

République Algérienne Démocratique et Populaire
Ministère de l'Enseignement Supérieur et de la Recherche Scientifique
Université des Sciences et de la Technologie Houari Boumediene

FACULTE de GENIE MECANIQUE et de GENIE DES PROCEDES



Thèse

Présentée pour l'obtention du grade de **DOCTEUR en SCIENCES**

En Génie des Procédés

Spécialité : **Génie de l'environnement**

Par : **BALAMANE Ouafia épouse ZIZI**

Thème

**CONTRIBUTION A L'ETUDE DE LA DEPHOSPHATATION
DES EAUX DE REJETS DE L'INDUSTRIE LAITIERE**

Soutenue publiquement le 28/01/2014, devant le jury composé de :

Mme G. NEZZAL	Professeur à l'USTHB	Présidente
M. H. AIT-AMAR	Professeur à l'USTHB	Directeur de thèse
M. N. MOULAI	Professeur à l'U.F.Y. MEDEA	Examineur
Mme Z. SALEM	Professeur à l'USTHB	Examinatrice
M. H. LOUNICI	Professeur à l'Université de BOUIRA	Examineur
M. A. AOUABED	Professeur à l'U.S.D. BLIDA	Examineur

2013

Nomenclature

MO	:	Matière Organique
AGVs	:	Acides Gras Volatils
DCO	:	Demande Chimique en Oxygène
MES	:	Matières En Suspension
EBP	:	Enlèvement Biologique du Phosphore
PAOs	:	Phosphate Accumulating Organisms (Bactéries accumulatrices de phosphore)
GAOs	:	Glycogen Accumulating Organisms (Bactéries accumulatrices de glycogène)
CFSF	:	Culture Fixée sur Support Fin
mg P/ L	:	milligrammes de Phosphore par litre
DCO	:	Demande chimique en oxygène
DBO ₅	:	Demande biologique en oxygène
P	:	Phosphore
PO ₄ ³⁻	:	Orthophosphates
PHA	:	PolyHydroxyAlcanoates
NH ₄ ⁺	:	Azote ammoniacal
NO ₃ ⁻	:	Nitrates
NO ₂ ⁻	:	Nitrites
STEP	:	Station d'épuration
TRB	:	Temps de Résidence des Boues
HRT	:	Temps de résidence hydraulique

Résumé

L'objectif de ce travail est d'examiner les possibilités de déphosphatation des effluents de laiteries chargés en phosphates et en matières organiques dans des systèmes à culture fixe. Le traitement biologique d'élimination du phosphore a été pratiqué depuis une trentaine d'années, il s'est limité à des procédés de boues activées nécessitant de larges volumes de bassins. La plupart des travaux de recherche portant sur les réacteurs à bio films ont montré que le principe de l'alternance de phases anaérobie/aérobie est applicable à des bactéries fixées, en changeant les conditions opératoires dans le temps plutôt que dans l'espace. Les systèmes testés dans cette étude ont montré leur aptitude à éliminer les phosphates en dégradant la matière organique. C'est ainsi que 95,7% des phosphates ont été éliminés parallèlement à une dégradation moyenne de la DCO de 56,8% pour le premier système étudié. De même, nous notons une réduction de 71% des phosphates et 36% de la DCO avec le deuxième système. Pour le système à CFSF, la modification de la granulométrie (passage du sable au gravier) a permis non seulement d'augmenter les apports en oxygène au sein du lit filtrant, mais aussi de limiter les risques de colmatage permettant ainsi d'obtenir de bonnes performances épuratoires (1,49 mg/L en P et 104,5 mg/L en DCO). Ces valeurs se situent dans les limites admises par la réglementation.

Abstract

This work aims to study the possibility of phosphorus removal from dairy effluents containing phosphates and organic matters in fixed film biomass system. Phosphorus removal biological treatment has been performed for about thirty years but it only processed active sludge that required large cubage ponds. Most of the research about the biofilm reactors showed that the anaerobic/aerobic phase alternation principle can be applied on fixed bacterium by changing the operational conditions in time rather than space. The systems tested in this study have shown their ability to remove phosphates in degrading organic matter. Thus 95.7 % of the phosphates were removed parallel to an average degradation of COD of 56.8 % for the first system studied. Similarly, we note a reduction of 71 % phosphate and 36% of COD with the second system. For CFSF system, changing the size (moving from sand to gravel) has not only increased the oxygen supply in the filter bed, but also reduce the risk of clogging and to obtain good purification performance (1.49 mg/L and 104.5 mg P/L COD). These values are within the limits permitted by the regulations.

ملخص

الغرض من هذا العمل هو التحقيق في إمكانية إزالة الفوسفات من فضلات صناعة الحليب المشبعة بالمواد العضوية على أنظمة بيولوجية ذات دعامة ثابتة. المعالجة البيولوجية لإزالة الفوسفور استعملت منذ أكثر من ثلاثين سنة، و اقتصر استعمالها على معالجة الحمأة المنشطة التي تتطلب أحواض واسعة جدا. لقد أظهرت معظم الأبحاث العلمية على المفاعلات ببوفيلم أن مبدأ تناوب مراحل اللاهوائية / هوائية ينطبق على أنظمة البكتيريا الثابتة، مع تغيير ظروف التشغيل في الزمان عوضا عن الفضاء. أظهرت الأنظمة المختبرة في هذه الدراسة قدراتها على إزالة الفوسفات عن طريق تحليل المواد العضوية. وبالتالي تم إزالة 95.7% من الفوسفات بالتوازي مع 56.8% كمتوسط تدهور COD للنظام الأول الذي تمت دراسته. وبالمثل، نلاحظ انخفاضا بنسبة 71% من الفوسفات و 36% من COD في النظام الثاني. التغيير في حجم الحبيبات (الانتقال من الرمل إلى الحصى) في نظام CFSF لم يساعد فحسب على زيادة نسبة الأوكسجين داخل نظام التصفية بل ساعد أيضا على التقليل من خطر الانسداد، و هذا ما أدى إلى الحصول على نتائج جيدة (1.49 ملغم / لتر فوسفور و 104.5 ملغم / لتر DCO). هذه النتائج موافقة للنسب المسموح بها قانونيا.

Dédicaces

A la mémoire de mon père, ma mère et mon frère
Mustapha, la vie n'a plus le même goût sans vous.

A mon mari et mes trésors : Lina, Nazim et la
petite Kenza.

A tous ceux qui me sont chers

Remerciements

Cette thèse a été réalisée au laboratoire des Sciences du Génie des Procédés Industriels de la faculté de Génie des Procédés, USTHB.

Aux termes de ce travail, je tiens à exprimer toute ma gratitude et mes très vifs remerciements à M. H. Aït-Amar, Professeur à l'USTHB, de m'avoir accueillie au sein de son équipe de recherche et assuré la direction de ce travail, mais aussi pour ses conseils avisés, ses réflexions critiques et la confiance qu'il m'a accordée.

Je remercie l'ensemble du jury de cette thèse pour avoir accepté d'évaluer ce travail et tout particulièrement :

- Mme G. Nezzal, Professeur à l'université des Sciences et de la Technologie Houari Boumediene, d'avoir accepté de présider ce jury. Qu'elle veuille trouver le témoignage de ma gratitude pour sa disponibilité, son savoir et sa modestie.
- Mme Z. Salem, Professeur à l'université des Sciences et de la Technologie Houari Boumediene, qui a accepté d'examiner ce travail, qu'elle soit assurée de ma sincère reconnaissance et de ma vive sympathie.
- M. A. Aouabed, Professeur à l'université Saâd Dahleb de Blida pour avoir accepté d'examiner mon travail. Encore une fois, après plusieurs années, je suis honorée de le retrouver dans mon jury.
- M. H. Lounici, Professeur à l'université de Bouïra, qui a accepté de prendre part à ce jury. Je ne le remercierais jamais assez pour sa grande motivation lors de nos très rares rencontres à l'université. Merci de m'avoir encouragée à terminer.
- M. N. Moulay, Professeur à l'université de Médéa, pour l'attention et la considération qu'il a accordé à ce travail en acceptant de l'examiner.

J'adresse mes remerciements également à :

- Mon mari et mes enfants pour m'avoir écoutée, supportée et encouragée, pendant ces longues années et, particulièrement, pendant ces derniers et très difficiles mois. Je leur témoigne tout mon amour et toute ma gratitude et les rassure que le pire est passé et que le meilleur reste à venir. Je vous aime.
- A tous ceux qui ont contribué d'une façon ou d'une autre, à la réalisation de ce travail. Que soient particulièrement cités :
- M. Habbouche, Directeur auprès de l'Agence Nationale des Ressources Hydriques (ANRH) pour sa gentillesse, sa disponibilité et son aide précieuse à chaque fois qu'il a été sollicité.
- M. Seifeddine Bouabdellah, notre Sifou du laboratoire pour sa gentillesse, sa disponibilité et son aide précieuse dans la confection de la thèse.
- Mlle Mounia Maatem, pour sa disponibilité, et son aide, ainsi qu'à sa sœur Rokia, merci les filles pour tout.
- Mme Houria Yalaoui, ma sœur pour m'avoir boostée quand mes batteries se déchargeaient. Merci ma grande sœur de remplacer Yemma qui n'est plus de ce monde. J'aurais tant souhaitée qu'elle soit là.
- Mme Fatiha Amour pour m'avoir soutenue quand il le fallait, pour son aide précieuse, son oreille attentive, sa tendresse envers moi, ses encouragements permanents et sa générosité sans commune mesure. Sois assurée ma chère et tendre amie de toute ma reconnaissance et toute ma sympathie.

- Mon amie et sœur, Mme Souad Gouasmi, pour notre sincère amitié depuis notre très jeune âge, pour sa sympathie, sa générosité et ses encouragements. Surtout reste comme tu es ma chère Souad, à l'écoute des autres.

J'adresse une pensée amicale à Saida ma belle-sœur, Sarah et Adila (ainsi qu'à son mari Lyès et sa poupée Lina) mes nièces, Mohamed, Walid, Merouane et Mehdi mes neveux, El Hachemi, mon beau-frère, Hamid Balamane mon frère, Mlle Lina Amour, Mme Malya et M. Mokrane Azzouz au Canada, M. Mohamed Gouasmi, Mme Zineb Belmihoub, Chahida Oussalah, Nassima Chelghoum, ainsi qu'à Chafia Medjeber, Adila Boulemia, Lotfi Roumane, Adel Khelalfa, Nabila Ziane, Sarah Belhadi, Walid Hadj Said, Abderrak Bennacer, Lina Rouidi et sa famille (particulièrement sa maman Nissa), Mohamed Hamoudi, et Athir Boukhrissa.

Travaux issus de cette thèse

- **Combined Processes for Phosphorus removal from a dairy plant wastewater: Conditions influencing the chemical Process.** Journal of Environmental Science and Technology. Vol. 2 (2), 112- 119, (2009).ISSN 1994 7887.
- **Biological phosphorus removal from dairy wastewater by alternating anaerobic and aerobic conditions.** African Journal of Biotechnology. Vol. 11(46), pp. 10575-10581, (2012).
- **Study of the Simultaneous Elimination of Phosphates and Heavy Metals Contained In Dairy Wastewater by a Physical-Chemical and Biological Mixed Process; Consequences on the Biodegradability.** Energy Procedia, Vol. 18, pp 1341-1360. Terragreen 2012, Clean Energy Solutions for Sustainable Environment (CESSE), DOI.org/10. 1016/ Egypro.2012.05. 151.
- **Treatment of dairy wastewater by fixed film system in continuous flow.** Desalination and water treatment.(51). 2214-2224, (2013). Doi: 10.1080/ 19443994.2012. 735102.

