calage du modèle de GPS-X sur le cas d'étude

Dans cette partie, nous utilisons un logiciel de simulation pour reproduire le fonctionnement de la station de Mahrès. Le but principal est de reproduire la dynamique de l'azote et par la suite déterminer les paramètres cinétiques relatifs au processus de dégradation. L'objectif de la modélisation fixe le choix de protocole de calage et les informations nécessaires à récolter. Les objectifs doivent être donc bien définis dès le départ pour une bonne représentation du fonctionnement de la station à l'échelle réelle. Notre objectif est donc d'avoir une bonne description de la dégradation du carbone et de l'azote dans le chenal d'oxydation de Mahrès, pour éventuellement une gestion des cycles de nitrification dénitrification. Il n'existe pas à l'heure actuelle une démarche unique à suivre pour le calage du modèle ASM1 à l'échelle réelle. Plusieurs travaux ont été menés sur ce point.

4.3.1 Choix du protocole de calage

Les protocoles les plus connus pour le calage des modèles ASMs sont celui des groupes : STOWA (Hulsbeek et al., 2002), BIOMATH (Vanrolleghem al., 2003), WERF (Melcer et

al.,2003) et HSG (Langergraber G. et al.,2004). Le protocole Choisi dans notre étude est celui de STOWA décrit par la figure. 4.3.1. Ce protocole a été choisi en se basant sur la disponibilité des données nécessaires pour le calage.

Une description des étapes de calage des modèles a été faite dans la partie 1.2.3.1 du présent rapport.

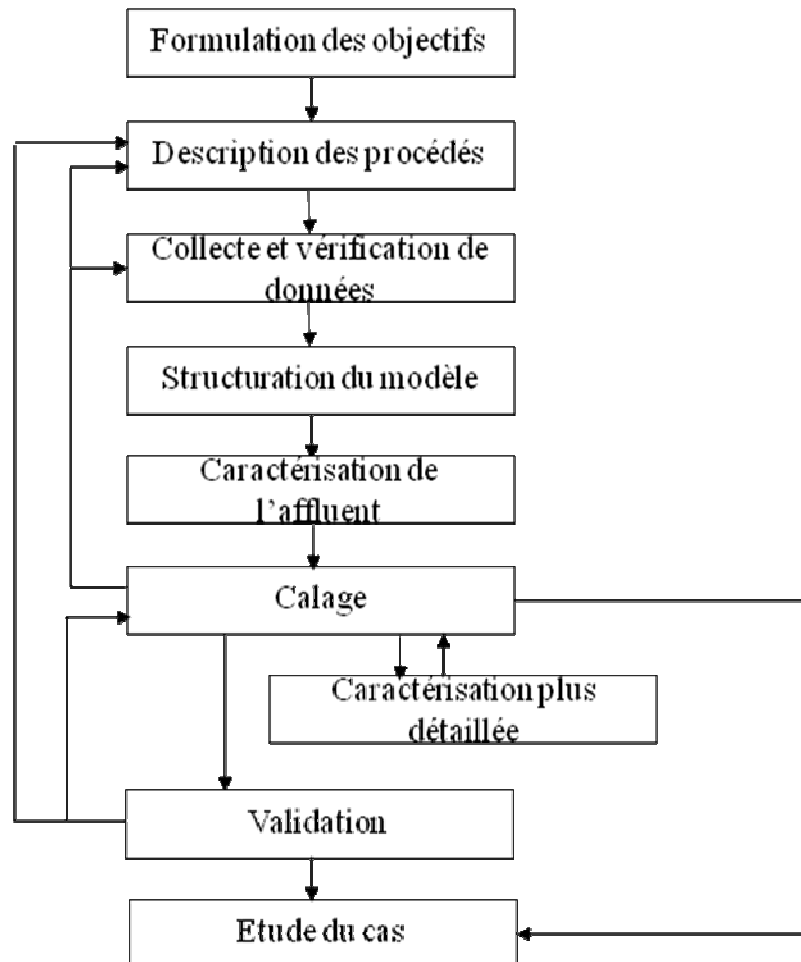


Figure 4.3.1 : Protocole de calage de modèle de station à grande échelle (Hulsbeek *et al.*, 2002)

4.3.2 Etapes du calage

Le calage en régime permanent consiste à utiliser les données moyennes de la station en supposant que ces données moyennées représentent un état d'équilibre c'est-à-dire le fonctionnement en régime permanent. Cette étape consiste à retrouver les données moyennes de la station de la qualité de l'eau à la sortie et la concentration en liqueur mixte dans le bassin d'aération. Le calage en régime permanent du modèle ASM1 consiste à déterminer les

paramètres caractérisant le fonctionnement à long termes de la station. Dans cette étape, la fraction des particulaires inertes à l'entrée sera déterminée (fraction de X_i par rapport à la DCO totale). En effet, les fractions de l'eau usée sont déterminées par des mesures qui permettent la caractérisation de l'affluent. La fraction soluble de la DCO est déterminée par mesure de la DCO filtrée, puis les fractions soluble facilement biodégradable S_s et soluble inerte S_i sont estimés. La fraction inerte particulaire sera donc la fraction ajustée par le calage en se basant sur l'âge des boues du procédé. Une méthode de détermination de la fraction particulaire inerte X_i est proposée. La solution analytique de l'équation de variation des particulaires inertes permet de calculer la concentration en inerte dans le chenal. cette concentration dépend bien évidemment de la concentration des inertes à l'entrée, la variable qui sera ajustée pour le calage des MES dans le chenal.

Le calage en régime permanent est aussi nécessaire pour fixer les conditions initiales pour une simulation dynamique du fonctionnement de la station. Et aussi pour une première estimation des paramètres. L'étape de calage en dynamique est essentielle pour une meilleure caractérisation du fonctionnement dynamique du système et pour la détermination des taux de croissance autotrophe et hétérotrophe.

4.3.2.1 Descriptions du procédé

Le logiciel utilisé est GPS-X5.0. Il intègre dans sa bibliothèque les modèles ASM. Le modèle biologique ASM1 et le modèle physique « simple 1d » de Takács (Takács, 1991) sont utilisés dans la modélisation du chenal et du décanteur de Mahrès. Le chenal est modélisé par 16 réacteurs parfaitement agités en série avec recirculation interne. Le logiciel permet l'élaboration de schémas simplifiés des stations d'épuration à l'aide d'outils prédéfinis. Chaque outil représente un ouvrage. Ces outils sont ensuite assemblés (reliés par des flèches) pour définir le profil hydraulique de la station d'épuration à étudier. L'ensemble des ouvrages assemblés s'appelle « layout ». Le « layout » de la station de Mahrès est représenté par la figure 4.3.2.

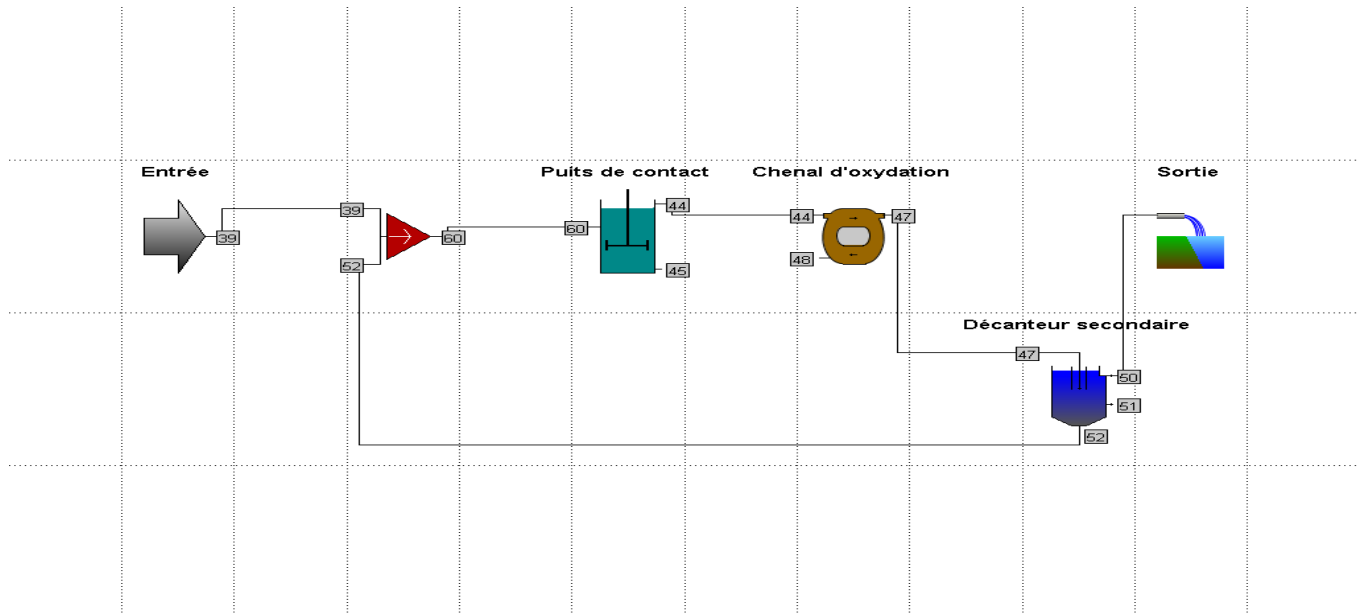


Figure 4.3.2 : Schéma synoptique de la station dans le logiciel GPS-X5.0

4.3.2.2 Collecte et vérification des données

Les données dans une station d'épuration sont le plus souvent recueillies régulièrement avec une fréquence journalière d'échantillonnage. Cette fréquence d'échantillonnage est jugée insuffisante pour un bon calage du modèle et pour une modélisation plus précise (Spérandio et al. 2007). Des campagnes de mesures plus détaillées doivent être menées. Les fréquences d'échantillonnage devraient être choisies en se basant sur les constantes de temps gouvernant le processus de dégradation et les variations de l'influent. Par exemple, l'une des constantes de temps importante du processus est le temps de séjour hydraulique. Différentes périodes d'échantillonnage sont indiquées dans la littérature. Idéalement, on devrait choisir un temps d'échantillonnage d'environ cinq fois plus rapide que le temps de séjour hydraulique et avec une durée d'essai de 3 à 4 fois cette période (Ljung, 1987). Mais puisque les mesures sur une station de taille réelle restent toujours coûteuses, ces recommandations ne sont pas toujours respectées. Ceci dit les mesures in situ restent insuffisantes. Des essais en laboratoire doivent être complémentaires pour un calage dynamique du modèle sur station réelle (Vanrolleghem and Coen, 1995). Les deux types de mesures regroupées seront utilisés pour le calage (Dupont and Sinkjær, 1994; Xu and Hultman, 1996; Kristensen et al., 1998).

La collecte des données et des mesures effectuées sur la station de Mahrès est nécessaire d'une part pour l'implémentation des paramètres dans le modèle pour la simulation

numérique. D'autre part, pour la validation du modèle par la comparaison avec les résultats de simulation. Les mesures peuvent être classées en deux types. Des mesures à long terme pour la représentation des dynamiques lentes du système. C'est une validation en régime permanent et aussi caractérisation des charges que la station a subies (conditions initiales pour la simulation dynamique). Des mesures à court terme pour le calage dynamique du modèle. La fréquence d'échantillonnage pour le calage dynamique a été fixée par Ljung 1987 à 5 fois plus rapide que le temps de séjour hydraulique sur une période 3 à 4 fois ce temps caractéristique (Temps de séjour hydraulique).

- Mesure à long terme :
 - Mesures moyennes journalières de débit et de DCO à l'entrée sur 60 jours (fiche d'exploitation)
 - Mesures du débit horaire
 - Mesures de DCO et NH_4^+ entrée pendant deux moments de la journée (pendant le moment de la journée où le débit est important et pendant le moment où il est faible)
- Mesure à court terme :
 - Mesures de NH_4^+ et NO_3^- en sortie sur 24h (échantillon de 1heure)
 - Mesures de la DCO soluble et MES en entrée et en sortie
 - Mesure du profil de O_2 , NH_4^+ et NO_3^- dans le chenal (10 point de mesures dans le chenal)

4.3.2.3 Caractérisation de l'affluent

L'une des étapes les plus importantes dans la procédure de calage est celle de la collecte des données ainsi que la caractérisation de l'affluent.

Nous avons déterminé les différentes fractions de la DCO à l'entrée en se basant, d'une part, sur les résultats pendant la campagne de mesures intensives et d'autre part, par calage à l'aide du logiciel de simulation dynamique GPS-X5.0.

La DCO est donnée par la somme de toutes les fractions. La méthode de détermination de chaque fraction est donnée dans le tableau suivant.

Tableau 4.3.1 : Méthodes de détermination des fractions de la DCO

Fraction	Méthode de détermination
Si : DCO soluble inerte	Fraction soluble à la sortie
Ss : DCO facilement biodégradable	Fraction (Ss+Si) - Si
Xs : DCO lentement biodégradable	DCO totale - (Ss+Si) - Xi
Xi : DCO particulaire inerte	Calage

4.3.2.3.1 Détermination des fractions solubles Ss et Si

Pendant la journée de mesure, cinq échantillons ont été prélevés à l'entrée de la station pour mesurer la DCO totale et la DCO filtrée (fig 4.3.3)

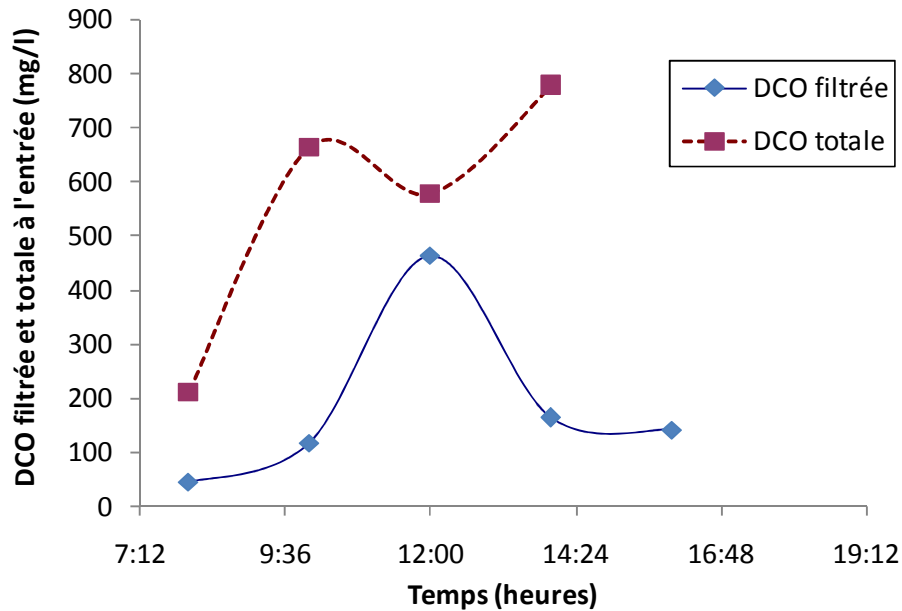


Figure 4.3.3 : Concentration en DCO totale et soluble à l'entrée de la station pendant une journée de fonctionnement

Le suivi de la concentration de la DCO totale et de la DCO soluble à l'entrée et à la sortie de la station nous permet d'identifier les fractions de la DCO soluble (Ss+Si) et de la DCO soluble inerte Si. Le tableau 4.3.2 récapitule les prises d'essai pendant la journée de mesure.

Tableau 4.3.2: DCO totale et filtrée de l'affluent

Prise d'essai	heure	DCO totale (mg/l)	DCO soluble (mg/l)	% de DCO soluble
1	8:00	210	45	0,21
2	10:00	664	118	0,18
3	12:00	578	464	0,80
4	14:00	778	164	0,21

A la sortie, l'évolution de la DCO soluble est représentée par la figure 4.3.4.

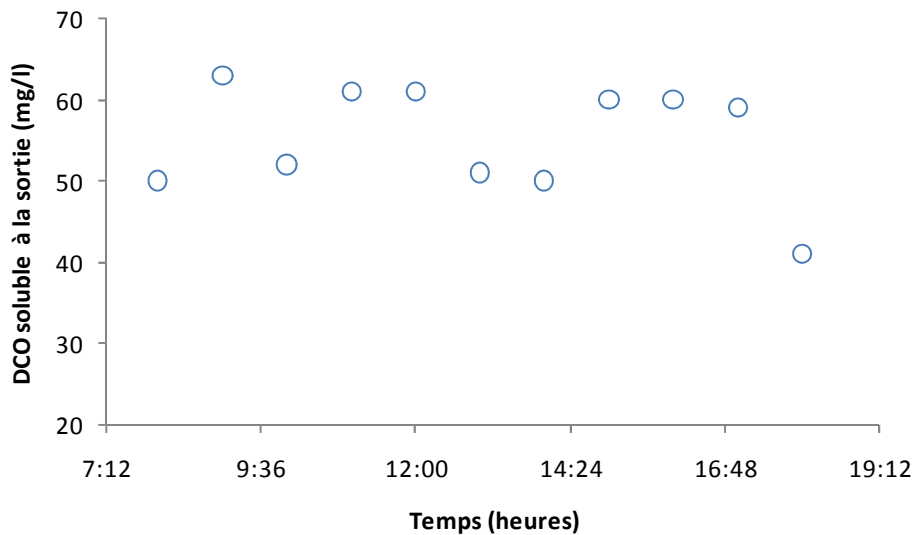


Figure 4.3.4 : Concentration en DCO soluble à la sortie de la station sur 11 heures de fonctionnement

La concentration moyenne en DCO soluble à la sortie est de l'ordre de 55 mg/l. Cette concentration peut nous donner une idée sur la fraction soluble inerte de l'affluent. D'après Ekama et al. (1986), la DCO soluble de l'effluent est un bon indicateur de S_i dans le cas d'un système à boues activées à faible charge. Tschui et Siegrist ont suggéré que $S_i = 90\%$ de la concentration en DCO de l'effluent. La fraction S_i par rapport à la DCO totale est de l'ordre de 10%. Xu (1996) considère que la DCO filtrée à la sortie représente la DCO soluble inerte à l'entrée de la station.

A Partir des mesures de la DCO de la campagne intensive, nous avons pu déterminer les deux fractions solubles Ss et Si.

Le pourcentage de la DCO soluble par rapport à la DCO totale à l'entrée de la station de Mahrès est autour d'une valeur de 35 % de la DCO totale. Nous remarquons, qu'à 12h la fraction de DCO soluble atteint les 80%. La nature du rejet est variable au cours de la journée. L'affluent contient une fraction de DCO facilement biodégradable importante à 12h. La fraction soluble inerte Si étant estimée à 10% par rapport à la DCO totale, la partie soluble biodégradable représente donc 25% de la DCO totale à l'entrée.

4.3.2.3.2 Détermination des fractions particulières Xs et Xi

Pour le calage de la fraction inerte Xi, une simulation en régime permanent a été lancée pour reproduire le fonctionnement global de la station. Ensuite, une simulation dynamique a été lancée avec la considération de la variation horaire du débit et aussi du changement du fractionnement à l'entrée de la DCO soluble pendant la journée de simulation.

Pour la détermination de la fraction des particulaire inerte Xi, nous nous référons à l'âge des boues du procédé. Les concentrations de la liqueur mixte mesurée et simulée dans le chenal sont confrontées.

En effet, la concentration en inerte dans le chenal peut être calculée analytiquement en appliquant le bilan massique autour du réacteur. Ce qui nous donne l'équation suivante où Xi est la concentration des inertes particulières dans le chenal, Xi,inf la concentration des inertes particulières dans l'affluent, Xib la concentration des inertes particulaire dans la boues. Q et Qr sont respectivement le débit d'entrée et le débit de recyclage des boues à partir du décanteur.

$$V \cdot \frac{dX_i}{dt} = Q \cdot X_{i,inf} + Q_r \cdot X_{ib} - (Q + Q_r) \cdot X_i \quad \text{Equation (100)}$$

Le bilan sur le décanteur nous permet de déterminer la fraction des inertes dans les boues Xib.

$$V \cdot \frac{dX_i}{dt} = Q \cdot X_{i,inf} - \underbrace{(Q + Q_r) \cdot \left(1 - \frac{Q_r}{Q_r + Q_b}\right)}_A \cdot X_i \quad \text{Equation (101)}$$

$$\frac{V}{A} \cdot \frac{dX_i}{dt} + X_i = \frac{Q}{A} \cdot X_{i,inf} \quad \text{Equation (102)}$$

Nous pouvons appliquer la transformé de Fourier

$$\frac{V}{A} \cdot p \cdot X_i(p) + X_i(p) = \frac{Q}{A} \cdot X_{i,inf}(p) \quad \text{Equation (103)}$$

$$\frac{X_i(p)}{X_{i,\text{inf}}(p)} = \frac{\frac{Q}{A}}{1 + \frac{V}{A} \cdot p} \quad \text{Equation (104)}$$

(1er ordre)

$$X_i(t) = \frac{Q}{A} \cdot \Delta X_{i,\text{inf}} \cdot (1 - e^{-\frac{t}{V/A}}) \quad \text{Equation (105)}$$

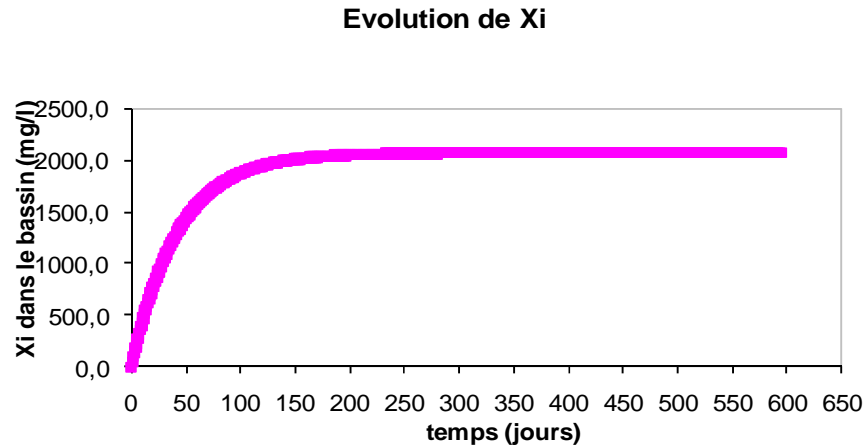


Figure 4.3.5 : Evolution des inertes particulières dans le bassin d'aération

La stabilisation de Xi dans le bassin dépend des débits (du rapport V/A avec A défini antérieurement).

$$A = (Q + Q_r) \cdot \left(1 - \frac{Q_r}{Q_r + Q_b}\right) \quad \text{Equation (106)}$$

Il est vérifié par les calculs que le rapport V/A n'est autre que l'âge des boues τ_b .

$$\tau_b = \frac{X \cdot V}{Q_b \cdot X_b} \quad \text{Equation (107)}$$

Pour déterminer la fraction particulaire inerte à l'entrée $X_{i,\text{inf}}$, l'âge des boues est fixé dans la formule qui permet de calculer la concentration en particulaire inerte dans le bassin Xi. Pour ajuster cette concentration calculée à celle mesurée, la fraction des inertes à l'entrée $X_{i,\text{inf}}$ est calée.

Les valeurs des fractions de la présente étude sont comparées aux fractions trouvées par différents auteurs pour des eaux usées domestiques (Tableau 4.3.3).

Tableau 4.3.3 : Fractions de la DCO comparées à celle dans la littérature

Références	Ss (%)	Si (%)	Xs (%)	Xi (%)
Présent travail	25	10	62	3
Ekama et al. (1986)	20	5		13
Siegrist et al. (1994)	10	8	56-58	24 – 26
Spérandio (1998)	1 - 16		44 - 57	
Stricker (2000)	10 - 31	4	50 - 83	3 – 15
Choubert (2002)	22 - 24	5,9 - 6,6	62 - 72	4 - 7

4.3.2.4 Calage de l'azote

Un calage manuel est mené pour fixer les paramètres du modèle qui décrivent le mieux le fonctionnement du chenal de Mahrès. Les dynamiques des différentes formes d'azote doivent être reproduites par la simulation.

Un précalage a été effectué par l'ajustement des fractions de l'affluent. Le calage de la nitrification et la dénitrification a été effectué en se basant sur le protocole de Choubert 2002.

Un jeu de paramètres est fixé pour chaque étape. Les étapes de calage proposées sont récapitulées dans le tableau 4.3.4.