Sommaire

I.1. Introduction.....	1
I.2. Caractéristiques des effluents produits par l’industrie laitière.....	6
I.2.1. Composition des effluents produits par l’industrie laitière.....	6
I.2.2. Caractéristiques des rejets de l’industrie laitière	8
I.3. Volume des eaux rejetées.....	11
I.4.Traitement biologique des effluents.....	11
I.4.1.Procédés utilisés pour le traitement des effluents concentrés	11
I.4.2. Les procédés de traitement par cultures libres	11
I.4.3. Les filières de traitement par cultures fixées	11
I.4.3.1.La biofiltration sur lit organique	12
I.4.3.2.Les cultures fixées sur lit de pouzzolane	12
I.4.3.3. Les réacteurs à alimentation séquencée SBR (Sequencing Batch Reactors) ...	13
I.5. Informations générales concernant le secteur alimentaire et laitier	13
I.6. Conclusion	15
II.1. Impact d’un apport excessif de phosphore dans les milieux aquatiques	17
II.1.1. Phosphore dans les milieux naturels.....	18
II.1.2. Phosphore des eaux résiduaires	19
II.1.3. Teneur en phosphore des effluents	20
II.1.4. Réglementation.....	21
II.2. Techniques de déphosphatation des eaux résiduaires.....	22
II.2.1. Procédés conventionnels de traitement.....	22
II.2.1.1. Assimilation.....	23
II.2.1.2. Précipitation naturelle	23
II.2.1.3. Précipitation chimique induite biologiquement.....	24
II.2.2. Filières spécifiques de traitement	24
II.2.2.1. La déphosphatation par voie physico-chimique	24

II.2.2.1.1. Précipitation de phosphates de calcium	26
II.2.2.1.2. Précipitation de phosphates d'aluminium ou de fer	27
II.2.2.2. La déphosphatation par voie biologique	28
II.2.2.3. La déphosphatation par voie combinée	30
II.3. La déphosphatation biologique	31
II.3.1. Conditions requises pour la déphosphatation biologique	31
II.3.1.1. Séquence anaérobie/aérobie	31
II.3.1.2. Présence d'acides gras volatils (AGV)	31
II.3.1.3. Exclusion de nitrates de la zone anaérobie	31
II.3.1.4. Exclusion des GAO de la zone anaérobie	32
II.3.2. Mécanismes de la déphosphatation biologique	32
II.3.2.1. Mécanismes de la phase anaérobie	33
II.3.2.1.1. Réactions de la phase anaérobie	33
II.3.2.1.2. Dégradation des polyphosphates	34
II.3.2.1.3. Relargage des phosphates	35
II.3.2.2. Les mécanismes de la phase aérobie	37
II.3.2.2.1. Dégradation des PHA	37
II.3.2.2.2. Reconstitution des réserves de polyphosphates	38
II.3.2.2.3. Absorption de cations	39
II.3.2.3. Les mécanismes de la phase anoxie	39
II.3.3. Les bactéries déphosphatantes	40
II.4. Facteurs influençant la déphosphatation biologique	41
II.4.1. Caractéristiques de l'eau usée	41
II.4.1.1. Quantité et qualité de la matière organique	41
II.4.1.2. Ratios Carbone/ Phosphore	42
II.4.2. Développement de bactéries compétitrices : Les GAOs	42
II.4.3. Importance et durée de l'anaérobiose	43

II.4.4. Temps de résidence hydraulique en anaérobiose	43
II.4.5. Age des boues et charge massique.....	44
II.4.6. Les nitrates.....	45
II.4.7. L'oxygène	46
II.4.8. Paramètres physiques	47
II.4.8.1. Température.....	47
II.4.8.2. pH	48
II.4.8.3. Potentiel redox.....	48
II.5. Conclusion	49
Introduction	58
III.1. Matériel et méthodes	58
III.1.1. Dispositif expérimental	58
III.1.2. Paramètres à analyser et méthodes d'analyse.....	59
III.1.3. Eaux de rejet de la laiterie	60
III.2. Résultats et discussion.....	61
III.2.1. Cinétiques en milieux aérobie et anoxie.....	61
III.2.1.1. Influence de la concentration initiale en matières organiques	62
III.2.1.2. Influence du rapport DCO/P.....	67
III.2.1.3. Influence de la concentration des boues.....	70
III.2.2. Cinétiques en milieu anaérobie	74
III.2.2.1. Influence de l'ajout d'un substrat carboné	76
III.2.2.2. Influence de la vitesse initiale de relargage.....	79
III.2.2.3. Expression mathématique des cinétiques de relargage du P	81
III.2.2.4. Influence du temps d'aération préalable	83
III.2.2.5. Evolution du pH	84
III.3. Conclusion.....	84

Introduction	88
IV.1. Caractérisation du biofilm.....	89
IV.1.1. Composition et structure du biofilm	89
IV.1.1.1. Définition du biofilm	89
IV.1.1.2. Formation du biofilm	89
1- Phase de latence	90
2- Formation d'une couche organique sur le support.....	90
3- Adhésion des cellules à la surface.....	90
4-Croissance du biofilm	90
5-Phase d'équilibre.....	91
6- Détachement.....	91
IV.2. Matériel et méthodes.....	92
IV.2.1.Dispositif expérimental	92
IV.2.2. Méthodes d'analyse.....	93
IV.2.3. Composition de l'effluent à traiter	94
IV.3.Résultats et discussion	94
IV.3.1. Influence de la vitesse de passage sur le rendement de déphosphatation	94
IV.3.1.1. Evolution des phosphates pour les deux vitesses	94
IV.3.1.2. Evolution de la DCO pour les deux vitesses	96
IV.3.1.3. Evolution des nitrates pour les deux vitesses	97
IV.3.1.4. Evolution du pH pour les deux vitesses	98
IV.3.2. Influence de la charge en phosphates C'_v sur le rendement de déphosphatation .	98
IV.3.3. Bilan du phosphore dans les boues	100
IV.4. Application de la technologie du biofilm dans le processus d'enlèvement biologique du phosphore	102
IV.4.1. Matériel et méthodes	104
IV.4.1.1. Dispositif expérimental	104

IV.4.1.2. Caractéristiques de l’affluent	105
IV.4.1.3. Méthodes d’analyse.....	106
IV.4.1.4. Conditions opératoires des réacteurs.....	106
IV.4.2. Résultats et Discussion.....	109
IV.4.2.1. Evolution des phosphates.....	109
IV.4.2.2. Evolution de la DCO.....	113
IV.4.2.3. Evolution de l’azote	115
IV.4.3. Conclusion	116
IV.4.4. Déphosphatation biologique avec alternance de phases	117
IV.4.4.1. Dispositif expérimental	117
IV.4.4.2. Résultats et Discussion.....	119
IV.4.4.2.1. Evolution des phosphates.....	119
IV.4.4.2.2. Evolution de la DCO.....	120
IV.4.4.2.3. Evolution des nitrates.....	121
IV.4.4.2.4. Evolution du pH	122
IV.4.4.3. Conclusion	123
IV.5. Traitement des rejets laitiers par culture fixée sur gravier	124
IV.5.1. Alternance de phases d’alimentation et de repos	125
IV.5.2. Alimentation par bâchées.....	125
IV.5.3. Mécanisme épuratoire	126
IV.5.3.1. Mécanismes physiques.....	126
IV.5.3.2. Mécanismes biologiques	127
IV.5.4. Le filtre, un réacteur triphasique	127
IV.5.4.1. La phase solide.....	127
IV.5.4.2. La phase liquide	128
IV.5.4.3. La phase gazeuse.....	128
IV.5.4.4. Disponibilité en oxygène	128

IV.5.5. Intérêt des procédés utilisant les biofilms	128
IV.5.6. Colmatage du milieu filtrant	129
IV.5.6.1. Le colmatage physique.....	129
IV.5.6.2. Le colmatage biologique	129
IV.5.6.3. Autres causes de colmatage	130
IV.5.7. Facteurs influençant le colmatage.....	130
IV.5.7.1. La charge en MES.....	130
IV.5.7.2. La charge organique	130
IV.5.7.3. Le type de support.....	130
IV.5.8. Matériel et méthodes	131
IV.5.8.1. Dispositif expérimental	131
IV.5.8.2. Caractéristiques physiques de la colonne et du support utilisé	131
IV.5.8.3. Composition de l'influent	132
IV.5.8.4.Méthodes d'analyse.....	132
IV.5.8.5. Rythme de fonctionnement	132
IV.5.9. Résultats et Discussion.....	134
1. Evolution des phosphates	134
2. Evolution de la DCO	135
3. Evolution des composés azotés	135
IV.5.10. Conclusion	140
IV.6. Elimination des phosphates par traitement combiné sur support actif.....	141
IV.6.1. Théorie sur le traitement des eaux sur support.....	141
IV.6.1.1. Traitement biologique des eaux sur support	141
IV.6.1.2. Traitement combiné physico-chimique et biologique.....	142
IV.6.2. Matériel et Méthodes.....	143
IV.6.2.1. Dispositif expérimental	143

IV.6.2.2. Influence de l'ajout d'un matériau précipitant sur l'élimination des phosphates	144
IV.6.3. Elimination des phosphates en continu sur support actif	146
IV.6.3.1. Dispositif expérimental	146
IV.6.3.2. Caractéristiques physiques de la colonne et du support actif.....	146
IV.6.3.3. Composition de l'effluent à traiter	147
IV.6.4. Résultats et Discussion.....	147
IV.6.4.1. Evolution des phosphates en fonction du temps	148
IV.6.4.2. Evolution de la DCO en fonction du temps	148
IV.6.4.3. Relation entre phosphates éliminés et DCO dégradée	149
IV.6.4.4. Evolution des différentes formes d'azote.....	150
IV.6.4.5. Evolution du pH	152
IV.6.4.6. Production de boues	153
IV.6.4.7. Conclusion	154
IV.7. Modélisation mathématique de l'enlèvement du phosphore dans les bioréacteurs étudiés.....	155
IV.7.1. Modèles utilisés.....	155
IV.7.2. Présentation des modèles	156
IV.7.2.1. Modèle de Monod	156
IV.7.2.2. Modèle de Grau (modèle du second ordre).....	157
IV.7.2.3. Modèle du premier ordre.....	157
IV.7.2.4. Modèle de Stover-Kincannon modifié.....	157
IV.7.3. Validation et calibration d'un modèle.....	158
IV.7.4. Application du modèle du premier ordre	158
IV.7.5. Application du modèle de Stover-Kincannon modifié.....	159
IV.7.6. Prédiction et validation	161
IV.8. Conclusion	162
ANNEXE I.....	176

ANNEXE II.....	189
-----------------------	------------

Introduction générale

Les effluents de laiterie constituent un risque de pollution lorsqu'ils sont déversés sans traitement convenable dans les exutoires. En effet, ils contiennent de l'azote et du phosphore en concentrations supérieures aux normes de rejet, et jusqu'à dix fois plus élevées que celles des effluents de fosses septiques. Lorsqu'ils sont déversés dans le milieu naturel, ces produits polluent les nappes et les cours d'eau. Ils provoquent souvent un développement d'algues et de bactéries qui consomment l'oxygène de l'eau, et finissent par asphyxier le milieu récepteur, ce qui conduit à l'eutrophisation.

Quand ces rejets percolent dans les nappes phréatiques, ils altèrent la qualité des eaux de forage en augmentant, par exemple, la teneur en nitrates et en phosphates, d'où la nécessité de leur traitement.

Les effluents de laiterie proviennent, essentiellement, des pertes au lavage. Pour 1000L produits, la pollution représente 30 à 80 équivalents-habitant. Ces rejets contiennent du phosphore, des matières azotées, une pollution organique soluble (matière grasse) et peu de matières en suspension. Leur pH varie fortement suivant les lavages.

L'élimination du phosphore des eaux résiduaires peut s'effectuer par des procédés physico-chimiques ou par voie biologique ou encore par une combinaison des deux.

A ce jour, la technique de déphosphatation la plus répandue est la précipitation chimique avec des sels de fer ou d'aluminium. La précipitation physico-chimique est de mise en œuvre simple, fiable et efficace mais présente des inconvénients tels que : l'augmentation du coût d'exploitation entraîné par la consommation de réactifs chimiques, un surplus de production de boues et un rejet de sels dans le milieu récepteur. De nombreux procédés ont été mis au point pour l'élimination chimique du phosphore.

La sur-élimination biologique du phosphore, appelée communément déphosphatation biologique, est basée sur l'alternance de phases « anaérobies/aérobies », ce qui entraîne une accumulation des phosphates par la biomasse des boues activées au-delà des besoins métaboliques de croissance. Alors qu'une boue activée contient normalement 1.5 à 2 % de phosphore ramené aux matières sèches, une boue déphosphatante peut contenir 3.5 et même 10 % de phosphore.