Tableau 4.3.4 : Etapes de calage du modèle biologique

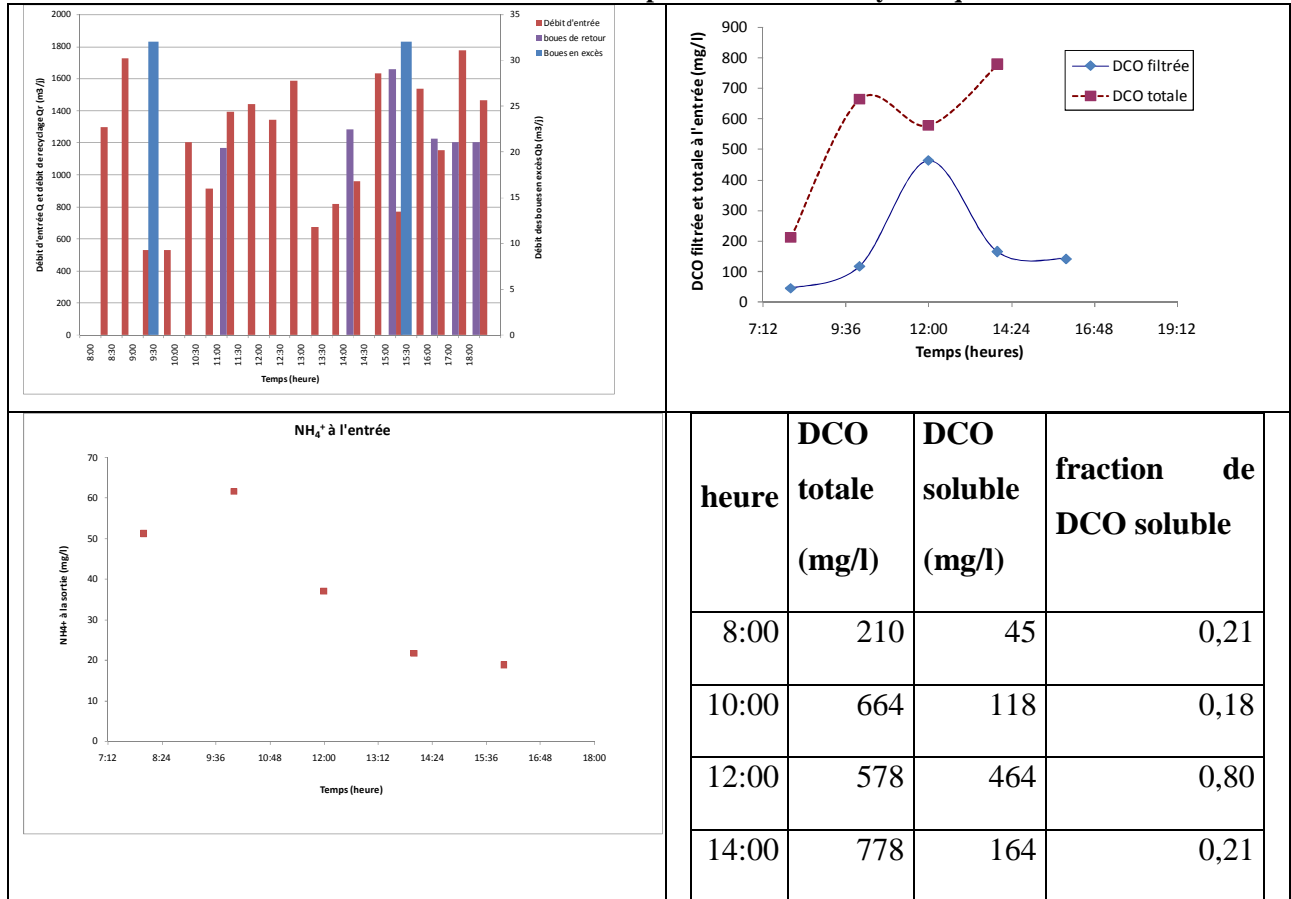
	Mesures nécessaires	Paramètres à modifier
1) Production et composition des boues	Age des boues X, Xb et Qb	X_s, X_i, I_{nx}, I_{ni}
2) Nitrification	Concentration en NH_4^+ à la sortie	K_{oa}, K_{nh}, b_a
3) Dénitrification	Concentration en NO_3^- à la sortie	$\eta_g, b_h, K_{oa}, K_{no}, K_{oh}$

Pour reproduire la dynamique de dégradation de l'azote, une simulation dynamique est lancée avec les paramètres de précalage retenus et en considérant la variation de l'affluent à l'entrée

(variation de charge et de débit au cours de la journée de simulation). Sachant que la simulation dynamique est très dépendante des états initiaux, nous devons fixer les concentrations initiales dans le chenal. Les concentrations en DCO particulaire inerte X_i , en biomasse hétérotrophes et biomasses autotrophes présentes dans le chenal ont été déterminées par une simulation en régime permanent avec les données moyennes de fonctionnement de la station. La simulation a été lancée sur une période de 5 fois l'âge de boues avec des conditions opératoires constantes en régime permanent. $X_{i_{ini}} = 466 \text{ mg/l}$, $X_{bh_{ini}} = 723 \text{ mg/l}$; $X_{ba_{ini}} = 310 \text{ mg/l}$.

Les entrées considérées pour la simulation de la dynamique de l'azote à la sortie ont été regroupées dans le tableau suivant :

Tableau 4.3.5 : Données d'entrée pour la simulation dynamique



La variation du débit d'entrée a été prise en compte ainsi que le recyclage et le débit des boues en excès tout au long de la journée simulée. La variation de charge en termes d'azote ammoniacal a été introduite ainsi que la variation de charge en DCO et a fraction de DCO soluble au cours de la journée.

4.3.2.4.1 Calage de la nitrification

Un calage des paramètres relatifs à la nitrification a été effectué. La variable cible est la concentration en azote ammoniacal S_{nh} à la sortie.

Le jeu de paramètres retenu à partir de l'opération de calage est présenté dans le tableau suivant :

Tableau 4.3.6 : Paramètres cinétiques pour le calage de la nitrification

Paramètre	Valeur initiale	Valeur retenue	Littérature
K_{nh} (mg/l)	1	1	-
K_{oa} (mg/l)	0,4	1	0,4 - 2
μ_a (j^{-1})	0,8	0,45	0,2 - 1
b_a (j^{-1})	0,2	0,14	0,05 – 0,2

Le jeu de paramètre retenu a été comparé aux résultats de l'étude de Choubert et al. (2008) sur 13 stations d'épuration en France traitant l'azote. Ces résultats de simulation de différents auteurs sont récapitulés par Choubert et al. (2008) dans le tableau suivant.

Tableau 4.3.7 : Paramètres de calage de l'azote (Choubert et al. (2008))

paramètres	Valeur par défaut		Valeur calées		référence
	20°C	10°C	20°C	10°C	
$\mu_{max,A}$ (j^{-1})	0,8	0,3	0,8	0,45	Fillos <i>et al.</i> , 2000; Stensel <i>et al.</i> , 2002; Dold <i>et al.</i> , 2005; Marrs <i>et al.</i> , 2004 ; Marquot,2006
b_a (j^{-1})	0,04	0,02	0,17	0,13	
Yh (gDCO/gDCO)	0,67		0,67 (aéré) 0,54 (anoxic)		Muller <i>et al.</i> , 2003; Orhon <i>et al.</i> , 1998; Sozen <i>et al.</i> , 1998; Spérandio <i>et al.</i> , 1999; Strotmann <i>et al.</i> , 1999; Lopez <i>et al.</i> , 2006

Choubert et al. (2008) ont remarqué que l'utilisation d'un seul taux de conversion hétérotrophe Y_h surestime les concentrations en nitrate de l'effluent. Ils proposent d'adopter deux Y_h respectivement pour la croissance aérobie et la croissance anoxie des hétérotrophes pour la bonne prédiction des nitrates à la sortie.

La modification du modèle ASM1 en tenant compte du nouveau Y_h anoxie et aérobie a été effectuée par la suite dans le modèle 1D.

4.3.2.4.2 Calage de la dénitrification

Un calage des paramètres relatifs à la dénitrification a été effectué. La variable cible est la concentration en nitrate et nitrite S_{no} à la sortie.

Les paramètres retenus à partir de l'opération de calage sont les suivant :

Tableau 4.3.8 : Paramètres cinétiques pour le calage de la dénitrification

Paramètre	Valeur initiale	Valeur retenue	Littérature
η_g	0,8	1	0,6 - 1
K_{oa} (mg/l)	0,4	1	0,4 - 2
K_{oh} (mg/l)	0,2	0,2	0,01 - 0,2
K_{no} (mg/l)	0,5	0,1	0,1 - 0,5

Les paramètres ont été modifiés en se basant sur la marge de variation donnée par la littérature (annexe I, tableau A1-3). Le facteur de correction pour la croissance anoxie des hétérotrophes η_g a été augmenté jusqu'à sa valeur limite 1, en supposant que toute la biomasse hétérotrophe croit en anoxie. Le coefficient de demi-saturation de nitrate pour la dénitrification K_{no} a été diminué pour traduire une meilleure accessibilité des hétérotrophes à l'utilisation des nitrates présents. Toutes ses modifications n'ont pas pu améliorer la description du processus de dénitrification.

4.3.2.4.3 Résultats du calage

Les résultats de la simulation avec GPS-X ont été comparés avec les mesures effectuées sur la station de Mahrès. La concentration de la liqueur mixte mesurée à 2600 mg/l a été comparée celle simulée qui est de 2464 mg/l. Cette comparaison permet de valider le calage de la fraction X_i sur la production de boues. Le calage est aussi validé pour la dégradation de la

DCO par une comparaison de la DCO soluble à la sortie mesurée et simulée. Les résultats de la simulation après l'opération de calage sont récapitulés dans le tableau suivant :

Tableau 4.3.9: Qualité de l'eau à la sortie mesurée et simulée

Paramètre	mesures	Simulation GPS-X
DCOs (mg/l)	55,3	49,35
Snh (mg/l)	2,6	3,16
Sno (mg/l)	2,2	6,98
N (mg/l)	10,4	18,98

Ce tableau regroupe les moyennes temporelles des concentrations de la qualité de l'eau à la sortie en terme de DCO et des formes d'azote. La dégradation de la DCO et de l'azote ammoniacal est assez bien représentée. Cependant, la dénitrification reste sous estimée par la simulation.

Les graphes suivant illustrent les variations temporelles des concentrations à la sortie de la STEP :

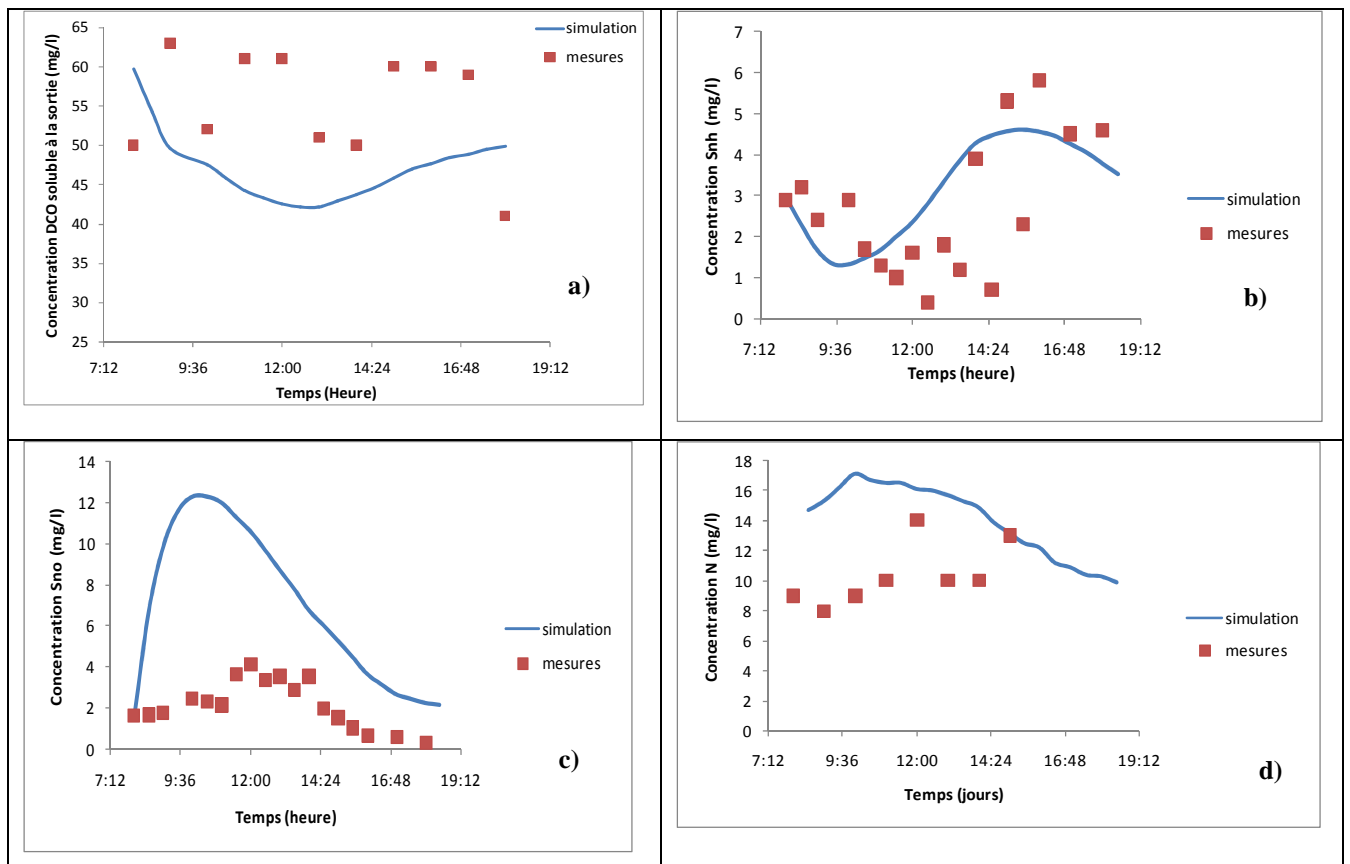


Figure 4.3.6 : Concentrations mesurées et simulées à la sortie de la STEP a) en DCO soluble Ss b) en azote ammoniacal Snh c) en nitrate et nitrite Sno d) en azote total N

A l'aide du logiciel GPS-X, nous avons essayé de reproduire le fonctionnement de la station de Mahrès. Les mesures effectuées lors de la campagne de mesures intensives ont permis de caler le modèle pour la dégradation de l'azote. Ces mêmes mesures seront utilisées dans la partie suivante pour reproduire le fonctionnement de la STEP par le modèle 1D développé dans le présent travail. Les paramètres issus de l'opération de calage par GPS-X seront utilisés dans le modèle 1D pour simuler la dynamique de l'azote à la sortie du chenal.

4.4 Simulation du fonctionnement de la station de Mahrès pendant la campagne de mesure intensive

Les mesures ont été effectuées sur 10h de fonctionnement (de 8h à 18h) pendant la journée de 1 juin 2010. Ces mesures ont concernées les forme d'azote dans le chenal et à la sortie de la station. Le modèle 1D est utilisé pour reproduire le fonctionnement du chenal pour la même journée de mesure. Une simulation dynamique est lancée en prenant en compte la variation de débit et des concentrations à l'entrée de la station et en imposant les paramètres cinétiques et les fractions de l'affluent retenus lors de l'opération de calage.

4.4.1 Variation spatiale des concentrations dans le chenal

Les fractions de l'affluent identifiées sont utilisées pour la simulation par le modèle 1D du fonctionnement de la station pendant la campagne de mesure intensive. Les profils simulés sont confrontés aux profils mesurés dans le chenal. Le tableau suivant récapitule les concentrations moyennes simulées et mesurées dans le chenal d'oxydation.

Tableau 4.4.1 : Moyenne spatiale des paramètres mesurés et simulés dans le chenal

Paramètre	mesures	Simulation modèle 1D
Oxygène dissous (mg/l)	0,98	1,04
Concentration de la liqueur mixte (mgMES/l)	2600	2200
Azote ammoniacal Snh (mg/l)	0,39	0,89
Nitrate et nitrite Sno (mg/l)	2,75	59,16

La dénitrification est aussi sous estimée par le modèle 1D. La concentration en nitrate et nitrite dans le chenal reste très élevée. En effet, le processus de dénitrification est relié à plusieurs conditions. La capacité à dénitrifier dépend, d'une part, de la quantité de substrat

facilement biodégradable S_s disponible dans le bassin et d'autre part du gradient de concentration en oxygène dissous dans le chenal. En partant de ce dernier point, nous supposons que la bonne description des phénomènes simultanés qui se produisent au sein du chenal est nécessaire pour améliorer les résultats de la simulation. Les chenaux de par leur forme et leur conception sont des réacteurs hétérogènes qui présentent généralement de fort gradient en concentration d'oxygène dissous. Ceci nous mène dans notre étude à se focaliser sur le calage du paramètre cinétique Koh qui est le coefficient de demi saturation d'oxygène pour les hétérotrophes. Il s'agit d'adapter ce paramètre cinétique pour mieux simuler à la fois la croissance aérobie des hétérotrophes et leur croissance anoxie qui est responsable du processus de dénitrification.

Dans ce qui suit, nous avons entamé une étude de sensibilité du coefficient de demi saturation d'oxygène pour les hétérotrophes. Nous voulons voir l'effet de ce paramètre dans le cas où une hétérogénéité spatiale dans le chenal est présente. En effet, ce coefficient traduit l'accessibilité de l'oxygène utilisé par les bactéries hétérotrophes pour dégrader la pollution en aérobie et ainsi qu'en anoxie (respectivement le taux de réaction ρ_1 et ρ_2).

$$\rho_1 = \mu_{h,\max} \cdot \frac{S_s}{S_s + K_s} \cdot \frac{S_o}{S_o + K_{oh}} \cdot X_{bh} \quad \text{Equation (106)}$$

$$\rho_2 = \eta_g \cdot \mu_{h,\max} \cdot \frac{S_s}{S_s + K_s} \cdot \frac{K_{oh}}{S_o + K_{oh}} \cdot \frac{S_{no}}{S_{no} + K_{no}} \cdot X_{bh} \quad \text{Equation (107)}$$

Il s'est avéré que le paramètre Koh est un paramètre déterminant pour la description de l'activité des bactéries hétérotrophes. Ce paramètre contrôle la dégradation de la pollution en fonction de la concentration en oxygène dissous dans le chenal. La valeur de Koh fixé représente le seuil de la réduction de la croissance des hétérotrophes à la moitié.

Pour un profil de concentration en oxygène donné et un Koh fixé, le r_{O_2} présente aussi une hétérogénéité spatiale. Les figures suivantes regroupent l'ensemble des simulations effectuées pour différentes valeur de Koh. Le profil d'oxygène dissous dans le chenal (graphe à gauche) est superposé au profil de taux d'utilisation d'oxygène (graphe à droite) pour souligner l'influence du gradient sur la cinétique de dégradation de la pollution.

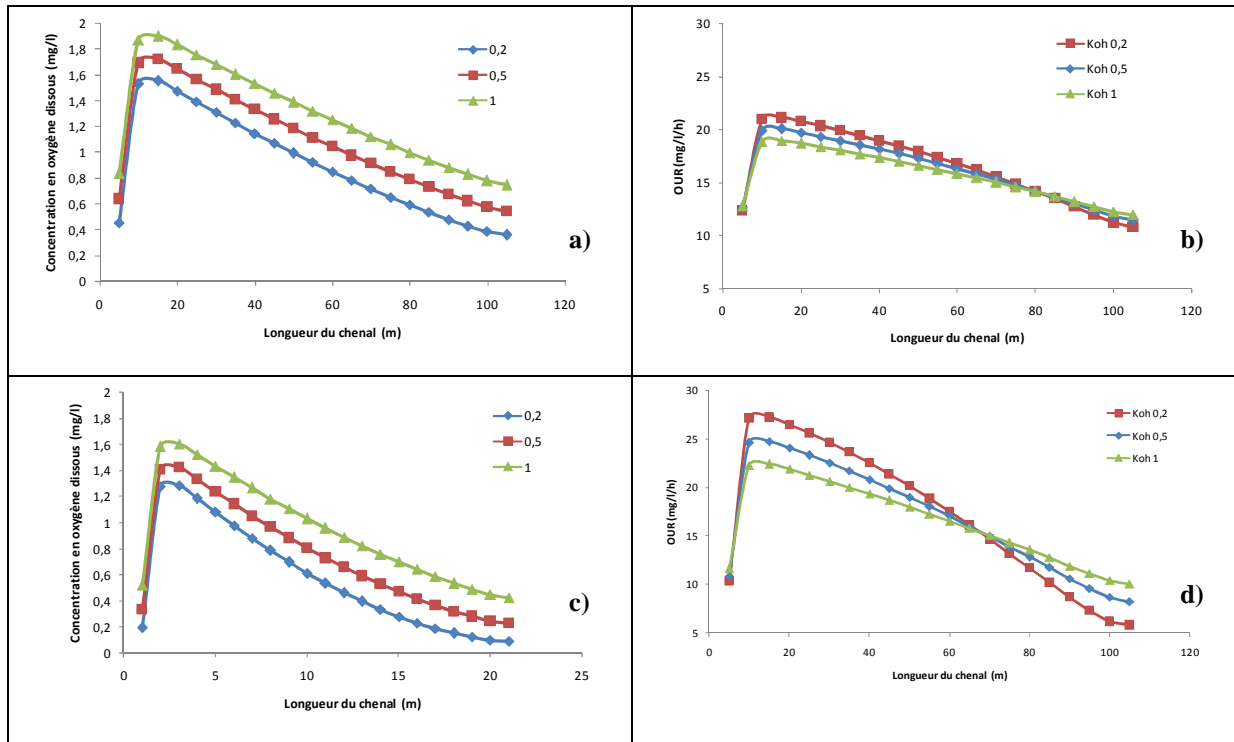


Figure 4.4.1 : Concentrations en oxygène dissous a) à 9h c) à 12h et taux d'utilisation d'oxygène OUR b) à 9h d) à 12h simulées dans le chenal pour différents Koh

L'hétérogénéité du taux d'utilisation d'oxygène dépend aussi bien de la concentration en oxygène dissous dans le chenal que de la charge pollution entrante. Les deux figures suivantes illustrent la variation temporelle du taux d'utilisation d'oxygène OUR à l'entrée et à la sortie du chenal pour différents Koh.

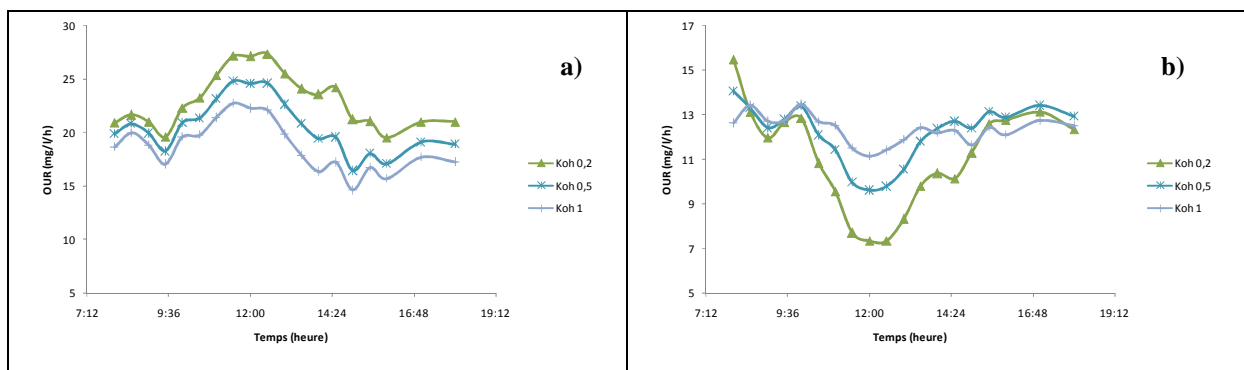


Figure 4.4.2 : Taux d'utilisation d'oxygène simulés a) à l'entrée et b) à la sortie du chenal pour différents Koh

L'effet du paramètre Koh a été testé sur la concentration en oxygène dissous, l'azote ammoniacal et les nitrates dans le chenal. Le tableau suivant résume les concentrations moyennes simulées dans le chenal à deux moments de la journée.

Tableau 4.4.2 : Concentrations moyennes simulées dans le chenal

Concentrations		Simulation			Mesure
		Koh=0,2	Koh=0,5	Koh=1	
Oxygène dissous (mg/l)	A 12h	0,57	0,74	0,95	
	A 9h	0,9	1,09	1,29	0,98
Azote ammoniacal Snh (mg/l)	A 12h	2,21	1,68	1,33	
	A 9h	1,27	1,14	1,05	0,39
Nitrate et nitrite Sno(mg/l)	A 12h				
	A 9h	58,65	58,34	58,05	2,75

4.4.2 Variation temporelle des concentrations dans le chenal

4.4.2.1 Variation de la qualité de l'eau à la sortie en termes de DCO

La concentration en DCO soluble à la sortie mesurée pendant la campagne intensive a été comparée aux valeurs simulées par le modèle 1D développé (figure 4.4.3). Une bonne concordance est remarquée entre les valeurs simulées et celle mesurées à la sortie.

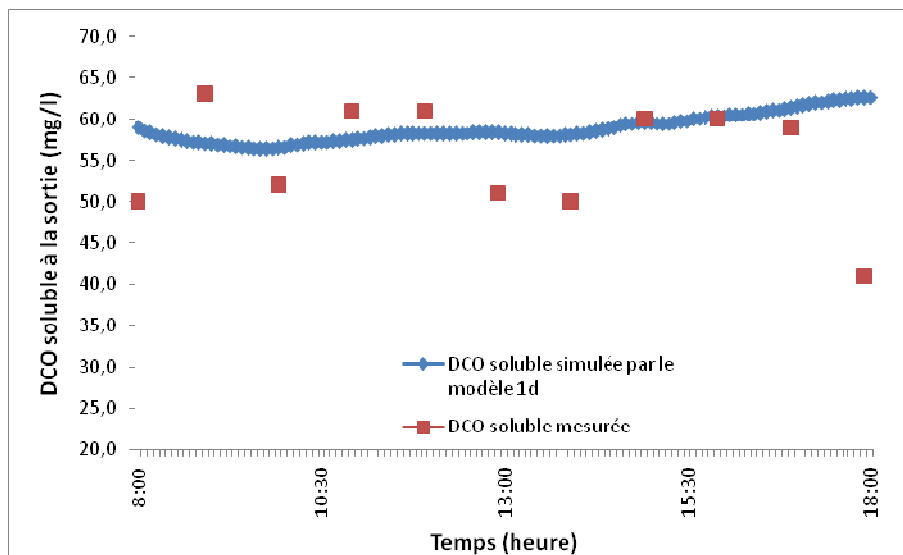


Figure 4.4.3 : Concentration du substrat soluble à la sortie simulée par le modèle développé et mesurée pendant les 10h de fonctionnement de la campagne intensive

4.4.2.2 Variation de la qualité de l'eau à la sortie en termes d'azote

Les variations temporelles des concentrations des différentes formes de l'azote sont simulées avec les données relatives à la journée de mesure (mêmes données utilisées pour le calage du modèle sur GPS-X).