En plus de son atout écologique, la déphosphatation biologique présente de nombreux avantages par rapport à la déphosphatation chimique, notamment la génération d'une quantité de boue semblable à un procédé conventionnel, la valorisation agricole des boues enrichies en

phosphore directement disponible, la réduction du coût lié à la consommation de réactifs chimiques, et enfin, un coût supplémentaire négligeable pour certains procédés. Elle exige, toutefois, une exploitation plus rigoureuse car le traitement simultané de l'azote (nitrification-dénitrification) doit être parfaitement maîtrisé.

Cependant, malgré l'effort de recherche considérable, développé pour la compréhension et la maîtrise de la déphosphatation biologique, les stations d'épuration mettant en œuvre ce processus sont, encore inexistantes.

Toutes les stations réalisées en Algérie ne sont conçues que pour l'élimination de la pollution carbonée et azotée, et ne prennent pas en considération la pollution phosphorée ; or, les études menées ont prouvé que le phosphore est le facteur limitant de l'eutrophisation.

La majorité de ces stations, réalisées ou en cours d'étude, sont de type boues activées à moyenne ou faible charge. Il est à noter que ce procédé semble s'adapter aux exigences nouvelles d'élimination des pollutions azotée et phosphorée, par une simple modification de la filière de traitement conventionnel par la mise en place d'un bassin anaérobie et d'un bassin anoxie.

Plusieurs méthodes d'élimination du phosphore sont, actuellement, applicables avec des rendements variables. Un des procédés les plus intéressants reste la précipitation des phosphates dans le système à boues activées. Bourdon, (2005) et Pambrun, (2005), ont rapporté des éliminations du phosphore supérieures à 90 % par ajout de sels de fer et d'aluminium dans la cuve d'aération.

Par ailleurs, l'élimination biologique du phosphore (EBP) a, largement, été étudié avec des systèmes à biomasses en suspension. A ce jour, la plupart des applications d'EBP sont réalisées suivant le procédé à boues activées et ses variantes. Par contre, la déphosphatation dans les systèmes de traitement à biofilm, où le biofilm se développe sur un support, est plus difficile à réaliser, et peu d'études s'y sont attardées en comparaison avec les systèmes à biomasse en suspension. Le problème majeur réside dans la nécessité d'exposer la biomasse fixée à une alternance « anaérobie-aérobie » car sans la présence de cette alternance, on doit s'attendre à une très faible efficacité de déphosphatation par la biomasse fixée.

Cependant, les plus grandes difficultés, associées à la création de conditions alternées nécessaires à la réalisation de l'EBP, se rencontrent particulièrement dans les biofilms opérant en continu. Malgré ces difficultés, les nombreux avantages du biofilm imposent la nécessité de poursuivre les recherches dans ce domaine.

Dans ce travail, nous nous sommes fixés comme objectif la mise en œuvre de pilotes de laboratoire basés, les uns, sur la technologie du biofilm en continu avec alternance de phases, les autres, sur la combinaison des processus biologique et physico-chimique d'élimination du phosphore, avec un support réactif qui permettrait la précipitation des phosphates qui seraient ensuite assimilés par les bactéries épuratrices.

L'obtention d'un rendement de déphosphatation optimal étant notre but principal, nous nous sommes, donc, proposés d'examiner les possibilités de la déphosphatation des rejets laitiers par divers procédés et d'en comparer les performances.

Le travail réalisé est présenté sous forme d'un mémoire comprenant quatre chapitres :

- **Les chapitres I et II** récapitulent l'état des connaissances relatives au sujet traité. La synthèse bibliographique permet de préciser les mécanismes impliqués dans l'élimination physico-chimique et biologique du phosphore (processus et conditions).
- **Le chapitre III** est une étape préliminaire à la partie expérimentale. Elle porte sur des essais menés en réacteurs fermés, et ce, dans le but de déterminer les conditions optimales nécessaires à l'obtention de rendements épuratoires élevés.
- **Le chapitre IV** présente une étude approfondie du fonctionnement des installations pilotes testées dans ce travail. Les principaux résultats obtenus pour chaque dispositif testé, y sont présentés. La chronologie suivie pour chaque expérimentation est détaillée. Pour une analyse plus fine des résultats expérimentaux obtenus, une modélisation mathématique est appliquée. Les modèles utilisés sont décrits avec précision.

Enfin, **la conclusion générale** rend compte des principaux résultats de cette étude.

Chapitre I

Les rejets laitiers

I.1. Introduction

Le problème de l'utilisation et de la gestion des eaux se pose avec acuité pour beaucoup de pays dont la pluviométrie annuelle est insuffisante pour un développement socio-économique convenable. Pour l'Algérie, ce problème est accentué par son industrialisation croissante qui nécessite énormément d'eau.

Compte tenu des impacts sur l'environnement et des règlements en vigueur ou en devenir, la gestion des eaux et des déchets, comprenant notamment la mise en œuvre de procédés de traitement et de valorisation, est devenue l'un des enjeux majeurs de notre société.

L'industrie laitière traite de très gros volumes d'eaux, et est très souvent localisée à proximité d'une agglomération.

Les effluents rejetés par les laiteries sont constitués de lactosérum et d'eaux de nettoyage du matériel (eaux blanches et eaux vertes). Ces dernières constituent un mélange qui contient environ 0.1kg d'azote et de phosphore par m³ ainsi que les détergents et les résidus du lait. Pour éviter les problèmes de contamination des milieux naturels, il faut, donc, éliminer cette pollution de l'eau avant son rejet, ce qui est, généralement, réalisé par une épuration biologique mettant en œuvre des microorganismes (Corthondo et Trepos, 2004).

I.2. Caractéristiques des effluents produits par l'industrie laitière

Bien que la source de pollution soit toujours le lait, les caractéristiques des rejets sont très variables, à la fois dans leur composition et dans leur variabilité journalière ou saisonnière. En conséquence, leur traitement peut relever de stratégies et de méthodologies différentes : nous distinguons, donc, les rejets produits par l'industrie laitière (production et transformation du lait) et ceux issus directement de la production du lait dans les fermes d'élevages.

Dans cette étude, nous ne nous intéresserons qu'aux rejets produits par l'industrie laitière, principalement les eaux blanches provenant du lavage journalier des installations et des pertes de lait.

I.2.1. Composition des effluents produits par l'industrie laitière

Les effluents globaux de l'industrie laitière sont, principalement, constitués d'eaux de pré-rinçage et rinçage, des opérations de nettoyage en place (NEP) (50-90 % du volume total) ainsi que des pertes en produits laitiers (1-3 % du lait transformé) et des pertes au lavage.

Par ailleurs, les pollutions générées par l'industrie laitière sont très variables selon le site et le type de production, mais les rejets restent toujours importants. Pour une laiterie traitant 1 million de litres de lait par jour, les pertes dans les eaux de pré-rinçage sont évaluées à 20.000

L de lait, ce qui correspond à la production en station d'épuration (STEP) de près de 1.5 tonnes de boues (Castillo, 2005).

La principale caractéristique des effluents laitiers est leur variabilité, en relation avec les caractéristiques du lait, le type de transformation réalisée, la taille de l'usine et la technologie mise en place pour le nettoyage (volumes, produits utilisés). De plus, au sein d'une même usine, on observe des fluctuations qualitatives journalières en relation avec les rejets périodiques des eaux de pré-rinçage et des solutions de nettoyage (acide-base) provenant des différents ateliers.

Une telle situation permet, alors, d'envisager le traitement de ces effluents via une STEP, qu'elle soit spécifique à l'entreprise ou celle qui traite les eaux usées urbaines d'une agglomération.

Théoriquement, la plupart des grandes laiteries devraient se situer près des zones urbaines (tel le cas de notre étude). Le traitement des rejets est, de ce fait, réalisé dans les STEP municipales.

Les eaux résiduaires produites sont à caractère organique dominant, elles sont, également, chargées en matières dissoutes, notamment en azote (une concentration moyenne voisine de 65 mg/L, dont plus de la moitié se trouve sous forme organique et plus de 20 % sous forme ammoniacale), et en phosphore (une concentration moyenne de 52 mg/L, exprimée en phosphore total). Cette teneur en phosphore peut varier du simple au double en raison de l'utilisation de l'acide phosphorique lors du nettoyage des installations (Castillo, 2005). Ces eaux contiennent, par contre, peu de MES, mais des matières grasses qui posent des problèmes dans le traitement biologique (les procédés aérobies ne dégradent les graisses qu'avec des cinétiques lentes). Les pH varient fortement suivant les lavages.

Dans le Tableau I.1 sont présentés les différents composants contenus dans les rejets laitiers ainsi que leurs concentrations.

Tableau I.1 : Composition des rejets pour des usines laitières polyvalentes (Boisson, 2000)

DBO ₅ (mg/L)	360 à 3200
DCO (mg/L)	950 à 5000
Azote Kjeldahl (mg/L)	40 à 90
Graisses (mg/L)	110 à 800
DCO/DBO ₅	≅2
MES (mg/L)	90 à 1040
MVS/MES	≅ 0.8
P _{total} (mg/L)	4 à 20
pH	5 à 11

Les rapports DCO/DBO₅ sont compris entre 1.4 et 2.6, ce qui confère à ces effluents une bonne biodégradabilité. Bien que chargées, ces eaux ne présentent pas de toxicité.

La variabilité des caractéristiques des effluents laitiers peut être attribuée à 2 causes essentielles : la méthodologie mise en œuvre lors des opérations de nettoyage en place et les caractéristiques des produits de lessivage.

Pour le premier élément, nous pouvons citer la technologie des équipements utilisés, mais aussi l'incidence des produits de lessivage. Actuellement, de nouveaux produits tendent à se substituer à l'acide phosphorique, compte tenu des problèmes que posent les fortes concentrations en phosphore.

Par ailleurs, ces produits de nettoyage peuvent être source de corrosion de certaines installations (canalisations, cuves et robinets en cuivre ou en alliage de cuivre, par exemple) ; à hautes teneurs, le cuivre, le fer et le manganèse sont des agents catalytiques favorisant l'oxydation des lipides.

D'autres oligo-éléments se retrouvent dans le lait : l'aluminium (cuves et bidon), le cadmium (eaux contaminées par des rejets miniers ou industriels, etc.). Bien qu'on ait peu d'informations sur leur rôle, tous ces éléments vont avoir une influence sur le lait et, par conséquent, sur les rejets produits lors des opérations de nettoyage.

I.2.2. Caractéristiques des rejets de l'industrie laitière

Certaines usines de l'industrie laitière peuvent être à l'origine de pollutions importantes, il convient, donc, de définir leur nature et de préciser leurs caractéristiques.

Il existe plusieurs indicateurs qui permettent d'évaluer si un effluent peut être considéré comme polluant. Ce sont, généralement, les paramètres suivants :

- Le **pH** : qui permet d'exprimer l'acidité des différents rejets en fonction du type de transformations subies lors de la fabrication du fromage (lait caillé, pâte pressée, etc.) et des lessives utilisées, qui peuvent être soit acides ou basiques.
- La **DCO** et la **DBO₅** : qui permettent de quantifier la quantité de matière organique présente dans ces eaux. Elles sont fonction des caractéristiques des matières présentes, de leurs proportions respectives et des possibilités d'oxydation (Rodier, 1996)
- Le rapport $K = \text{DCO}/\text{DBO}_5$: ce rapport représente le critère de biodégradabilité de la matière organique. La biodégradabilité, qui peut être définie comme la capacité

intrinsèque d'une substance à être transformée par des microorganismes, c'est une caractéristique importante de l'effluent à traiter.

Ce rapport est une indication déterminante du choix du procédé d'épuration (Martin, 1987).

- Si $K < 1$: l'effluent est excellent pour le traitement biologique ;
- $1 < K < 2.5$: un bon traitement par voie biologique ;
- $2.5 < K < 3.5$: traitement biologique associé à un traitement physico-chimique ;
- $K > 3.5$: le traitement biologique est impossible.
- **L'Equivalent Habitant (ou EH)** : c'est la valeur de référence, qui permet de comparer un effluent (de laiterie dans notre cas) aux rejets domestiques. C'est une unité de mesure qui représente la quantité de pollution émise en un jour par une personne.

1EH= 60g DBO₅/J, soit 21,6 kgDBO₅/an (Directive européenne du 21 mai 1991).