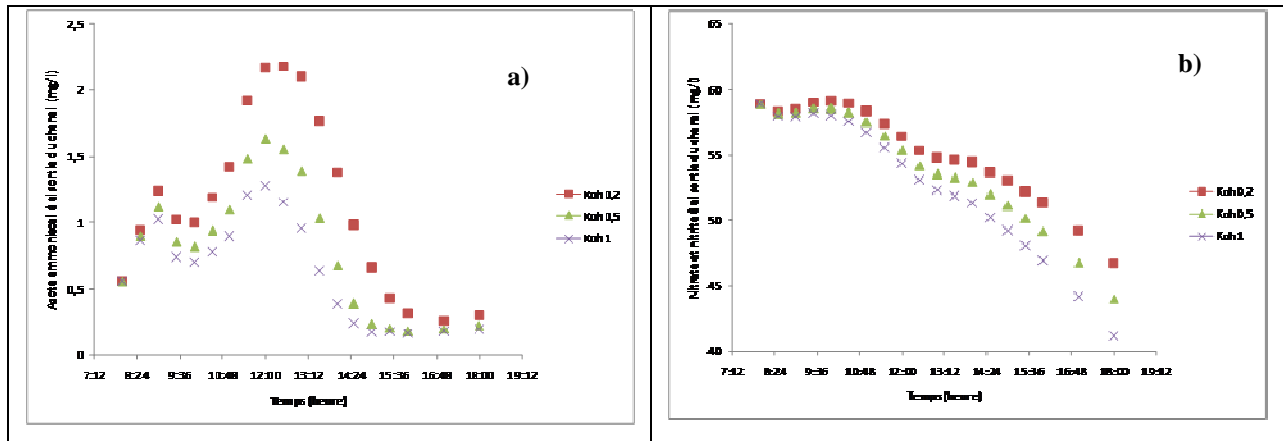


Figure 4.4.4 : Evolution de la concentration simulée à la sortie du chenal a) en azote ammoniacal b) en nitrate et nitrite pour différents Koh

La simulation de la concentration en azote ammoniacal à la sortie par le modèle 1D en tenant compte des paramètres calés sur GPS-X donne des résultats différents à ceux obtenus par la dernière approche. Ceci met en évidence l'influence du modèle hydrodynamique sur la cinétique et la dynamique de dégradation de l'azote.

En terme de dénitrification, les deux approches représentent mal le processus. Les concentrations simulées et mesurées des nitrates et nitrites (Sno) présentent une large discordance. Ceci pourrait être expliqué par des phénomènes de dénitrification au sein du floc.

4.5 Conclusion

L'utilisation du modèle 1D pour la simulation du fonctionnement des stations à l'échelle industrielle peut s'avérer intéressante dans la mesure où il nous permet de prédire la concentration en oxygène dans le chenal pour des paramètres de fonctionnement fixés et par la suite de prédire les performances épuratoires d'un tel système de traitement biologique. Les résultats présentés peuvent être utilisés comme abaques de dimensionnement pour les chenaux d'oxydation. Ces réacteurs assez particuliers par leur hydrodynamique avec une recirculation interne sont peu étudiés au niveau du couplage hydrodynamique et réaction biologique. Le présent travail met en évidence cette interaction qui existe au sein des chenaux d'oxydation et les effets des différentes échelles de temps sur le rendement de tel réacteur.

Conclusion et perspectives

L'objectif principal de ce travail est la contribution au développement d'outils de calcul et de dimensionnement spécifiques permettant une optimisation des chenaux d'oxydation en termes de besoin énergétique (aérateur et agitateur) et de performances épuratrices (élimination du carbone, de l'azote et du phosphore). Ce projet fait partie d'un ensemble de travaux définis en collaboration avec le partenaire industriel (ONAS). Ces travaux visent le développement, l'amélioration et la mise en application de modèles de simulation comme outils d'aide à la décision pour la conception et la gestion de procédés biologiques de traitement des eaux usées. Le présent travail s'est principalement intéressé à la modélisation des réacteurs biologiques partiellement mélangés, les chenaux d'oxydation. Il a visé en particulier l'amélioration de la description de l'hydrodynamique de ces réacteurs ainsi que les interactions entre hydrodynamique et cinétiques biologiques. L'effet de la vitesse de recirculation interne sur la répartition spatiale de la concentration en oxygène dissous et par conséquent sur les performances de nitrification – dénitrification a notamment été étudié.

Le modèle développé permet en effet une prédiction spatiale et temporelle des variables du modèle ASM1. Le travail se divise essentiellement en trois parties : expérimentale, nécessaire pour la détermination des paramètres de calage des modèles et la constitution d'une base de données pour validation des résultats, l'élaboration d'un modèle 1D et sa validation sur pilote semi-industriel et enfin son application à la simulation d'un chenal d'oxydation à l'échelle réelle.

Nous nous sommes intéressés aux besoins biologiques en oxygène et à la simulation de l'oxygène dissous dans le bassin d'aération. L'oxygène dissous est considéré comme variable de contrôle dans le modèle des boues activées ASM.

Le dépouillement des fiches d'exploitation a permis le diagnostic du fonctionnement de la station d'épuration et ses performances. Il s'est avéré que :

- Le pH ne peut pas être un ralentisseur du phénomène de dégradation de l'azote
- La charge massique ne peut pas être la cause d'une mauvaise nitrification sachant que c'est le paramètre de dimensionnement des systèmes à boues activées

- Les températures enregistrées dans nos stations sont favorables au processus d'élimination de l'azote

Ceci dit, les éléments pouvant influencer les processus d'élimination de l'azote sont les apports en nutriment (rapport carbone/Azote C/N) et la concentration en oxygène dissous. La configuration hydrodynamique du chenal d'oxydation fait que le premier facteur cité (rapport C/N) n'est pas aussi contraignant que la concentration en oxygène dissous grâce à la recirculation importante de la liqueur mixte et du fait que le recyclage des boues se fait avec l'entrée des eaux usées. En effet, la distribution temporelle et spatiale de l'oxygène dissous présente une problématique dans le système chenal. Cette problématique est double si nous posons aussi le problème de caractérisation du transfert d'oxygène qui repose sur l'hypothèse du réacteur parfaitement mélangé.

Les mesures de débit horaire menées sur la station de Mahrès nous ont permis de distinguer une évolution périodique de ce débit. La vitesse de circulation a été estimée à 0,35 m/s. Cette vitesse est acceptable en se référant à la gamme des vitesses de circulation dans les chenaux de 0,2 à 0,4 m/s. Les paramètres du modèle biologique ont été identifiés à travers la campagne de mesure intensive menée sur la station. Tous ces paramètres réunis sont implémentés dans le modèle de simulation développé.

Le développement de l'expression de la solution analytique des particulaires inertes nous a permis de démontrer que le temps nécessaire pour atteindre le régime permanent est de 5 fois l'âge des boues. Ce temps a fixé, par la suite, la démarche de simulation d'une journée de fonctionnement de la station de Mahrès.

Le modèle de simulation développé est un modèle 1D spatio temporel qui intègre les cinétiques biologiques du modèle ASM1. La validation de ce modèle a été faite par étape : validation de l'hydrodynamique, validation du transfert d'oxygène, validation des cinétiques biologiques. Puis le modèle complet est validé par la comparaison des profils d'oxygène mesuré et simulé en présence de boues.

La DTS simulée par le modèle 1D a été comparée à celle donnée par le modèle de Voncken en premier lieu puis comparée à celle mesuré sur le pilote du laboratoire en second lieu. Une bonne concordance a été remarquée avec une vérification du bilan masse du traceur. La validation du transfert d'oxygène a été effectuée en eau claire pour deux vitesses de

circulation différentes. Le coefficient de transfert k_{La} utilisé par le modèle 1D, est comparé à celui donnée expérimentalement par Simon (2000) par l'approche globale et par l'approche dispersion gaz liquide. Les cinétiques biologiques sont validées par la simulation de la courbe respirométrique. Enfin, le modèle complet a été validé.

Le couplage des trois aspects : hydrodynamique, transfert d'oxygène et cinétiques biologiques fait intervenir trois échelles de temps différentes. L'étude sur l'indice de l'uniformité vient confirmer l'interaction entre ces trois échelles de temps. L'étude de l'influence des paramètres hydrodynamiques sur les cinétiques biologiques montrent la dépendance du rendement épuratoire du régime hydraulique.

La simulation du fonctionnement de la station de Mahrès a été faite après implémentation des paramètres mesurés lors de la campagne de mesure et calculés à partir des données. Le profil de concentration en oxygène dissous a été bien reproduit par la simulation dynamique.

Les profils de concentration des différentes formes d'azote ont été aussi simulés avec le modèle 1D. Néanmoins, une certaine discordance a été remarquée entre l'évolution de la concentration des nitrate nitrite simulée et celle mesurée à la sortie de la station. Le modèle semble sous estimer la dénitrification. Une étude de sensibilité au coefficient de demi saturation d'oxygène des hétérotrophes K_{oh} a été effectuée. Ce paramètre cinétique s'avère déterminant dans le cas où une hétérogénéité spatiale de la concentration d'oxygène est présente, ce qui est le cas pour le chenal de Mahrès.

En conclusion, le modèle 1D permet de reproduire correctement le fonctionnement d'un chenal d'oxydation. L'utilisation de ce modèle pour la simulation des stations à l'échelle industrielle s'avère intéressante dans la mesure où il permet de prédire les performances épuratoires en tenant compte des variations externes du système. Ce travail nous a permis d'aborder le dimensionnement des réacteurs hétérogènes.

Perspectives

Un effort pour une meilleure description et modélisation du processus de dénitrification en chenal peut être entrepris. La dénitrification réalisée au sein du floc peut être considérée par l'intégration du modèle floc et l'affinement du modèle ASM1.

Les travaux menés sur le traitement des eaux usées doivent porter d'une part sur l'optimisation des performances de traitement en boues activées et d'autre part sur l'apport des

outils de simulation numérique. Plus précisément, dans le cas des réacteurs hétérogènes, l'amélioration des systèmes d'aération par l'optimisation de leur fonctionnement.

Références

Abusam, A., K.J. Keesman, G. van Straten, H. Spanjers et K. Meinema, (2000). Parameter estimation procedure for complex non-linear systems : calibration of ASM No.1 for N-removal in a full-scale oxidation ditch. *water science and technologies*, 43(7) : 357-365.

Alhumaizi K. (2004). Comparison of finite difference methods for the numerical simulation of reacting flow. *Computers & Chemical Engineering* 28(9): 1759-1769

Antoniou P., Hamilton J., Koopman B., Jain R., Holloway B., Lyberatos G. and Svoronos S.A. (1990). Effect of temperature and pH on the effective maximum specific growth rate of nitrifying bacteria. *Wat. Res.* Vol. 24, No. 1, pp. 97-101,

Applegate C. S., Wilder B. and DeShaw J. R. (1980). Total nitrogen removal in a multi-channel oxidation system. *J. WPCF* 52, 568-577.

Argaman Y. (1994). Nitrogen control considerations in activated sludge systems design. *New World Water*, 77-80.

Arjunwadkar SJ, Sarvavan K, Kulkarni PR, Pandit AB (1998). Gas-liquid mass transfer in dual impeller bioreactor. *Biochem Eng J* 1: 99-106

ASCE (1992). Standard measurement of oxygen transfer in clean water. American Society of Civil Engineers, 41 p.

ASCE (1996). Standard measurement of oxygen transfer in clean water. American Society of Civil Engineers

ASCE (1997) Standard Guidelines for In-Process Oxygen Transfer Testing, ASCE 18-96, 3 45 E. 47th St, New York, NY.

Baker DR, Loehr RC, Anthonisen AC. (1975). Oxygen transfer at high solids concentration. *J Environ Eng* 101:759–774.

Bakti N. A. K. and Dick R. I. (1992). A model for a nitrifying suspended-growth reactor incorporating intraparticle diffusional limitation. *Wat. Res.* 26, 1681-1690.

Balay, H.L., Cole, C.A., Rutland, D.W., (1982). Bulk blending mixing. Efficiency tests. In: *Proceedings of the Annual Meeting of the Fertilizer Industry Round Table*, 32nd, pp. 143–155.

Barnts D., Forster C. F. and Johnstone D. W. M. (1983). *Oxidation Ditches in Wastewater Treatment.* Pitman Books. London, 1983. pp. 278

Beccari M., Pinto A. C. Di, Ramadori R. and Tomei M. C. (1992). Effects of dissolved oxygen and diffusion resistance on nitrification kinetics. *Wat. Res.* 26, 1099-1104.

Bertrand J.L (1987). Etude de l'écoulement créé dans un chenal d'oxydation par des aérateurs de surface et des agitateurs immergés. DEA, INITRTS, Strasbourg

Bewtra JK, Nicholas WR. (1964). Oxygenation from diffused air in aeration tanks. *J Water Pollution Control Federation (WPCF)* 36:1195–1204.

Bo Jin, Paul Lant, Xiangyu Ge (2005). Hydrodynamics and mass transfer coefficient in activated sludge aerated stirred column reactor: experimental analysis and modeling. *Bio Biotechnology and bioengineering*, vol. 91, issue 4, pp 406 - 417.

Bordel, S., Mato, R. and Villaverde, S. (2006). Modeling of the evolution with length of bubble size distributions in bubble columns. *Chemical Engineering Science* 61, pp. 3663-3673.

Bouaif M. et Roustan M. (1998). Bubble size and mass transfer coefficients in dual-impeller agitated reactors. *Canadien J Chem Eng* 76:390-397.

Boumansour BE et Vassel JL, (1996). Potentialités d'utilisation des gaz traceurs. *Tribune de l'eau*, 49 : 69-81

Boyle, W.C., Stenstrom, M.K., Campbell, H.O. and Brenner, R.C. (1989) "Oxygen Transfer in Clean and Process Water for Draft Tube Turbine Aerators in Total Barrier Oxidation Ditches," *Journal of the Water Pollution Control Federation*, Vol. 61, pp. 1449-1463.

Braha A., Hafner F., (1985). Use of Monods kinetics on multi stage bio reactors, *Wat. Res.* 19 (10) 1217-1227.