- **La couleur** : les effluents laitiers sont caractérisés par leur couleur blanchâtre, indiquant la présence de lait ou de produits laitiers.

Ces indicateurs permettent ensuite de classer les différents types de rejets et de les comparer aux rejets domestiques. On trouve, alors, trois sortes d'effluents avec des caractéristiques bien précises qui détermineront la voie de traitement à mettre en œuvre :

- **Les eaux blanches** : dont les caractéristiques sont données au Tableau I.2, sont 3 fois plus chargées que les eaux domestiques. Elles proviennent du lavage journalier des équipements ou du lavage du matériel et des locaux mobilisés par l'activité laitière.

L'essentiel de la charge polluante provient du volume résiduel de lait présent dans les canalisations des installations avant le nettoyage de ces dernières.

- **Le lactosérum** : il présente une charge organique très élevée et est également assimilé au petit lait, nous distinguons :
 - a- **Le lactosérum doux** : les compositions des lactosérums appartenant à ce groupe sont proches d'un lactosérum à un autre, mais les propriétés de chacun varient beaucoup. Le pH de ces lactosérums doux peut aller de 5.2 à 6.7.

- b- **Le lactosérum acide** : le pH de cette gamme de produit va de 3.8 à 4.6. Lorsque le lactosérum de laiterie n'est pas traité avec toutes les précautions nécessaires, la poursuite de la fermentation naturelle augmente son acidité. Ce phénomène n'est pas souhaitable car le lactosérum acidifié (et non acide) ne peut pas être considéré comme un produit naturel.

Dans le cas où l'exploitant décide de valoriser le lactosérum, une série d'opérations devront être mises en œuvre comme la cristallisation après concentration et séchage, pour aboutir à du lactosérum en poudre par exemple.

- **Le mélange** : des eaux blanches et du lactosérum est 12 à 15 fois plus chargé en matières organiques que les eaux domestiques.

Toutes ces caractéristiques induisent le fait que les effluents de laiteries doivent subir un traitement spécifique, afin de réduire considérablement la charge organique avant d'être rejetés. Cependant, pour les trois eaux, le rapport DCO/DBO₅ est inférieur à 2, ce qui les rend facilement biodégradables (Corthondo et Trepos, 2004).

On remarque que le lactosérum est beaucoup plus chargé que toutes les autres eaux. Ainsi, suivant le mode de rejet, avec les eaux blanches ou non, l'impact de l'activité laitière en termes de pollution est très différent, et les techniques de gestion des effluents devront être adaptées à la nature des rejets.

Tableau I.2 : les rejets des différentes eaux (Corthondo et Trepos, 2004)

Type d'effluents	pH	Volume par litre de lait (L)	DCO (g/L)	DCO / DBO ₅
Eaux blanches	5.5 à 6.2	3 à 4	2 à 3	1.3 à 1.4
Lactosérum	4.3	0.75	50 à 70	1.5
Mélange (EB + L)	4 à 4.5	4 à 5	10 à 12	1.7 à 1.8
Eaux usées domestiques	7 à 8	150 L par EH	0.8	1.9

EB = Eaux blanches ; L = Lactosérum

Il convient de préciser qu'un litre de lait représente environ 60 g de DCO, dont 50 g proviennent du lactosérum et seulement 10 g des eaux blanches (Corthondo et Trepos, 2004).

I.3. Volume des eaux rejetées

Le volume des eaux résiduaires produites par les laiteries varie dans des proportions notables. Selon la nature et la capacité de l'activité, on peut évaluer le volume moyen des rejets entre 2.5 et 3 litres par litre de lait traité, ce qui donnerait, en première approximation, un rejet annuel de 70 à 75 million de m³ (Corthondo et Trépos, 2004).

I.4. Traitement biologique des effluents

I.4.1. Procédés utilisés pour le traitement des effluents concentrés

Compte tenu de l'excellente biodégradabilité des effluents laitiers, les procédés par voie biologique occupent une place très importante dans le traitement des eaux usées issues de l'industrie laitière.

Deux catégories de procédés biologiques sont disponibles pour le traiter les effluents agro-industriels :

- les procédés de traitement par cultures libres ;
- les filières de traitement par cultures fixées.

I.4.2. Les procédés de traitement par cultures libres

Les procédés utilisant les cultures libres, principalement les filières à boues activées et lagunage aéré, présentent d'excellents rendements épuratoires. Cependant, du fait de leur coût de fonctionnement élevé, ce type de filières n'est envisageable que dans le cas d'exploitation de grande taille dont la charge polluante est au moins équivalente à celle d'une commune de plusieurs centaines d'habitants (Menoret, 2001).

I.4.3. Les filières de traitement par cultures fixées

Ce type de traitement est basé sur la technologie du biofilm. Dans les cultures fixées, la tendance naturelle des micro-organismes à se fixer sur un support est utilisée pour maintenir une concentration élevée en micro-organismes dans le réacteur, les micro-organismes ne sont plus en suspension dans la phase liquide mais fixés sur un support ou garnissage. Ils se développent à la surface du matériau et forment une couche appelée biofilm. Au cours du temps, l'épaisseur du biofilm augmente et une stratification apparaît avec superposition d'une couche aérobie près de la surface où l'oxygène et les éléments nutritifs peuvent diffuser et d'une zone anaérobie en profondeur, près du support. Ce phénomène provoque la mort des

cellules proches du support, ce qui entraîne des décrochages locaux du biofilm. Les biofilms fixés sur support mobiles, connus sous le nom de disques biologiques ou biodisques rotatifs, sont considérés comme la deuxième génération des procédés à culture fixée.

Une troisième génération de procédés à biofilm utilise des biofiltres, constitués d'un matériau de faible granulométrie. Le matériau-support sur lequel s'accroche le biofilm est l'élément essentiel du système. Il doit répondre à un double impératif : fixation de la biomasse et rétention physique des matières en suspension. A cette fin, on peut utiliser des supports naturels comme le gravier et les pierrailles concassées dans le lit bactérien ou encore des matériaux synthétiques comme les supports en plastique pour les systèmes plus modernes (Baljic et Leduc, 2002).

Parmi les procédés de traitement à cultures fixées citons :

I.4.3.1. La biofiltration sur lit organique (Martin, 1987)

Ce procédé permet l'obtention de bons rendements épuratoires sur de nombreux polluants.

Les biofiltres mettent en jeu trois phases :

- **Une phase solide**, constituée d'un matériau granulaire qui assure, non seulement la rétention des matières en suspension par filtration, mais aussi, la fixation d'une biomasse épuratoire ;
- **Une phase liquide**, renouvelée par l'apport d'eau à épurer ;
- **Une phase gazeuse**, générée par l'insufflation de bulles d'air dans la masse filtrante.

I.4.3.2. Les cultures fixées sur lit de pouzzolane¹

C'est un procédé de filtration fonctionnant à biomasse fixée. Le temps de contact, entre les bactéries et la matière organique contenue dans les effluents, est augmenté en effectuant plusieurs recyclages. Des temps de repos sont imposés pour permettre à la biomasse épuratoire de régresser et maintenir ainsi une oxygénation du filtre. Ce procédé ne produit pas de boues, ce qui simplifie les problèmes de traitement des boues résiduelles comme dans les procédés à boues activées. Cependant, certains inconvénients rendent son utilisation restrictive. En effet, ce mode de traitement est sensible au gel persistant, et du fait de la

¹La **pouzzolane** :[roche](#) naturelle constituée par des [scories](#) (projections) volcaniques [basaltiques](#) ou de composition proche. Elle possède une structure alvéolaire.

présence d'un filtre, il peut connaître des problèmes de colmatage. Malgré ceci, les rendements épuratoires peuvent atteindre un abattement de 95 % (Menoret, 2001).

I.4.3.3. Les réacteurs à alimentation séquencée SBR (Sequencing Batch Reactors)

Ce troisième procédé est aujourd'hui très répandu dans le traitement des effluents de fromagerie ou de laiterie en général. Il s'agit d'un procédé à boues activées mais fonctionnant en batch et non en continu comme dans les STEP. Il est très intéressant du fait de la bonne décantabilité des boues, de sa bonne résistance aux conditions climatiques et des rendements épuratoires intéressants mais présente des coûts d'investissement importants. Ces coûts sont à comparer aux faibles coûts d'entretien, une fois le système mis en place. Ce procédé s'adapte tout aussi bien aux grosses productions de plusieurs dizaines de m³ qu'aux petites productions de quelques m³ (Boisson, 2000).

I.5. Informations générales concernant le secteur alimentaire et laitier

En Algérie, les entreprises laitières appartiennent aussi bien au secteur privé qu'au secteur public. Les entreprises publiques laitières sont au nombre de 15, et appartiennent à GIPLAIT (Groupe Industriel des Productions Laitières) ; elles couvrent environ 50 % du marché national en laits de consommation (soit plus de 900 Millions de litres de laits en 2012).

L'Algérie est un pays nettement importateur de poudre de lait. Il ne produit en effet que 40 % des besoins de la population en lait cru. Une des causes principales de la faiblesse du secteur laitier est le développement limité de la collecte de lait cru (Informations recueillies auprès de Giplait, Mai 2013).

Les laits destinés à la consommation humaine actuels peuvent être classés en deux catégories :

- Le Lait cru, qui n'a subi aucune transformation, qui est un produit naturel consommé depuis très longtemps ; il est toujours consommé de façon très régulière dans de nombreux pays.
- Lait traité thermiquement (pasteurisé ou stérilisé). Le lait pouvant connaître une rapide détérioration et une contamination de tous types, il faut le soumettre à un traitement spécifique afin d'augmenter sa durée de conservation et d'éliminer les éventuelles contaminations avant consommation. Dans de nombreux pays, ce traitement est une obligation légale. Comme c'est le cas pour l'Algérie.

Le lait arrive, généralement, à l'installation de traitement dans des camions citernes, des cuves ou des bidons. Une fois à l'usine, des échantillons de lait sont prélevés, afin d'effectuer les

analyses correspondantes. Après réception, le lait est stocké puis réfrigéré jusqu'à son entrée en ligne.

Il est également procédé, lors de cette étape, au nettoyage des camions ou des cuves de collecte du lait. On observe des pertes de lait dues aux opérations de vidange et de remplissage des réservoirs. Ces pertes de lait peuvent atteindre les systèmes d'évacuation des eaux résiduaires et contribuer à l'augmentation de la charge organique de celles-ci. Au cours de cette étape, on peut détecter du lait non-conforme aux exigences de qualité requises, ce qui peut mener à un refus du lait reçu.

La consommation d'eau et son déversement postérieur se produisent lors du rinçage et du nettoyage des camions, des tuyaux, des conduites et des réservoirs.

La contamination des effluents des usines laitières dépend des procédés, des équipements ainsi que des produits de nettoyage et de désinfection utilisés. La contamination des effluents des usines laitières est de 2 types : organique et minérale. La pollution organique provient du lait, des constituants du lait ou des sous-produits, qui sont déversés lors des rinçages des équipements de production ou d'un changement de production. La pollution minérale, essentiellement azotée et phosphorée, quant à elle, provient des produits utilisés lors des nettoyages. Ces derniers sont variés et choisis en fonction des surfaces à nettoyer et des dépôts à enlever. Des concentrations en phosphore très élevées ont été observées dans certains effluents de fromagerie, en raison de l'utilisation de l'acide phosphorique pour nettoyer les installations. Bien que peu documentés, de nouveaux produits, tels que les acides sulfamique, nitrique..., tendent à se substituer à l'acide phosphorique, compte tenu des difficultés que représentent les fortes concentrations en phosphore.

Les effluents globaux de l'industrie laitière sont, principalement, constitués d'eaux de pré-rinçage et de rinçage des opérations de nettoyage en place (NEP) qui utilisent un volume de 50-90 % du volume total, ainsi que des pertes en produits laitiers (1-3 % du lait transformé (Castillo, 2005).

La composition de ces effluents s'apparente à celle du lait plus ou moins dilué. Les rapports DCO/DBO₅ sont compris entre 1.5 et 2, ce qui confère à ces effluents une bonne biodégradabilité. De plus, le ratio moyen DBO₅/NTK/P de 100/6/4 est satisfaisant par comparaison aux besoins du traitement biologique (100/5/1), avec, cependant, un excès de phosphore.

La présente étude concerne le traitement des effluents d'une unité laitière (Unité COLAITAL de Birkhadem) et, particulièrement, « les eaux blanches » provenant du lavage des installations de production du lait. Ces effluents sont constitués de résidus laitiers et constituent une pollution carbonée, azotée et phosphorée.

L'évolution des réglementations amène à chercher de plus en plus de méthodes de traitement curatif. Selon le degré d'épuration, cela permettra soit une réutilisation in situ pour le nettoyage des sols par exemple, soit un rejet direct dans le milieu naturel.

En Algérie, un programme de financement a été mis sur pied pour aider les entreprises à réduire la pollution. Les projets les plus importants se rapportent à l'installation de stations d'épuration pour le traitement des eaux résiduaires. Mais ces projets n'ont toujours pas vu le jour et des quantités importantes d'eaux polluées par les rejets laitiers continuent à être déversées dans le milieu récepteur sans traitement préalable.

Ne disposant pas de station d'épuration in situ, la laiterie de Birkhadem, rejette ses effluents directement à l'égout de la municipalité.

I.6. Conclusion

Les eaux blanches issues d'une laiterie sont plus chargées en matière organique que les eaux usées domestiques, leur rejet direct est strictement interdit.

L'effluent à traiter représente un défi quant à son épuration, étant donné ses concentrations élevées en matières organiques, azote et phosphore.

Les techniques d'élimination du carbone, de l'azote et du phosphore sont très bien maîtrisées sur les effluents municipaux peu chargés (concentrations 5 à 10 fois plus faibles que celles rencontrées dans les eaux blanches de Colaital), mais le traitement des effluents industriels est nettement plus critique, surtout en ce qui concerne le phosphore, composé le plus difficile à retirer des eaux.

Le phosphore étant le polluant auquel nous nous intéressons, nous nous proposons, donc, dans le chapitre suivant de donner un aperçu sur cet élément en tant que polluant des eaux résiduaires ainsi que sur les nuisances qu'il peut engendrer lorsqu'il se trouve en concentration élevée dans les eaux de rejets.

Chapitre II

Le Phosphore

II.1. Impact d'un apport excessif de phosphore dans les milieux aquatiques

La principale conséquence d'un apport excessif de phosphore dans les milieux aquatiques est l'eutrophisation. Ce phénomène, qui touche les lacs, les rivières, les réservoirs et certaines côtes, pose l'un des plus sérieux problèmes de pollution aquatique de ces dernières années.

L'eutrophisation est fortement liée à l'activité humaine (agriculture, industries chimiques, rejets sanitaires.....).

Ce phénomène se caractérise par une prolifération excessive et anarchique d'algues et de plantes aquatiques qui affecte l'équilibre et les usages des écosystèmes. Ses principales conséquences sont :

- **l'asphyxie du milieu**

Durant la journée, les végétaux produisent de l'oxygène par photosynthèse et en consomment par respiration. La nuit, seule la respiration se poursuit. Si la masse de végétaux dans le cours d'eau est très importante, tout l'oxygène peut être consommé durant la nuit.

- **l'apparition de composés toxiques**

Du fait de la photosynthèse, le pH prend des valeurs élevées durant la journée. Si la température s'élève également, l'équilibre $\text{NH}_4^+/\text{NH}_3$ se déplace vers la forme gazeuse, ce qui peut être très toxique pour les poissons.

- **la destruction des habitats**

Les végétaux colmatent les fonds des cours d'eau, détruisant ainsi les milieux de vie des invertébrés et les zones de frai des poissons.

L'ensemble de ces phénomènes peut provoquer des mortalités spectaculaires de poissons. Les différents usages de l'eau s'en trouvent, également, affectés : production d'eau potable, usages récréatifs et esthétiques, usages industriels (eaux de refroidissement) et usages agricoles (irrigation et eau pour bétail) (Comeau, 1990a).

Les conséquences de l'eutrophisation ont, alors, un impact économique.

L'eutrophisation est régie par des conditions physiques particulières (température élevée, éclaircissement important et écoulement lent), associées à la présence en excès de nutriments

(Kerlan et Senelier, 1985). Comme il n'est pas possible d'intervenir efficacement sur les conditions de température, d'éclairement et d'écoulement, le seul moyen de maîtriser le phénomène est d'éliminer au moins l'un des nutriments indispensables à son développement, de telle sorte qu'il devienne le facteur limitant. On peut distinguer les macronutriments (C, H, O, N, P...) nécessaires, en quantités relativement importantes, et les micronutriments (Mn, Zn...), qui doivent être présents à de faibles concentrations. Dans les eaux naturelles, les micronutriments limitent rarement la croissance des végétaux aquatiques. Certains macronutriments sont, également, présents en abondance : le carbone peut-être obtenu des carbonates dissous provenant du CO₂ atmosphérique, et l'oxygène peut-être fourni par la molécule d'eau, l'oxygène dissous ou les carbonates, l'eau fournit aussi l'hydrogène. De ce fait, dans les eaux naturelles non polluées par l'activité humaine, la croissance des algues est, généralement, limitée par l'insuffisance en phosphore et en azote. Cependant, certaines cyanophycées (algues bleues) sont capables de fixer l'azote atmosphérique et trouvent ainsi dans l'atmosphère un réservoir inépuisable. Il ne reste que le phosphore pour jouer le rôle d'élément limitant. Ce composé, qui est essentiel à la croissance de tout organisme vivant, puisqu'il entre dans la composition des parois membranaires et de chaque unité de base du matériel génétique, n'a pas de composante atmosphérique significative, contrairement au carbone et à l'azote (Comeau, 1997 ; FNDAE N° 29, 2004). De plus, une part importante du phosphore déversé dans les cours d'eau a pour origine des rejets ponctuels, bien identifiés, sur lesquels il est possible d'agir pour combattre l'eutrophisation des eaux de surface.

II.1.1. Phosphore dans les milieux naturels

Le phosphore présent dans les eaux de surface provient essentiellement de :

- l'agriculture (engrais et effluents d'élevage) ;
- l'activité humaine (métabolisme, détergents) ;
- l'activité industrielle ;
- et de sources naturelles (érosion des sols, décomposition des feuilles et retombées de poussières atmosphériques, (Bourdon, 2005))

Le phosphore est, rarement, présent en concentration élevée dans les eaux de surface, car il est absorbé par les plantes. Dans la plupart des eaux de surface, les concentrations en phosphates sont, généralement, comprises entre 0.01 et 0.05 mg/L, elles varient, cependant, de - 0.001 mg/L dans les eaux naturelles à + 200 mg/L dans les lacs sales et fermés.

En général, les concentrations élevées en P se rencontrent dans les lacs drainant des formations sédimentaires, riches en roches phosphatées et dans les lacs riches en matières organiques.

Dans les régions montagneuses, à géomorphologie cristalline, les concentrations de phosphore des eaux naturelles sont, généralement, faibles. Les eaux souterraines possèdent en moyenne des concentrations d'environ 0.002 mg/L.

La teneur en phosphore des précipitations, est généralement < 0.03 mg/L dans les régions non polluées par ce composé, et peut, cependant, dépasser 10 mg/L dans les eaux urbaines et industrielles (Balamane, 1995).

II.1.2. Phosphore des eaux résiduaires

Le phosphore, dit particulaire ou soluble, contenu dans les eaux usées, est, principalement, composé de phosphore inorganique (orthophosphates et polyphosphates à courtes chaînes), et, en moindre quantité, de phosphore organique (phospholipides, esters, polynucléotides, ATP, ADP) (FNDAE N°29,2004).

Ce phosphore provient, essentiellement, des déjections humaines, des détergents, des déchets et additifs alimentaires. Selon (Paul et *al.*, 2001), environ 50 % du phosphore contenu dans les eaux usées provient des déchets humains (urines et excréments), 30 % des détergents et 20 % des déchets alimentaires.

En prenant l'hypothèse d'un équivalent habitant (EH) à 60 g de DBO₅ par jour, une enquête réalisée par le *Cemagref* (rapport FNDAE N°29) conclut à des charges spécifiques moyennes en phosphore de 3.1 g de P/EH/j en réseau séparatif et de 2.6 gP/EH/j en réseau unitaire, ce qui correspond à des concentrations dans les eaux usées, respectivement, de 12.3 mgP/L et de 9.6 mgP/L. Ces valeurs sont proches de la valeur basse de la gamme 10-20 mgP/L, rapportée dans la littérature (Bitton, 1994, cité par Baetens, 2001). Les concentrations sont d'autant plus faibles que les eaux usées sont diluées par les eaux claires parasites. Les orthophosphates représentent 60 à 85 % du phosphore total des eaux brutes, avec une concentration d'autant plus élevée que le temps de séjour dans le réseau de collecte est important.

Ces différentes formes sont résumées dans l'équation 1 (Henze, 1996) :

$$C_{TP} = S_{PO4} + S_{p-P} + S_{org-P} + X_{org-P} \quad (1)$$

avec :

C_{TP} : Phosphore total

S_{PO4} : orthophosphates inorganiques dissous (≈ 50 à 70 %)

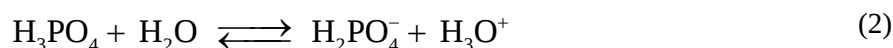
S_{p-P} : polyphosphates inorganiques dissous de formule générale $P_nO_{(3n+1)}^{(n+2)-}$

S_{org-P} : phosphore organique dissous

X_{org-P} : phosphore organique particulaire

Le phosphore se trouve, principalement, sous forme d'orthophosphates ($H_xPO_4^{x-3}$), de polyphosphates (polymères d'acide phosphorique) et de formes organiques du phosphore, dérivées du vivant. La forme orthophosphate est la principale, en raison de l'hydrolyse des deux autres formes.

L'ion phosphate peut se trouver dans trois états de protonation : $H_2PO_4^-$, HPO_4^{2-} et PO_4^{3-} , impliqués dans les équilibres acido-basiques suivants :



Etant donné les valeurs de pH, classiquement rencontrées dans le cas des eaux usées, les formes principales sont $H_2PO_4^-$ et HPO_4^{2-} . Ces ions ne sont pas tous libres, et sont, souvent, liés à des cations divalents ou trivalents (Ca^{2+} , Mg^{2+} , Fe^{2+} , Fe^{3+} ...), suivant le pH de l'eau.

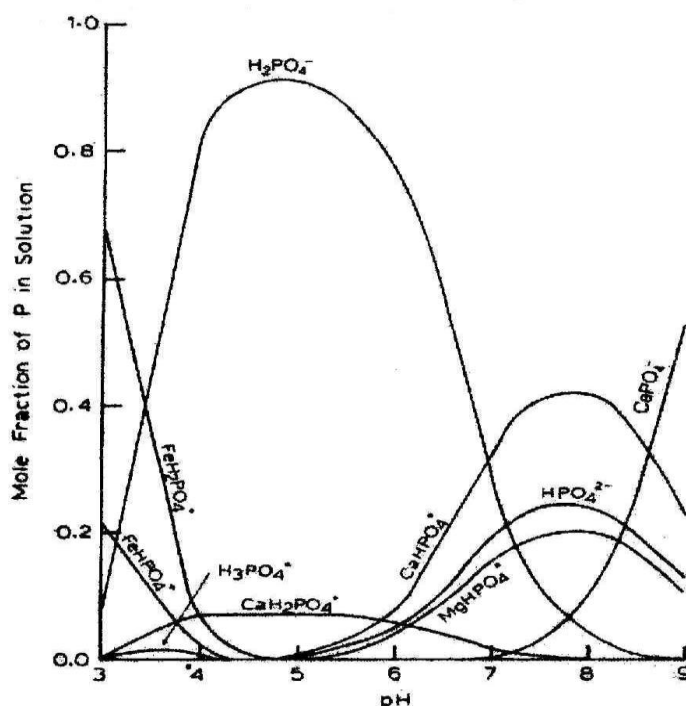


Figure II.1 : Effet du pH sur les complexes de phosphates en solution (Pambrun, 2005)

II.1.3. Teneur en phosphore des effluents

Le phosphore contenu dans les eaux usées domestiques entre généralement, dans les stations sous forme de phosphore soluble biodisponible et d'orthophosphates (PO_4^{3-} , HPO_4^{2-} et $H_2PO_4^-$).