Bruxelmane Marc et Roustan Michel (1983). Homogénéisation des liquides miscibles. *Technique de l'ingénieur*

Burrows, J.P., et al., (1999). The Global Ozone Monitoring Experiment (GOME): Mission concept and first scientific results, *J. Atmos. Sci.*, 56, 151-175

Capela Stéphanie, Gillot Sylvie, Héduit Alain (2004). Comparison of Oxygen-Transfer Measurement Methods Under Process Conditions. *Water Environment Research*, Volume 76, Number 2, March/April 2004, pp. 183-188(6)

Catherine Xuereb, Martine Poux et Joël Bertrand « agitation et mélange, aspect fondamentaux et applications industrielles».

Chakraborty S., Balakotaiah V. (2003). A novel approach for describing mixing effects in homogeneous reactors. *Chemical Engineering Science* 58, pp1053 – 1061

Chambers, B., Jones, G.L., (1988). Optimisation and uprating of activated sludge plants by efficient process design. *Water Sci.Technol.* 20 (4/5), 121–132.

Chatellier P. et Audic J.M (2001). “Mass balance for on-line $\alpha k_L a$ estimation in activated sludge oxidation ditch”. *Water Science and Technology* Vol 44 No 2–3 pp 197–202

Chatellier P. (1991). Simulation de l'hydrodynamique des chenaux d'oxydation par l'utilisation des équations de Navier-Stokes associées au modèle $k-\epsilon$: évaluation de la vitesse de circulation. Thèse n° 174, INSA Toulouse

Choubert J-M, Marquot A, Stricker A-E, Racault Y, Gillot S and Héduit A (2009). anoxic and aerobic values for the yield coefficient of the heterotrophic biomass: Determination at full-scale plants and consequences on simulations. *Water SA* Vol. 35 No. 1

Choubert JM, Marquot A, Stricker AE, Gillot S, Racault Y and Héduit A (2008). Maximum growth and decay rates of autotrophic biomass to simulate nitrogen removal at 10°C with municipal activated sludge plants. *Water SA* 34 (1) 71-76.

Choubert JM, Racault Y, Grasmick A, Beck C and Héduit A (2005a). Maximum nitrification rate in activated sludge processes at low temperature: key parameters, optimal value. *E-Water*(Official Publication of the European Water Association) (EWA) 13 pp.

Choubert Jean-Marc. (2002). Analyse et optimisation du traitement de l'azote par des boues activées à basse température. Thèse de doctorat, Ecole doctorale : Sciences Pour l'Ingénieur, Discipline : Génie des Procédés, Université de Strasbourg I, 185 p.

Chuang Wang, Yingzhi Zeng, Jing Lou, Ping Wu. (2007). Dynamic simulation of a WWTP operated at low dissolved oxygen condition by integrating activated sludge model and a floc model. *Biochemical Engineering Journal* 33 (2007) 217–227

Chudoba J., Ottovà V. et Madera V. (1973). Control of activated sludge filamentous bulking: I. effect of the hydraulic regime or degree of mixing in an aeration tank. *Water research*, Vol 7, pp 1163- 1182;

Cinar, M.E., Ergen, Z., Ozturk, B. and Kirkim, F. (1998). Seasonal analysis of zoobenthos associated with a *Zostera marina* L. bed in Gulbahce Bay (Aegean Sea, Turkey). *P.S.Z.N. Mar. Ecol.* 19: 147-162.

Cockx, A., Do-Quang, Z., Audic, J. M., Liné, A. and Roustan, M. (2001a). Global and local mass transfer coefficients in waste water treatment process by computational fluid dynamics. *Chemical Engineering and Processing* 40, pp.187-194.

Cockx A., Line A. , Roustan M., Doquang Z., Lazarova V., (2001b). Numerical simulation and physical modelling of the hydrodynamics in an air-lift internal loop reactor, *Chem. Eng. Sci.* 52 (21:22),3787–3793.

Coen F., Vanderhaegen B., Boonen I., Vanrolleghem P.A., Van Eyck L., Van Meenen P., (1996). Nitrogen removal upgrade of a wastewater treatment plant within existing reactor volumes: a simulation supported scenario analysis. *Water sciences and technologies*, Vol. 34, pp 339-346

Coen, F., Petersen, B., Vanrolleghem, P.A., Vanderhaegen, B., Henze, M., (1998). Model-based characterisation of hydraulic, kinetic and influent properties of an industrial WWTP. *Water Sci. Technol.* 37 (12), 317–326.

CTGREF (1980). Les performances des systèmes d'aération des stations d'épuration : Méthodes de mesure et résultats. Division qualité des eaux, Cemagref, Antony.

Da Silva - Déronzier, G. (1994). Eléments d'optimisation du transfert d'oxygène par aération en fines bulles et agitation séparée en chenal d'épuration. Thèse de doctorat, Université Louis Pasteur, Strasbourg, 119 p. + annexes.

Daigger G.T. and Littleton H.X. (2000). Characterization of simultaneous nutrient removal in staged, closed-loop Bioreactors. *Water Env. Res.*, 72(3), 330-339.

Deronzier G, Duchène Ph, Hédruit A. (1998). Optimization of oxygen transfer in clean water by fine bubble diffused air system and separate mixing in aeration ditches. Paper presented at the IAWQ 19th Biennial International Conference, June 21–26, Vancouver, Canada

Déronzier, G., Duchène, P. and Hédruit, A. (1998). Optimization of oxygen transfer in clean water by fine bubble diffused air system and separate mixing in aeration ditches. *Water Science and Technology* 28(3), pp. 35-42.

Dhanasekharan, K.M., Sanyal, J., Jain, A., Haidari, A., (2005). A generalized approach to model oxygen transfer in bioreactors using population balances and computational fluid dynamics. *Chem. Eng. Sci.* 60, 213–218.

Dold P. et Marais G. (1986). Evaluation of the general activated sludge model proposed by the IAWPRC task group. *Wat. Sci. Tech.*, 18, 63-89

Dold P.L., Ekama G.A. et Marais G. (1980). A general model for the activated sludge process. *Prog. Wat. Tech.* 12 (6), 47-77

Dold PL, Jones RM and Bye CM (2005). Importance and measurement of decay rate when assessing nitrification kinetics. *Water Sci. Technol.* **52** (10-11) 469-477.

Duchène, P., Schetrite, S., Héduit, A. and Racault, Y. (1995). Comment réussir un essai d'aérateur en eau propre. Cemagref-DICOVA, Antony.

Dudley, J., (1995). Process testing of aerators in oxidation ditches. *Water Res.* **29** (9), 2217–2219.

Dupont, R. & Sinkjær, O. (1994). Optimisation of wastewater treatment plants by means of computer models. *Wat. Sci.Technol.*, **30**(4), 181–190.

Eckenfelder, W.W., Goronszy, M.C., Watkin, A.T., (1985). Comprehensive activated sludge design. In: Jorgensen, S.E., Gromiec, M.J. (Eds.), *Mathematical Models in Biological Waste Water Treatment. Developments in Environmental Modeling No. 7.* Elsevier, Amsterdam, pp. 95–132

Ekama, G.A., Dold, P.L., Marais, G.V., (1986). Procedures for determining influent cod fractions and the maximum specific growth-rate of heterotrophs in activated-sludge systems. *Water Sci. Technol.* **18** (6), 91–114.

Environmental Protection Agency (EPA). (1989a). Design manual-fine pore aeration systems (Document #EPA/625/1-89/023). Washington, DC: The United States Environmental Protection Agency.

Environmental Protection Agency (EPA). (1989b). Summary report: Fine pore (fine bubble) aeration systems (Document #EPA-625-8-85-010). Washington, DC: The United States Environmental Protection Agency.

Environmental Protection Agency (EPA). (2000). Wastewater technology fact sheet: oxidation ditches. (Document #EPA/832-F-00-013). Washington, DC: The United States Environmental Protection Agency.

Fayolle Y. (2006). Modélisation de l'hydrodynamique et du transfert d'oxygène dans les chenaux d'oxydation. Thèse de doctorat. INSA Toulouse

Fayolle Y., Cockx A., Gillot S., Roustan M., Héduit A. (2007). Oxygen transfer prediction in aeration tanks using CFD. *Chemical Engineering Science* **62**, 7163 – 7171

Fernandez-Sempere, J., Font-Montesinos, R. and Espejo-Alcaraz, O. (1995). Residence-Time Distribution for Unsteady-state Systems. *Chemical Engineering Science*, **50**, 2, 223-230.

Fillos J, Katehis D, Ramalingam K, Carrio LA and Gopalakrishnan K (2000). Determination of nitrifier growth rates in NYC water pollution control plants. Proc. Weftec 2000, 73th Annual Conference & Exhibition. Anaheim, California (USA).pp 1-17.

FNDAE n°26 (2002). Insufflation d'air fines bulles : application aux stations d'épuration en boues activées des petites collectivités. Document technique. Cemagref IST Antony.

FNDAE_25 (2002a) Traitement de l'azote dans les stations d'épuration biologique des petites collectivités. FNDAE édition, Document Technique **25**. 96 pp.

FNDAE, Ministère de l'Agriculture de la Pêche et de l'Alimentation and CEMAGREF. (2002b). Traitement de l'azote dans les stations d'épuration biologique des petites collectivités, 96 pp, n°25.

Fujie, K., Sekizawa, T., Kubota, H., (1983). Liquid mixing in activated sludge aeration tank. J. Ferment. Technol. 61 (3), 295–304.

Funamizu N. and Takakuwa T. (1994). Simulation of the operating conditions of the municipal wastewater treatment plant at low temperatures using a model that includes the IAWPRC activated sludge model. Water Science and Technology, 30(4), 105-113.

Garcia-Ochoa F et Gomez E (1998). Mass transfer coefficient in stirred tank reactors for xanthan gum solution. Biochem Eng J 1: 1-10

Gernaey, K.V., Rosen, C., Jeppsson, U. (2006): « WWTP dynamic disturbance modelling – an essential module for long-term benchmarking development ». *Water Sci Technol* 53(4-5), 225-234.

Gillot, S. (1997). Transfert d'oxygène en boues activées par insufflation d'air – Mesure et éléments d'interprétation. Thèse de doctorat, Université Paris XII - Val de Marne, 145p. + annexes.

Gillot, S., Capela, S., Héduit, A., (2000). Effect of horizontal flow on oxygen transfer in clean water and in clean water with surfactants. *Water Res.* 34, 678–683.

Goldstein M. (1983). Hydraulic losses in biological reactors with circulating flows. *Prog.water technologies*, volume 12 n°5 pp 565-592

Grady C. P. L. and Lim H. C. (1980) *Biological Wastewater Treatment: Theory and Application.* Marcel Dekker, New York

Groves KP, Daigger GT, Simkin TJ, Redmon DT, Ewing L. (1992). Evaluation of oxygen transfer efficiency and alpha-factor on a variety of diffused aeration systems. *Water Environ Res* 69:691–698.

H.X. Littleton, G.T. Daigger, P.F. Strom, R.M. Cowan, (2002). Evaluation of autotrophic denitrification, heterotrophic nitrification, and PAOs in full scale simultaneous biological nutrient removal systems, *Water Sci. Technol.* 46 (1/2), 305–312.

Hahn, J., Geigl, J., Lee, J., Gritz, L., Takala, T., et Mishra, S. (1995). An Integrated Approach to Sound and Motion. *Journal of Visualization and Computer Animation*, 6, 2, 109–123.

Harremoës, P., (1979). Dimensionless analysis of circulation, mixing and oxygenation in aeration tanks. *Prog. Water Technol.* 11 (3), 49–57.

He, M.M., Turkoglu, M., Sakr, A., 1995. Drug content uniformity of binary powder blends in the rotary fluid bed granulator. *Pharm. Ind.* 57 (11), 945–949.

Henze, M., Grady Jr., C.P.L., Gujer, W., Marais, G.v.R., Matsuo, T., (1987). Activated sludge model No.1. IAWPRC Sci. and Technol. Report 1. IAWPRC, London.

Henze M. (1992). Characterization of wastewater for modelling of activated sludge processes. *Wat. Sci. Tech.*, 25 (6), 1-15

Henze M., Harremoës P., la Cour Jansen J. and Arvin E. (1995). Wastewater treatment – biological and Chemical Processes, 383 pp, edited by Springer-Verlag, Berlin.

Henze M, Harremoës P, la Cour Jansen J. and Arvin E. (1996). Wastewater Treatment. Biological and Chemical Processes. Springer-Verlag, London 383 pp.

Henze M., Harremoës P., La Cour Jansen J. et Arvin E. (1997). Wastewater treatment. *Biological and chemical processes. 2nd Edition*, Germany, Springer, 383p

Henze M., Gujer W., Mino T., Matsuo T., Wentzel M.C., Marais G.V.R. and Van Loosdrecht M.C.M. (1999). Activated Sludge Model No.2d, ASM2d, *Wat. Sci. Tech.*, 39(1), 165-182.

Hoffman E and Klute R (1990). Improving the denitrification potential in biological wastewater treatment by dosing carbon from sludge hydrolysis. In: HH Hahn and R Klute (eds.) *Chemical Water and Wastewater Treatment*. Springer-Verlag, Berlin.