De nombreux autres types d'effluents peuvent contenir de fortes concentrations en phosphore et nécessiter ainsi des traitements adaptés. Parmi ces effluents, nous pouvons citer les lisiers, les lixiviats de décharges, les surnageants de digestion anaérobie des boues de station d'épuration et les rejets d'unités laitières.

Tableau II. 1 : Composition des effluents concentrés en azote et en phosphore
(tiré de Van Hulle, 2005, cité par Pambrun, 2005)

Type wastewater	COD	BOD ₅	Total nitrogen	Posphorus	References
Reject water	232-12587	81-750	260- 958	33-207	Gil and Choi (2004)
	390-2720	n.m	943-1513	n.m	Jenicek et al., (2004)
	610	140	910	n.m	Wyffels et al., (2003)
Thin fraction piggery	n.m	2912	707	55	Chen et al., (2004)
	3969	1730	1700	147	Obaja et al., (2003)
	9000-13000	n.m	3100-4300	20- 40	Poo et al., (2004)
Landfill leachate	6456	n.m	695	91.8	Tilche et al., (2003)
	2000- 5000	1500-4000	100- 500	20- 50	Chung et al.,(2003)
	n.m	45310	n.m		Hies and Mavinic(2001)
	1300-1600	n.m	160- 270	n.m	Jokela et al., (2002)
Tannery waste water	9660-20560	n.m	780-1080	20-51	Kalyuzhny et al.,(2004)
	300-1400	n.m	50- 200	n.m	Carucci et al., (1999)
	1940-2700	n.m	123-185	n.m	Murat et al.,(2003)
Slaughter house waste	1400-240	170	20	35-55	keller et al.(1997) ⁽¹⁾
Starch production	3000	990	1060	210	Abeling et al.,(1992) ⁽²⁾
	5000-10000	2000-5000	800-1100	170-230	Abeling et al., (1993) ⁽²⁾
Pectin industry waste water	15000-22000	n.m	1280-2990	n.m	Austermann-Haun et al.,(1999)
	8100	n.m	1600	11	Deng Petersen et al., (2003)

n.m : not mentioned

(1) After treatment in anaerobic lagune

(2) After treatment in anaerobic digester

Selon Castillo (2005), les eaux de rejets des laiteries contiennent de fortes concentrations en phosphore et des DBO₅ élevées.

II.1.4. Réglementation

La politique de lutte contre la pollution de l'eau est la plus ancienne des politiques environnementales. La protection de la nature et la préservation des milieux aquatiques ont été déclarées d'intérêt général par la loi du 10 avril 1976 et la loi de pêche du 29 avril 1984.

Le décret n° 94-469 du JORADP impose la définition de « *zones sensibles aux pollutions, notamment celles qui sont sujettes à l'eutrophisation et dans lesquelles les rejets de phosphore, d'azote, ou de ces deux substances, doivent, s'ils sont cause de ce déséquilibre, être réduits* ».

La liste des zones sensibles doit être révisée tous les quatre ans.

La contrainte sur le phosphore en zones sensibles fixe les niveaux de rejets suivants :

- 2 mg/L de P, pour les stations recevant une charge brute de DBO₅, comprise entre 600 et 6000 kg/j ;
- 1 mg/L de P, pour celles recevant une charge brute de DBO₅ supérieure à 6000 kg/j;
- Un rendement minimum de 80 % en station d'épuration ;

Ces exigences concernent des moyennes annuelles, et doivent être respectées pendant un délai de sept ans à partir de la date de désignation de la zone sensible.

Il est à savoir que tout effluent traité pour pouvoir être rejeté dans un milieu récepteur (cours d'eau, lacs, étangs et mer) doit respecter les normes de rejet.

Le Décret exécutif n° 93-160 du 10 Juillet 1993, du Journal Officiel de la République Algérienne réglementant les rejets d'effluents liquides dans son chapitre I, article 2, définit un rejet comme tout déversement, écoulement, jet, dépôt direct ou indirect d'effluents liquides dans le milieu naturel et fixe, en son Annexe, les valeurs limites de ce rejet.

Ces mêmes valeurs viennent d'être renforcées par un nouveau texte réglementaire : Décret Exécutif n° 06-141 du 20 Rabie El-Aouel 1427 correspondant au 19 Avril 2006, section 1, article 3. Les valeurs limites maximales de rejets d'effluents fixées par ce décret sont regroupées dans le Tableau II.2.

Tableau II. 2 : Normes de rejet des paramètres de pollution physiques et biochimiques (cité par Salem, 2007)

Paramètres	Normes Algériennes(J.O.R.A.D.P 2006)	Normes Françaises (J.O.F, 1997)
- (DBO ₅)	40 mg/L	< 80 mg/L flux journalier maximal< 30 kg/j ; < 40 mg/L au-delà.
- (DCO)	120 mg/L	< 20 mg/L, si flux journalier maximal < 100kg/j ; < 100 mg/j au-delà.
- (MES)	30 mg/L	< 30mg/L
- Azote total	40 mg/L	Concentration moyenne mensuelle <30mg/L, si flux journalier max <50kg/j
- Phosphore total	2 mg/L	1 mg/L, si flux journalier max>15 kg/j. Concentration moyenne mensuelle < 10 mg/L.
- Cyanures libres	-	< 0.3 mg/L, si le rejet dépasse 3 g/j.
- Hydrocarbures totaux	20 mg/L	< 10 mg/L et < 15 mg/L, si le rejet dépasse 150 g/j.
- Phénols	-	< 0.5 mg/L, si le rejet dépasse 5 g/j.
- Aluminium	5 mg/L	5 mg/L
- Chrome hexavalent	0.1 mg/L	< 0.2 mg/L, si le rejet dépasse 5g/j.
- Chrome trivalent	3 mg/L	0.5 mg/L
- Cuivre	3 mg/L	0.5 mg/L
- Cadmium	1mg/L	< 0.2 mg/L, si le rejet dépasse 5g/j.
- Plomb	1 mg/L	< 0.5 mg/L, si le rejet dépasse 5g/j.
- Fer	5 mg/L	5 mg/L
- Manganèse	1 mg/L	1 mg/L
- Nickel	5 mg/L	0.5 mg/L
- Zinc	5 mg/L	2 mg/L
- Mercure	0.01 mg/L	< 0.05 mg/L

II.2. Techniques de déphosphatation des eaux résiduaires

II.2.1. Procédés conventionnels de traitement

Le phosphore est extrait aux différentes étapes des filières conventionnelles de traitement des eaux usées (boues activées, lits bactériens, biofiltres, cultures fixées sur support fin) :

- au niveau du traitement primaire, si la station d'épuration est équipée d'un décanteur primaire. Selon Bitton (1994), cité par Baetens (2001), une élimination de 5 à 10 % du phosphore voire 15 %, est obtenue ;
- au niveau du traitement secondaire par assimilation et, éventuellement, par précipitation naturelle.

II.2.1.1. Assimilation

Le phosphore, au même titre que l'azote, l'oxygène et l'hydrogène, est un composant essentiel de la biomasse épuratrice (structure membranaire, ATP et ARN).

Pour des boues activées conventionnelles, issues d'un procédé de traitement aérobique et alimentées avec une eau résiduaire urbaine, la teneur en phosphore organique (Px), hors précipitation chimique, est comprise entre 1 et 2.5 % g de matière sèche, exprimée en Matières Volatiles en Suspension (MVS), (Sutton et Jank, 1980 ; Arvin, 1985a ; Henze et *al.*, 1996 ; Comeau, 1997 ; Reddy, 1998). Ces teneurs prennent en compte l'assimilation et la séquestration du P organique insoluble.

En prenant pour hypothèse une ERU concentrée à 740 mg/L de DCO et 350 mg/L de DBO₅ (Henze et *al.*, op.cit.) et une production de boues de 0.40g MVS produites / gDCO éliminée (Choubert et *al.*, 2004), les besoins en phosphore pour la synthèse de nouvelles bactéries (assimilation) sont de l'ordre de 1 à 2 % de la DBO₅ éliminée par la biomasse épuratrice, pour des contenus en P de 1 à 2.5 % de la DBO₅. Ces valeurs sont en accord avec celles utilisées par les praticiens (FNDAE N° 29, 2004).

Selon la concentration en phosphore dans l'affluent, la part de phosphore éliminé par l'assimilation et la séquestration de P organique insoluble peut représenter entre 20 et 30 % de la quantité entrante (Riding et *al.*, 1979 ; FNDAE N°29, 2004).

II.2.1.2. Précipitation naturelle

Du fait de la présence naturelle de cations dans l'eau usée (Ca, Fe, Al, Mg et Zn), le phosphore peut aussi être éliminé par précipitation naturelle. D'après Arvin (1985a), ce processus d'élimination peut jouer un rôle important puisqu'une élimination en phosphore pouvant atteindre 6mg P/L a été observée, comme montré dans le Tableau II.3. Appeldoorn et *al.*, (1992), ont, également, démontré l'importance de ce processus.

Les concentrations en cations, présentées au Tableau II.3, sont communes, dans les eaux usées domestiques et industrielles. Si l'apport d'eau usée industrielle est important, les concentrations

en fer, aluminium et zinc peuvent être plus élevées et ainsi augmenter l'abattement en phosphore.

Tableau II.3 : Potentiel d'élimination du phosphore par précipitation chimique naturelle, selon la concentration en cations dans l'eau à traiter (Arvin, 1985a)

Cations dans l'égout	Concentration (mg/L)	Elimination (mg/L)	Cation/P Rapport molaire	P éliminé (mmol)
Ca	30-100	5	1.5	0.08
Mg	5-30	2	1.5	0.05
Fe	0.5-3	1	1.0	0.02
Al	0.1-2	0.7	1.0	0.03
Zn	0.1-2	0.8	0.5	0.01
Total	-	-	-	0.19- 6 mg P/L

II.2.1.3. Précipitation chimique induite biologiquement

Certaines réactions bactériennes dans les bassins biologiques peuvent favoriser cette précipitation qui porte de ce fait le nom de « précipitation chimique induite biologiquement »

Elle peut être causée par :

- une élévation du pH, due à l'activité microbienne, à la sortie du bassin d'aération, ou liée à l'activité dénitrifiante dans les biofilms (Arvin et Kristensen, 1983b).
- des concentrations en orthophosphates élevées, qui initient et accélèrent la précipitation de phosphates calciques (Arvin, 1985a ; Maurer et *al.*, 1999).

II.2.2. Filières spécifiques de traitement

II.2.2.1. La déphosphatation par voie physico-chimique

Cette technique de déphosphatation est apparue en Suisse dans les années 1950, et s'est, rapidement, répandue dans d'autres pays (Morse et *al.*, 1998).

Elle consiste à piéger le phosphore dissous sous forme d'un précipité et est appelée « précipitation forcée », en opposition à la « précipitation naturelle », décrite précédemment.

Elle s'effectue par ajout de réactifs de précipitation : sels métalliques divalents ou trivalents, principalement, à base de fer, d'aluminium ou de chaux (FNDAE N°29, 2004) et (Paul et *al.*, 2001).

Les précipités obtenus (AlPO_4 , FePO_4 et $\text{Ca}(\text{PO}_4)_2$) sont stables, et les concentrations résiduelles en Al ou Fe sont très faibles au pH des eaux usées ($< 1 \text{ mg/L}$). Ils sont séparés de l'eau par décantation puis extraits du système, lors des purges de boues. Des polymères

anioniques peuvent être utilisés pour aider la séparation dans le cas de traitements physico-chimiques simples (coagulation-floculation-décantation).

La déphosphatation physico-chimique peut être associée à un traitement biologique conventionnel. L'ajout d'un réactif de précipitation peut, alors, s'effectuer à différentes étapes du processus de traitement. Trois types de précipitation existent (FNDAE N°29, 2004 ; Baetens, 2001 ; Morse et *al.*, 1998) :

- la pré-précipitation ou précipitation primaire, lorsque l'injection du réactif est effectuée en amont du décanteur primaire,
- la précipitation secondaire ou simultanée, lorsque l'injection a lieu dans le bassin biologique,
- et la post-précipitation ou précipitation tertiaire, lorsque l'injection a lieu dans l'eau traitée, à l'aval du traitement biologique.

Cette précipitation tertiaire permet d'atteindre un niveau de traitement de qualité supérieure à ce qu'il est normalement possible d'attendre d'un traitement secondaire. On distinguera les filières tertiaires et les clarifloculateurs. A l'aval de tels ouvrages, des concentrations de l'ordre de 0.5 mg P/L et 5 à 7 mg/L de MES peuvent être obtenues. Enfin, une adsorption du phosphore résiduel sur apatite se révèle, également, un traitement complémentaire efficace, dont le créneau d'application est, actuellement, limité aux petites collectivités (< 2000 EH) (Molle, 2003).

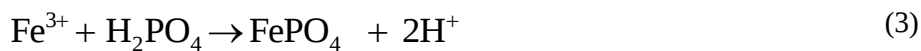
A titre d'exemple, citons que la technique de traitement la plus couramment mise en œuvre, est la précipitation simultanée dans le bassin biologique (Paul et *al.*, 2001 ; FNDAE N°29, 2004).

Les atouts majeurs de cette technique sont : une mise en œuvre simple, une très bonne fiabilité, une efficacité élevée et une amélioration de la décantabilité des boues. Le rendement de déphosphatation avoisine les 90 % pour une concentration en phosphore dans l'affluent de 15mgP/L et un ratio molaire Fe/P de 2 (FNDAE N°29, 2004).

Cependant, ce mode de traitement se caractérise, également, par un coût d'exploitation supplémentaire par rapport à un procédé conventionnel, dû aux réactifs de précipitation ajoutés et à une production de boues plus importante. Cette production supplémentaire de boue minérale dépend, d'une part, du ratio DBO/P de l'affluent et, d'autre part, du ratio molaire Fe/P appliqué (Paul et *al.*, 2001). Pour un ratio DBO/P compris entre 20 et 30, caractéristique d'une eau usée classique, et un ratio molaire Fe/P de 1, la production de boue d'un procédé physico-

chimique serait de 15 à 27 % supérieure à celle d'un procédé conventionnel. Si le ratio Fe/P augmente, la production de boue augmente également.

Il est important de noter que le rapport molaire utilisé est, en général, supérieur à 1 pour prendre en compte la compétition entre les ions hydroxydes et les ions phosphates vis-à-vis des ions Fe^{3+} et Al^{3+} (équations 3 et 4).



De plus, l'incertitude existante sur la biodisponibilité du phosphore contenu dans ce type de boue et lié à un sel métallique, a contribué au développement de technologies alternatives, qui permettraient d'obtenir un produit dans lequel le phosphore serait facilement accessible pour l'agriculture (Morse et *al.*, 1998).

Depuis longtemps, les seuls mécanismes utilisés étaient les précipitations par ajout de sels d'aluminium ou de fer. Le FeCl_3 étant largement utilisé de par son faible coût. Cependant, la possibilité de récupérer le phosphore sous une forme valorisable suscite depuis quelques années la recherche de nouvelles voies d'élimination. Les voies de recherche les plus développées sont, actuellement, la précipitation du phosphore sous forme de phosphate de calcium (notamment l'hydroxyapatite) ou de phosphate d'ammonium et magnésium (struvite).

II.2.2.1.1. Précipitation de phosphates de calcium

L'utilisation de la chaux constitue une pratique ancienne de l'épuration des eaux. Son application au traitement de la précipitation des phosphates solubles consiste à former l'hydroxyapatite insoluble, en présence d'ions OH^-

Il existe différentes formes solides de phosphates de calcium, les apatites étant les plus stables. Les formes les plus connues sont : l'hydroxyapatite et la fluoroapatite. Or, la plus retrouvée dans les effluents de type surnageant de digesteur anaérobie, est l'hydroxyapatite (HAP). Le fluor n'étant pas présent en grande quantité dans ces milieux.

On peut atteindre 80 % d'élimination du phosphore et davantage. Deux conséquences sont cependant, à prendre en considération :

- l'augmentation des matières solides des boues ;
- l'augmentation du pH des eaux traitées. Cette augmentation est parfois incompatible avec l'épuration biologique, qui constitue un deuxième stade de traitement.

Cependant, les procédés de déphosphatation physico-chimiques présentent un certain nombre d'inconvénients, parmi lesquels nous pouvons citer :

- une production importante de boues, souvent difficile à gérer et à traiter ;
- une consommation de réactifs chimiques relativement élevée, entraînant des surcoûts d'exploitation non négligeables.

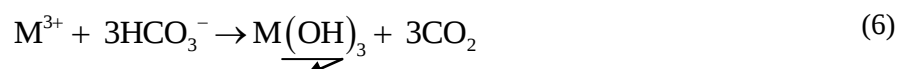
Ceci explique l'intérêt suscité, depuis peu de temps, pour les techniques biologiques qui interviennent après une première décantation des eaux usées.

II.2.2.1.2. Précipitation de phosphates d'aluminium ou de fer

L'élément aluminium ou fer est représenté par M, la réaction de base décrivant le phénomène peut alors s'écrire :

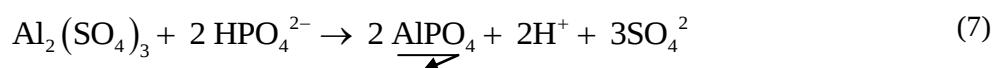


De plus, une formation d'hydroxyde se produit et interagit avec les équilibres des bicarbonates :



Cette réaction réduit l'alcalinité de l'eau et entraîne une baisse de pH. Elle peut contribuer à une consommation supplémentaire de réactif, mais peut, également, jouer un rôle majeur dans l'élimination des phosphates (adsorption des phosphates sur les hydroxydes). Le pH est un paramètre très important dans ce type de réaction car il agit directement sur la solubilité des espèces en présence. Le pH optimum pour la précipitation des phosphates de fer ou d'aluminium se situe entre 6 et 6.5 (Pambrun, 2005).

Le sel d'aluminium le plus employé industriellement est le sulfate d'aluminium, qui, en précipite les ions HPO_4^{2-} , selon la réaction suivante :



La précipitation des phosphates par les sels de fer est, relativement, plus complexe du fait du double degré d'oxydation possible des ions de fer et de l'interférence possible du système des équilibres carboniques (précipitation du carbonate ferreux dont la solubilité est plus faible que celle de l'hydroxyde ferreux pour des pH inférieurs à 10.5), sans oublier l'adsorption possible sur les hydroxydes. En fait, l'existence des ions Fe^{2+} et Fe^{3+} dépend :

- de la concentration en oxygène ;
- du pH ;
- de la concentration des réactifs ajoutés ;

- de la présence de carbonate et de sulfures.

L'un des enjeux de la déphosphatation physico-chimique réside, à présent, dans le développement de procédés fiables, économiques et applicables à grande échelle dans des stations d'épuration, permettant la formation de sels de phosphates non métalliques.

Deux pistes sont à ce jour explorées :

- la formation de phosphates de calcium, ces molécules sont les mêmes que celles qui se trouvent dans les minerais, et sont, donc, utilisables par l'industrie des phosphates ;
- la formation de struvite : ce sont des phosphates ammoniacaux de potassium ou de magnésium. Ces molécules contiennent de l'azote ammoniacal et sont, donc, bien adaptées à la production d'engrais.

II.2.2.2. La déphosphatation par voie biologique

Le développement de cette technique de déphosphatation repose sur des travaux, datant de la fin des années 50, qui ont montré que, sous certaines conditions, les boues activées étaient capables de stocker du phosphore au-delà de leur besoin métabolique de croissance. Ce sont Levin et Shapiro (1965), qui ont réellement défini les principes de base de la déphosphatation biologique. Leurs travaux débouchèrent sur le premier procédé de déphosphatation biologique, le procédé Phostrip (Comeau, 1990b).

Ce phénomène se met en place lorsque la biomasse est placée dans les conditions de stress que constituent une alternance de phases anaérobies (absence d'oxygène et de nitrates) et aérobies ou anoxies (absence d'oxygène et présence de nitrates).

L'alternance de ces conditions favorise la croissance de bactéries capables d'accumuler des phosphates sous forme de polyphosphates intracellulaires. De telles bactéries libèrent des phosphates en conditions anaérobies et en réabsorbent en conditions aérobies ou anoxies. La quantité réabsorbée étant supérieure à la quantité libérée (Figure II.2). La biomasse enrichie en phosphore, à la fin d'une phase aérobie, est extraite du système, rendant la déphosphatation effective.

Alors que le pourcentage de phosphore d'une biomasse non déphosphatante traitant des eaux usées municipales se situe autour de 1 à 2.5 % g P/g MVS, une boue déphosphatante peut en contenir 4 à 6.5 % (Bourdon, 2005). La teneur peut même atteindre 10 à 15 % pour des boues alimentées avec un effluent synthétique à base de substrats rapidement biodégradables (acétate, propionate) (Sato et al., 1992 ; Bond et al., 1999).

Une filière de déphosphatation biologique comprend un bassin anaérobie situé en amont d'un procédé à boues activées conventionnel à faible charge. La recirculation des boues décantées vers le bassin anaérobie permet d'exposer la biomasse à une alternance de conditions anaérobies et aérobies. Une des configurations possibles pour le développement de ce processus est le procédé UCT (Cap Town University) donné en figure II. 3.

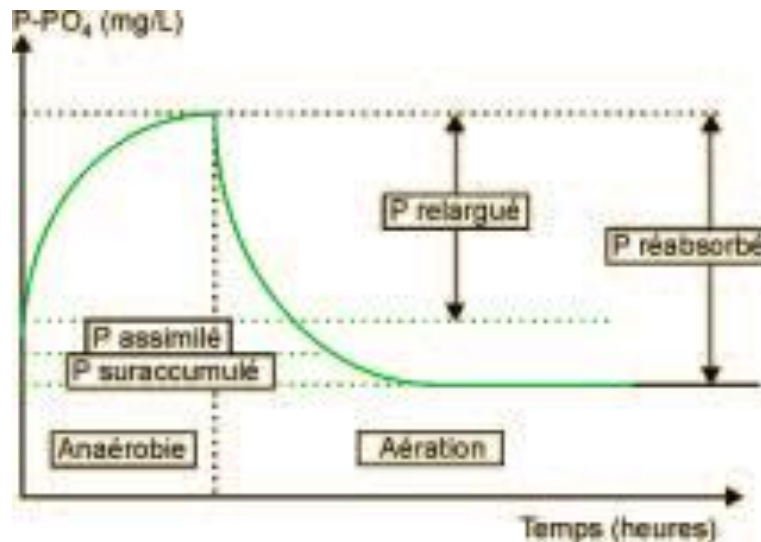


Figure II.2 : Evolution schématique de la concentration en orthophosphates au cours d'une alternance de phases anaérobie/aérobie (FNDAE 29)

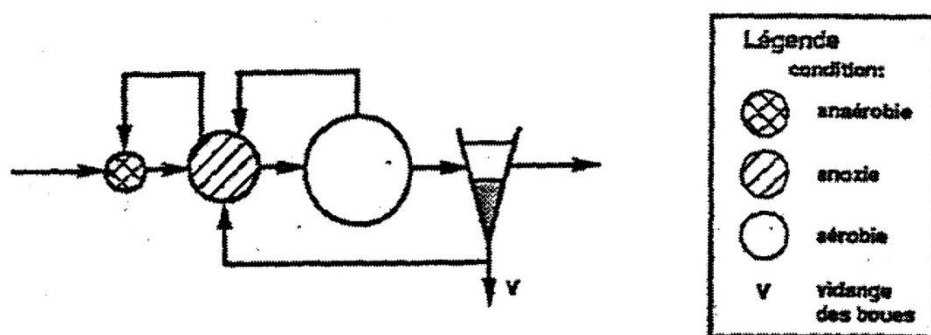


Figure II.3 : Exemple de configuration de procédé pour une déphosphatation biologique : Procédé UCT (Bourdon, 2005)

La déphosphatation biologique présente des avantages d'ordre technique, économique (Paul et *al.*, 2001) et environnemental (Comeau, 1990b), comparativement au procédé physico-chimique. Ses principaux atouts sont (Bourdon, 2005 ; FNDAE N°29, 2004) :

- une demande nulle en produits chimiques ;
- une production supplémentaire de boues négligeable. Selon Jardin et Pöpel (1996b), la surproduction de boues correspond à 3 g MES/g P stocké sous forme de polyphosphates.
- un faible surcoût de fonctionnement ;
- un effet positif vis-à-vis du risque de foisonnement des boues ;
- une bonne acceptation par la communauté, qui perçoit ce processus comme « écologique » ;
- une plus grande disposition du phosphore contenu dans les boues extraites à être utilisé à des fins agricoles. Le manque de données expérimentales incite, néanmoins, à la prudence quant à ce dernier point.