Hulsbeek, J.J.W., Kruit, J., Roeleveld, P.J., van Loosdrecht, M.C.M., (2002). A practical protocol for dynamic modelling of activated sludge systems. *Water Sci. Technol.* 45 (6), 127–136.

Hwang HJ, Stenstrom MK. (1985). Evaluation of fine-bubble alpha factors in near full-scale equipment. *J Water Pollution Control Federation (WPCF)* 57:1142–1151.

Hydromantis Ltd., GPS-X 5.0 software. General Purpose Simulator - default parameters, 2007.

Iida, Y., 1988. Performance analysis of the aeration tanks in the activated sludge system. *Water Sci. Technol.* 20 (4/5), 109–120.

Insel, G., Sin, G., Lee, D.S. and Vanrolleghem, P.A., (2003). A calibration methodology and model-based systems analysis for SBR's removing nutrients under limited aeration conditions. In proceedings: 3rd IWA International conference on SBR, Queensland, Australia.

Joan Dosta Parras (2007). «Operation and model description of advanced biological nitrogen removal treatments of highly ammonium loaded wastewaters». Thèse de l'université de Barcelone, Faculté de chimie, department de chimie.

Kappeler, J., Gujer, W., (1992). Estimation of kinetic parameters of heterotrophic biomass under aerobic conditions and characterization of wastewater for activated sludge modelling. *Water Sci. Technol.* 25 (6), 125–139.

Kapps I. and Eggert, W. (1985). Energiereduzierung durch Horizontal-beskleuniger in Oxydationsgräben mit. Oberflächenbelüftung, *korrespondenz Abwasser* , pp 176-179

Kayser R., (1979). Measurement of oxygen transfer in clean water and under process conditions. *Prog. Water Tech.*, 11: 23-36.

Khudenko, B.M., Shpirt, E., 1986. Hydrodynamic parameters of diffused air systems. *Water Res.* 20 (7), 905–915.

Kristensen, H. G., la Cour Janssen, J. & Jørgensen, E. (1998). Batch test procedures as tools for calibration of the activated sludge model—a pilot scale demonstration. *Wat. Sci. Technol.*, 37(4-5), 235–242.

Langergraber G., Alex J., Weissenbacher N., Woerner D., Ahnert M., Frehmann T., Halft N., Hobus I., Plattes M., Spering V., Winkler S. (2007). «Generation of diurnal variation for influent data for dynamic simulation » 10th IWA Specialised Conference on Design, Operation and Economics of large Wastewater Treatment Plants.

Langergraber, G., Rieger, L., Winkler, S., Alex, J., Wiese, J., Owerdieck, C., Ahnert, M., Simon, J., Maurer, M., (2007). A guideline for simulation studies of wastewater treatment plants. *Water Sci. Technol.* 50 (7), 131–138

Larrea, L., J.L. Garcia-Heras, E. Ayesa and J. Florez (1992). Designing experiments to determine the coefficients of activated sludge model by identification algorithms. *Wat. Sci. Tech.* 25 (6) pp.141-148.

Larry W. Moore (2010). Enhancing the performance of oxidations ditches. Ph.D., P.E., DEE Professor of Environmental Engineering The University of Memphis

Le Moullec Y., Gentric C., Potier O., Leclerc J.P. (2009). CFD simulation of the hydrodynamics and reactions in an activated sludge channel reactor of wastewater treatment. Chemical Engineering Science

Lemoullec Y., Potier O., Gentric C., Leclerc J.P. 2008. “A general correlation to predict axial dispersion coefficients in aerated channel reactors”. Water research, 42 1767 – 1777

Le Moullec Y., Potier O., Gentric C., Leclerc J.P. (2008). Flow field and residence time distribution simulation of a cross-flow gas–liquid wastewater treatment reactor using CFD. Chemical Engineering Science, Volume 63, Issue 9, May 2008, Pages 2436-2449

Lee, T.T., Wang, F.Y., Newell, R.B., (1998). On the evaluation of the exit boundary condition of a bioreactor system using the axial dispersion theory. Chem. Eng. Technol 21 (11), 901–910.

Leonard BP (1979). A stable and accurate convective modeling procedure based on quadratic upstream interpolation. Comp Meth Appl Mech Eng 19:59–98

Lesage N. (2002). Mesure et modélisation de l'activité biologique couplée à l'hydrodynamique dans un bassin d'aération à boues activées. Projet de Fin d'étude, Génie des procédés, INSA Toulouse

Lesouef, A.,M. Payraudeau, F. Rogalla and B. Kleiber (1992). Optimizing nitrogen removal reactor configurations by on-site calibration of the IAWPRC activated sludge model. Wat. Sci tech. **25** (6) pp. 105-123.

Linek V., Moucha T., Sinkule J., (1996). Gas-liquid mass transfer in vessels stirred with multiple impellers. I. gas-liquid mass transfer characteristics in individual stages. Chem. Eng Sci 51(21):3203-3212

Ljung L. (1987) System Identification - Theory for the User. Prentice-Hall, Englewood Cliffs, New Jersey.

Lopez C, Pons MN and Morgenroth E (2006). Endogenous processes during long-term starvation in activated sludge performing enhanced biological phosphorus removal. Water Res. 40 (8) 1519-1530.

Mahendraker et al. (2005). Impact of biochemical reactions on oxygen transfer in an EBPR process. Biotechnology and bioengineering, vol. 91, N°1, July 5.

Makinia J. (1998). Mathematical Modeling of the Activated Sludge Reactor with Dispersive Flow. Ph.D. dissertation, Department of Civil Engineering, Portland State University, Portland OR.

Makinia, J., Wells, S.A., 2000. A general model of the activated sludge reactor with dispersive flow (part I): model development and parameter estimation. *Water Res.* 34, 3987–3996.

Makinia, J., Wells, S.A., 2005. Evaluation of empirical formulae for estimation of the longitudinal dispersion in activated sludge reactors. *Water Res.* 39, 1533–1542.

Marrs D, Newman J, Sen S, Boswell N, Lubarsky M and Melcer H (2004). Field application of WERF low F/M protocol to measure nitrifier growth and endogenous decay. *Proc. Weftec 2004.* New Orleans, Louisiana (USA). 1-28.

Martin G. (1979). Le problème de l'azote dans les eaux. *Technique de documentation*, Paris 279 p.

Maurer, M., Gujer, W., (1998). Dynamic modelling of enhanced biological phosphorus and nitrogen removal in activated sludge systems. *Proceedings of the IAWQ 19th Biennial Conf. Water Quality International*, 1,192-199

McCartney DM and Oleszkiewicz JA (1990). Carbon and nutrient removal in a sequencing batch reactor at low temperatures. *Environ. Technol.* 11 99-112.

Melcer, H., Dold, P.L., Jones, R.M., Bye, C.M., Takacs, I., Stensel, H.D., Wilson, A.W., Sun, P., Bury, S., (2003). Methods for wastewater characterisation in activated sludge modeling. *Water Environment Research Foundation (WERF)*, Alexandria, VA, USA.

Metcalf & Eddy, Inc. (1991). *Wastewater Engineering – Treatment, Disposal, Reuse*, 3rd ed., McGraw-Hill Publishing Company Ltd, New York.

Metcalf, M., Eddy, E., (2002). *Wastewater engineering: treatment disposal, reuse*, revised by Tchobanoglous G. Mc Graw-Hill Inc., New York.

Méziane Aïcha (1988). Circulation et aération engendrées par des mobiles d'agitation immergés à axe horizontal dans un chenal d'oxydation. *Thèse de Doctorat*, INSA Toulouse

Mines R.O.J. and Sherrard J.H. (1999). Temperature interactions in the activated sludge process. *Journal of Environmental Science and Health*, 34(2), 329-340.

Mitsuharu Terashima, Rajeev Goel, Kazuya Komatsu, Hidenari Yasui, Hiroshi Takahashi, Y.Y. Li, Tatsuya Noike (2009). CFD simulation of mixing in anaerobic digesters. *Bioresource Technology*, Volume 100, Issue 7, April 2009, Pages 2228-2233

Montes F.J., Catalan J., Galan M., (1999). Prediction of k_{La} in yeast broths. *Process Biochemistry* 34:549-555.

Moucha T., Linek V., Prokopova E., (2003). Gas hold up, mixing time and gas-liquid colouremetric mass transfer coefficient of various multi-impeller configurations: Rushton turbine, pitched blade and techmix impeller and their combinations. *Chem Eng Sci* 2:1839-1846

Mueller JA, Boyle WC, Popel HJ. (2002). *Aeration: principles and practice*. Vol. 11, Water Quality Management Library. Boca Raton: CRC Press. 353p.

Mueller JS et Boyle WC, (1988). Oxygen transfer under process conditions. *JWPCF*, 62: 193-203.

Mullis, M.K., and E.D. Schroeder. (1971). A rapid biochemical oxygen demand test suitable for operational control. *Journal of Water Pollution Control Federation* 43(2): 209- 5.

Murphy, K., Boyko, B., 1970. Longitudinal mixing in spiral flow aeration tanks. *J. Sanit. Eng. Div. Am. Soc. Civil Eng.* 96 (2), 211–221.

Murphy, K., Timpany, P.L., 1967. Design and analysis of mixing for an aeration tank. *J. Sanit. Eng. Div. Am. Soc. Civil Eng.* 93 (5), 3–15.

Nakamoto, H., Chikao, O., (1993). Mixing performance of lattice-type twisting blade for new periodic-type polymerization reactor for high-viscosity liquid. *AIChE Symp. Ser.* 89 (293), 27–30.

Nauman, E.B. (1969). Residence-Time Distribution Theory for Unsteady Stirred Tank Reactors. *Chemical Engineering Science*, 24, 9, 1461-1470.

Niemi Antti, J. (1977). Residence-Time Distributions of Variable Flow Processes. *International Journal of Applied Radiation and Isotopes*, 28, 855-860.

Niemi Antti, J., Zenger, K., Tereska, J. and Martinez, J.G. (1998). Tracer Testing of Processes under Variable Flow and Volume. *Nukleonika*, 43, 1, 73-94.

Nogita, S., Saito, Y. and Kuge, T., (1983). A new indicator of the activated sludge process: Nitrous oxide. *Water Sci. Technol.* 13, pp. 199–204

Nowak O, Franz A, Svardal K, Müller V and Kühn V (1999). Parameter estimation for activated sludge models, *Wat. Sci . Tech.*, 39(4), 113-120.

Oleszkiewicz JA and Berquist SA (1988). Low temperature nitrogen removal in sequencing batch reactors. *Water Res.* 22 (9) 1163-1171.

Orhon D, Hanhan O, Görgün E and Sözen S (1998). A unified basis for the design of nitrogen removal activated sludge process –the Braunschweig exercise. *Water Sci. Technol.* **38** (1) 227-236.

Ottengraf, S.P.P., Rietema, K., (1969). The influence of mixing on the activated sludge process in industrial aeration basins. *J. Water Pollut. Control Fed.* 41.

Painmanakul, P., Loubiere, K., Hébrard, G. and Buffiere, P. (2004). Study of different membrane spargers used in waste water treatment : characterisation and performance. *Chemical Engineering and Processing* 43(11), pp. 1347-1359.

Pedersen J. and Sinkjaer O., (1992). Test of the activated sludge model's capabilities as a prognostic tool on a pilot scale wastewater treatment plant *Water Science and Technology.*, **25**(6), 185 – 194.

Peng Y., Hou H., Wang S., Cui Y., Zhiguo Y., (2008). Nitrogen and phosphorus removal in pilot-scale anaerobic-anoxic: oxidation ditch system. *Journal of Environmental Sciences* vol 20, pp398–403

Petersen Britta (2000). Calibration, identifiability and optimal experimental design of activated sludge models. Ph.D en sciences biologiques appliquées, université de GENT, Belgique.

Plazl I., Pipus G., Drolka M., Koloini T., (1999). Parametric Sensitivity and Evaluation of a Dynamic Model for Single-Stage Wastewater Treatment Plant, *Acta Chim. Slov.*, **46**(2), pp. 289-300

Plazl Igor, Koloini Tine, Levstek Meta, Burica Olga, Strazar Marjeta, (2000). Prediction of the Dynamic Behaviour of the Pilot Wastewater Treatment Plant, *Book of abstracts Biotechnology 2000*, 4, 82-83

Pochana K., Keller J., Lant P., (1999). Model development for simultaneous nitrification and denitrification. *Water Sci. Tech.* 39 235–243.

Pons M. N. et al. (1994). Modeling and simulation of a municipal wastewater treatment plant by activated sludge. *Proceedings of the IMACS Symposium on mathematical modelling*, Vol. 3., 431-434, Vienna

Potier, O., Leclerc, J.-P., Pons, M.-N., (2005). Influence of geometrical and operating parameters on the axial dispersion in an aerated channel reactor. *Water Res.* 39, 4454–4462

Redmon, D.T., Boyle, W.C., Ewing, L., (1983) Oxygen transfer efficiency measurements in Mixed liquor using off-gas techniques. *Journal of the Water Pollution Control Federation*, Vol. 55, pp. 1338– 347.

Rezette F, Vasel JL, Heduit A., (1996). Détermination du coefficient de transfert d'oxygène en boues selon la méthode au peroxyde d'hydrogène. *Tribune de l'eau*, 49 : 35-41.

Rittman B.F. and W.E. Langeland (1985). Simultaneous denitrification with nitrification in single-channel oxidation ditch. *J. Water Poll. Control Fed.* 57: 300-308

Rittmann B E, Langeland W E. (1985). Simultaneous denitrification with nitrification in single-channel oxidation ditches. *Journal WPCF*, , 57(4): 300–308

Rosso, D., Iranpour, R. and Stenstrom, M.K. (2005), “Fifteen Years of Off-Gas Transfer Efficiency Measurements on Fine Pore Aerators: Key Role of Sludge Age and Normalized Air Flux,” *Water Environment Research*, Vol. 77, pp 266-273.

Roustan Michel (2003). Transferts gaz-liquide dans les procédés de traitement des eaux et des effluents gazeux. Editeur : tech et doc

Roustan, M., Line, A., (1996). Rôle du brassage dans les procédés biologiques d'épuration. *Tribune de l'eau* 5–6, 109–115.

Sagawa, R., (2000). Fundamental knowledge of pharmaceutical procedures (5). Overview of mixing: the first half. *Pharm. Technol. Jpn.* 16 (1), 49–59 (in Japan).

San H.A. (1994). Impact of dispersion and reaction kinetics on performance of biological reactors-Solution by “S” Series. *Wat. Res.* Vol. 28, No. 7, pp. 1639-1651

Schütz M. (1984). Strömungsbildner als Beschleunigungshilfe in ringförmigen Gerinnen. *Wasser/Abwasser* pp 394-398

Sen D, Randall CW, Grizzard TJ and Rumke DR (1992). Process design and operational modification of oxidation ditches for biological nutrient removal. *Water Sci. Technol.* **25** 249 - 256.

Shammas N.K. (1986) Interactions of temperature, pH, and biomass on the nitrification process. *Journal WPCF*, 58, 52-58

Shen, J., Gogos, C.G., (1992). Statistical measurements of mixtures. In: *Society of Plastics Engineers Annual Technical Conference*, 50th (2), pp. 1804–1808.

Siegrist H. and Tschui M. (1992). Interpretation of experimental data with regard to the activated sludge model no1 and calibration of the model for municipal wastewater treatment plants. *Water Science and Technology.*, **25**(6), 167 – 183.

Simon, S., (2000), Etude d'un chenal d'oxydation par des approches globales et locales, hydrodynamique et transfert de matière, Thèse INSA Toulouse.

Sin G., Van Hulle S. W.H., De Pauw D. J.W., Griensven A.v, Vanrolleghem P.A. (2005). A critical comparison of systematic calibration protocols for activated sludge models: A SWOT analysis. *Water Research* **39**, 2459–2474

Skote, M. (1994). Numerical simulations of air-water flow in aeration process. Document Flygt.

Spanjers, H, P.A. Vanrolleghem, G. Olsson and P.L.Dold (1998). *Respirometry in Control of the Activated Sludge Process: Principles*, IAWQ Task Group on Respirometry, Scientific and Technical Report No.7, IAWQ, London.

Spanjers, H., G. Olsson and A. Klapwijk (1993). Determining influent short-term biochemical oxygen demand by combined respirometry and estimation, *Wat. Sci. Tech.* **28** (11-12) pp.401-414.

Spanjers, H., Vanrolleghem, P.A., (1995). Respirometry as a tool for rapid characterization of wastewater and activated sludge. *Water Sci. Technol.* **31** (2), 105–114.
Sperandio et Paul

Sperandio M., Heran M., Gillot S. (2007). Modélisation dynamique des procédés biologiques de traitement des eaux. *Techniques de l'ingénieur.* vol. BIO2, n°W6500,

Stamou A.I., (1992). Improving the numerical modeling of river water quality by using high order difference schemes. *War. Res.* Vol. 26, No. 12, pp. 1563-1570. 1992

Stamou, A.I., (1994). Modeling oxidation ditches using the IAWPRC activated sludge model with hydrodynamic effects, *Wat Sci Tech*, **30**(2):

Stamou, A.I., (1997). Modelling of oxidation ditches using an open channel flow 1-D advection-dispersion equation and ASM1 process description. *Wat Sci Tech*, **36**(5): 269–276.

Stensel HD, Ke DL, Dold PL, Jones R, Bye C and Melcer H (2002). Methods for measuring nitrifier maximum specific growth rate: crucial for plant capacity rating. *Proc. Weftec 2002, 76th Annual Conference & Exhibition.* 11-15 Oct 2003, Los Angeles, California (USA) 1-25.

Stenstrom, M.K. and Gilbert, R.G. (1981) “Effects of Alpha, Beta and Theta Factors in Design, Specification and Operations of Aeration Systems,” *Water Research*, Vol. 15, pp 643-654.

Stenstrom, M.K., L.C. Brown and H.J. Hwang (1981) “Oxygen Transfer Parameter Estimation,” *Journal of the Environmental Engineering Division*, ASCE, Vol. 107, pp 379-397.

Stokes, L., I. Takacs, B. Watson and J.B. Watts (1993). Dynamic modelling of an asp sewage works - a case study, *Wat. Sci. Tech.* **28** (11-12) pp.151-161.

STOWA 96-08. *Methods for influent characterization: Inventory and guidelines*, STOWA Rapport 96-8, Utrecht, The Netherlands (in Dutch).

Strotmann U. J., Geldern A., Kuhn A., Gendig C., Klein S. (1999). Evaluation of a respirometric method to determine the heterotrophic yield coefficient of activated sludge bacteria. *Chemosphere* 38, pp 3555 – 3570

Sweeris S, (1979). New development for measuring the oxygenation capacity. *Prog.wat.Tech.*, 11:37-47

Takacs, I., Patry, G.G., Nolasco, D. (1991) A dynamic model of the clarification - thickening process. *Wat. Res.*, **25**, 10, pp. 1263-1271

Tanguy P. (2003). Simulation de l’hydrodynamique des réacteurs biologiques à culture libre. DEA « Mécanique et Ingénierie », option « Sciences de l’eau ». ENGEES, Strasbourg.

Tsivoglou E C, (1965). Tracer measurement of atmospheric reaeration I: laboratory studies. *JWPCF*, 10: 1343-1362.

Tyagi R.D., Du Y.G., Bhamidimarri R., (1996). Dynamic behavior of the activated sludge process under shock loading: application of the floc model. *Water Res.* 30 1605–1616.

USEPA (U.S. Environmental Protection Agency). (1993). *Manual - Nitrogen Control*. EPA/625/R-93/010. U.S. Environmental Protection Agency, Washington, D.C. (DCN 10023)

Vanrolleghem P.A. et Coen F. (1995). Optimal design of in-senor experiments for on-line modeling of nitrogen removal processes. *Wat. Sci Technol.* 31(2), 149-160.

Vanrolleghem, P.A., Insel, G., Petersen, B., Sin, G., De Pauw, D., Nopens, I., Weijers, S., Gernaey, K., (2003). A comprehensive model calibration procedure for activated sludge models. In: Proceedings: WEFTEC 2003, 76th Annual Technical Exhibition and Conference. October 11–15, 2003, Los Angeles, CA, USA (on CD-ROM).

Vermande S., Simpson K., Essemiani K., Fonade C., Meinhold J. (2007). Impact of agitation and aeration on hydraulics and oxygen transfer in an aeration ditch: Local and global measurements. *Chemical Engineering Science* 62 (2007) 2545 – 2555

Voncken R.M. (1966). Circulatiestroming and menging in geroerde vaten. Proefschrift ter verkrijging van de graad van doctor in de technische wetenschappen, Technische Hogeschool te Delft

Wanner, O., Kappeler, J., Gujer, W., (1992). Calibration of an activated sludge model based on human expertise and on a mathematical optimization technique - a comparison. *Water. Sci. Technol.* 25 (6), 141–148.

Weijers Stefan. (2000). Modelling, Identification and Control of Activated Sludge Plants for Nitrogen Removal. Ph.D. Université de Technologie, Suisse.

Wong, L.W., Pilpel, N., (1990). Effect of particle shape on the mixing of powders. *J. Pharm. Pharmacol.* 42 (1), 1–6.

Xiaodi Hao, Hans J. Doddema & Johan W. van Groenestijn. (1997). Conditions and mechanisms affecting simultaneous nitrification and denitrification in a Pasveer oxidation ditch. *Bioresource Technology* 59 p207-215

Xu, S.; Hultman, B., (1996). Experiences in wastewater characterization and model calibration for the activated sludge process., *Water Sci. Tech.*, 33 (12), 89-98.

Yablonsky G.S, Constaes D., Marin G.B (2009). A new approach to diagnostics of ideal and non-ideal flow patterns: I. The concept of reactive-mixing index (REMI) analysis. *Chemical Engineering Science* 64, pp. 4875-4883

ANNEXE 1 : Paramètres du modèle ASM1

Revue de littérature des paramètres du modèle ASM1 et des fractions de l'affluent

Les différentes variables du modèle ASM1 sont données ci dessous :

S_{NH} : Azote ammoniacal soluble

S_{NO} : Nitrate soluble

S_{ND} : Azote organique soluble biodégradable

S_o : Oxygène dissous

S_s : Substrat soluble rapidement biodégradable

S_I : Matière organique inerte soluble

$X_{B,A}$: Biomasse autotrophie active

$X_{B,H}$: Biomasse hétérotrophie active

X_{ND} : Azote organique particulaire biodégradable

X_s : Substrat lentement biodégradable

X_I : Matière et produits organiques particuliers inertes

Tableau A.1-1 : Synthèse des valeurs de fractions de DCO dans la littérature

Références	Type d'effluent	Pré-traitement	Ss %	Xs %	Si %	Xi %	Xbh %
Henze et al. (1986)		Décantée	24-32	43-49	8-11	11-20	
Ekama et al. (1986)		Décantée Brute	28 20		8 5	4 13	
Lesouef et al.(1992)	urbaine	brute fraîche			9 -10	7 – 10	
De la Sota et al. (1994)			18	33	9	25	15
Siegrist et al.(1994)	dom.		10	56-58	8	24-26	
Naïdoo et al.(1998)	Dom+IND	Brute	7-19	15-29			
Spérandio (1998)	urbaine	Brute	1-16	44-57			3-20
Stricker (2000)	temps sec temps pluie	Brute	10-31 20-28	50-83 55-70	4 3	3-15 7-11	
Choubert (2002)	Urbaine	Brute	22 -24	62-72	5,9-6,6	4-7	

Tableau A.1-2 : Fractions de l'azote (Henze et al., 1986)

Nom de la Fraction	Gamme de l'azote total	Nom de la Fraction	Gamme de l'azote total
Snd	14 à 17 %	Sno	≈ 0
Xnd	20 à 27 %	Sni	4 à 5 %
Snh	52 à 60 %		

Tableau A.1-3 : Paramètres du modèle ASM1 pour un pH neutre (A general description of the IAWQ, Activated sludge n°1)

Paramètres	symbole	unité	20°C	10°C	littérature
<i>Paramètres stœchiométriques</i>					
Hétérotrophe	Y_H	g DCO/gDCO	0.67	0.67	0.38-0.75
autotrophe	Y_A	g DCO/gN	0.24	0.24	0.07-0.28
Fraction du taux de production de la biomasse particulaire	f_p	Sans dimensions	0.08	0.08	-
Masse N/masse DCO dans la biomasse	i_{XB}	g N/gDCO	0.086	0.086	-
Masse N/masse DCO dans les produits de la biomasse	i_{Xp}	g N/gDCO	0.06	0.06	-
<i>Paramètres cinétiques</i>					
Taux de croissance spécifique max hétérotrophe	$\hat{\mu}_H$	j^{-1}	6	3	0.6-13.2
Taux de décès hétérotrophe	b_H	j^{-1}	0.62	0.2	0.05-1.6
Coefficient de demi saturation pour les hétérotrophes	K_S	g DCO/m ³	20	20	5-225
Coefficient de demi saturation d'oxygène des hétérotrophes	$K_{O,H}$	g O ₂ /m ³	0.2	0.2	0.01-0.2
Coefficient de demi saturation de nitrate pour la dénitrification des hétérotrophes	K_{NO}	g NO ₃ -N/m ³	0.5	0.5	0.1-0.5
Taux de croissance spécifique max autotrophe	$\hat{\mu}_A$	j^{-1}	0.8	0.3	0.2-1
Taux de décès autotrophe	b_A	j^{-1}	0.2	0.1	0.05-0.2
Coefficient de demi saturation d'oxygène des autotrophes	$K_{O,A}$	g O ₂ /m ³	0.4	0.4	0.4-2
Coefficient de demi saturation d'ammonium des autotrophes	K_{NH}	g NH ₃ -N/m ³	1	1	-
Facteur de correction pour la croissance anoxie des hétérotrophes	η_B	sans	0.8	0.8	0.6-1
Taux d'ammonification	k_a	m ³ /gDCO/j	0.08	0.04	-
Taux spécifique max d'hydrolyse	k_h	g DCO/gDCO/j	3	1	-
Coefficient de demi saturation d'hydrolyse du substrat lentement biodégradable	K_X	g DCO/gDCO	0.03	0.01	-
Facteur de correction pour l'hydrolyse anoxie	η_h	Sans dimensions	0.4	0.4	-