En revanche, le surcoût d'investissement par rapport à la déphosphatation physico-chimique (bassin anaérobie brassé supplémentaire, filière d'épaississement adaptée) est à prendre en considération, et les contraintes d'exploitation également (maximisation de la dénitrification obligatoire, gestion de la filière boues délicate). De plus, les performances de cette filière dépendent du ratio DBO_5/P_t de l'affluent, de sa concentration en AGV à chaîne courte ou de son aptitude à en produire par fermentation.

En général, cette technique ne permet pas d'atteindre des rendements d'élimination aussi élevés que ceux obtenus par déphosphatation physico-chimique. Un rendement moyen de 60-70 peut raisonnablement être attendu en station d'épuration urbaine (FNDAE N°29, 2004).

Cependant, lorsque les eaux brutes sont diluées, soit par des eaux parasites, ou par temps de pluie en réseaux unitaires, le rendement de déphosphatation chute. De ce fait, il est nécessaire de compléter le traitement biologique par des ajouts de réactifs de précipitation pour atteindre l'exigence imposée.

II.2.2.3. La déphosphatation par voie combinée

Le traitement combiné du phosphore consiste à mettre en œuvre les processus de sur-élimination biologique et physico-chimique au sein d'une même installation.

Cette technique présente l'avantage de maximiser et de stabiliser l'efficacité de la déphosphatation pour atteindre des concentrations résiduelles de l'ordre du mg/L, selon la dilution des eaux brutes. Elle permet, également, de limiter la production supplémentaire de boues et l'utilisation de réactifs de précipitation.

II.3. La déphosphatation biologique (Bourdon, 2005)

II.3.1. Conditions requises pour la déphosphatation biologique

II.3.1.1. Séquence anaérobie/aérobie

L'importance d'une séquence anaérobie/aérobie pour la croissance d'une biomasse déphosphatante fut reconnue en premier par Fuhs et Chen (1975), qui constatèrent que l'enlèvement du phosphore dans un processus de boues activées était favorisé après une nuit de période anaérobie (Comeau, 1990a). En conditions anaérobies, les bactéries déphosphatantes, nommées « bio-P » (Comeau et *al.*, 1987), accumuleraient des réserves de carbone en utilisant l'énergie provenant de l'hydrolyse de poly-P (polyphosphates), préalablement accumulés. En conditions aérobies, ces réserves de carbone pourraient, alors, être utilisées pour la croissance et les besoins énergétiques de ces bactéries bio-P. Les bactéries bio-P possèderaient cette unique caractéristique de double stockage d'énergie sous forme de poly-P et de carbone.

II.3.1.2. Présence d'acides gras volatils (AGV)

Le métabolisme de substrats organiques simples (acétate, propionate, butyrate) par les bactéries bio-P fut observé par Fuhs et Chen (1975).

Ces acides gras seraient, alors, stockés en conditions anaérobies sous forme de polyhydroxyalcanoates (PHA) (Ky, 1999).

En conditions aérobies, l'enlèvement du phosphore dépendrait de cette capacité d'accumulation des PHA et, donc, de la présence d'acides gras volatils. Les substrats les plus favorables à la déphosphatation biologique sont : l'acétate et le propionate (Comeau et *al.*, 1987).

II.3.1.3. Exclusion de nitrates de la zone anaérobie

Les bactéries déphosphatantes sont de deux types : aérobies strictes ou dénitrifiantes. Ainsi, en conditions anoxies, les bactéries bio-P dénitrifiantes accumuleraient le phosphore, tandis que les bactéries bio-P non dénitrifiantes relargueraient le phosphore. L'activité relative de ces deux groupes de bactéries déterminerait l'effet net sur l'accumulation du phosphore (Comeau, 1990a). Même si certaines bactéries bio-P sont dénitrifiantes, la présence de nitrates dans la zone anaérobie du procédé de déphosphatation est nuisible à la déphosphatation biologique. En effet, certaines bactéries dénitrifiantes, mais non déphosphatantes, pourraient consommer une partie des acides gras volatils qui, autrement, auraient pu être stockés par les bactéries déphosphatantes ; par conséquent, la capacité d'élimination du phosphore diminuerait. Afin

d'optimiser la déphosphatation biologique, il est, donc, essentiel de minimiser la présence de nitrates en zone anaérobie.

II.3.1.4. Exclusion des GAO de la zone anaérobie

Bien qu'il ait été démontré à grande échelle que le processus de déphosphatation biologique permettrait d'atteindre des concentrations très faibles de phosphore résiduel, de nombreuses études à l'échelle de laboratoire ont montré que, dans certains cas, l'élimination du phosphore n'avait pas lieu (Ky, 1999). Ceci serait dû à la présence de bactéries capables aussi de stocker des acides gras volatils en conditions anaérobies, mais qui n'utiliseraient pas l'énergie fournie par l'hydrolyse des poly-P. Ceux-ci n'étant pas nécessaires aux réactions de la phase anaérobie, la consommation de phosphates, en phase aérobie, n'aurait pas lieu. L'utilisation du glycogène, comme source de molécules réductrices et comme source d'énergie par ces bactéries, fut suggérée par (Sato et *al.*, 1992). Ces bactéries GAO (Glycogen Accumulating Organisms) pourraient être distinguées des bactéries déphosphatantes selon le test de Neisser ; bien qu'aussi « positives », elles se coloreraient au niveau de leurs parois cellulaires, alors que les bactéries déphosphatantes se coloreraient au niveau de leurs inclusions de vultine. Ainsi, Ceh et Harteman(1993), réalisèrent une expérience où ils montrèrent que les bactéries GAO étaient surtout prédominantes en présence de glucose, mais pourraient aussi entrer en compétition avec les bactéries bio-P en présence d'acétate et même de glucose. Afin d'optimiser la déphosphatation biologique, il est, donc, important d'identifier les facteurs favorisant la croissance des GAO. L'importance du rapport massique P/C de l'effluent fut soulignée par Liu et *al.*,(1996), qui trouvèrent qu'un rapport P/C élevé favoriserait la croissance des bactéries bio-P, alors qu'un faible rapport favoriserait la croissance des bactéries GAO.

II.3.2.Mécanismes de la déphosphatation biologique

La déphosphatation biologique est basée sur l'alternance de phases anaérobie-aérobie. La figure II.4 présente, de façon synthétique, les métabolismes anaérobie et aérobie des bactéries déphosphatantes.

Les bactéries déphosphatantes, appelées communément organismes accumulateurs de phosphates ou PAO, accumulent des substrats organiques biodégradables, sous conditions anaérobies.

Ces substrats organiques sont, essentiellement, des acides gras volatils (AGVs), stockés sous forme de Poly- β -hydroxyalcanoates (PHA). L'hydrolyse des polyphosphates intracellulaires fournit l'énergie nécessaire au transport et à la transformation de ces AGVs, ce qui entraîne une

libération de phosphates vers le milieu extracellulaire. La source de carbone et d'énergie est le glycogène, qui peut, également, intervenir comme source de pouvoir réducteur nécessaire à la conversion des AGVs en PHA.

C'est l'oxydation des PHA qui permet de reconstituer les réserves de polyphosphates, durant la phase aérobie consécutive. On observe une suraccumulation de phosphore, vu que la quantité de phosphates stockée est supérieure à celle préalablement libérée.

Les bactéries déphosphatantes disposent d'un accès exclusif à cette source de matière organique, qui leur évite d'entrer en compétition avec d'autres microorganismes pour des substrats carbonés externes. De ce fait, même si leur coefficient de rendement est faible par rapport à celui de la biomasse hétérotrophe commune, ces bactéries ont la possibilité de se développer dans les boues activées (Bourdon, 2005).

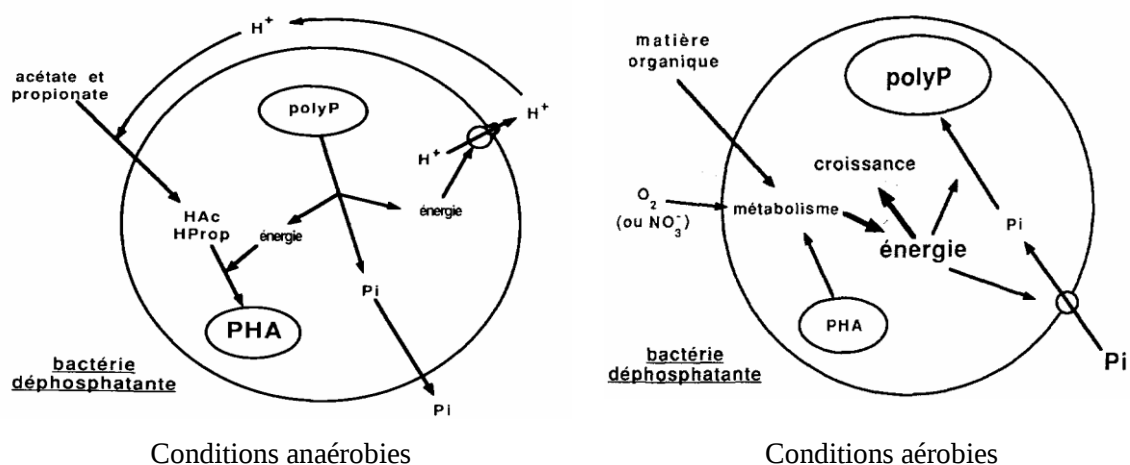


Figure II. 4 : Diagramme schématique du métabolisme des bactéries déphosphatantes en conditions anaérobie et aérobie (Comeau, 1990a)

II.3.2.1. Mécanismes de la phase anaérobie

II.3.2.1.1. Réactions de la phase anaérobie

Une zone anaérobie se caractérise par l'absence d'oxygène et de nitrates, ce qui empêche l'oxydation de composés organiques. Toutefois, les bactéries qui possèdent une réserve d'énergie sous forme de polyphosphates et de glycogène, utilisent cette énergie pour stocker des composés organiques simples tels que : l'acétate et le propionate. Une fois transportés dans la cellule, ces substrats sont convertis en Poly-β-hydroxyalcanoates (PHA), principalement en Poly-β-hydroxybutyrate (PHB) et Poly-β-hydroxyvalérate (PHV).

D'autre part, en conditions anaérobies, certains microorganismes hétérotrophes peuvent fermenter la matière organique. Un type de fermentation d'importance particulière pour la déphosphatation est l'acidogénèse, qui conduit à la formation d'acides gras volatils (AGVs) que sont : l'acétate, le propionate et le butyrate ; substrats privilégiés des bactéries déphosphatantes.

Le métabolisme des bactéries déphosphatantes, lors de la phase anaérobie, peut être schématisé de la façon suivante (Boisson, 2000) :

- Transport transmembranaire de substrat organique ;
- Synthèse de PHA ;
- Dégradation des Polyphosphates que nous détaillerons dans le paragraphe II.4.a.2. ;
- Production de nicotinamide adénine nucléotides (NADH) à partir de glycogène ;
- Relargage de phosphates.

Donc, en phase anaérobie, puisque l'oxygène et l'azote sont absents, les AGVs sont assimilés lors de la synthèse des PHA. Selon Comeau (1990a), l'énergie nécessaire à cette synthèse proviendrait de la dégradation de polyphosphates.

Les polyphosphates ainsi relâchés à l'intérieur de la cellule, inutiles en conditions anaérobies, seraient, alors, relargués en solution.

Il convient de préciser que les AGVs sont produits par certains microorganismes dits fermentatifs, en mesure de dégrader la matière organique en absence d'oxygène et de nitrates.

II.3.2.1.2.Dégradation des polyphosphates

Les polyphosphates sont représentés par la formule chimique $\text{Me}_{n+2}\text{P}_n\text{O}_{3n+1}$, l'indice (n) traduit la longueur de la chaîne (de 2 à 10^4 (Harold, 1996)) et Me étant un cation métallique, habituellement, magnésium ou potassium, (Jardin et Pöpel, 1997) cité par (Bourdon, 2005).

Ce sont des polymères poly-anioniques de plusieurs monomères d'orthophosphates liés par une liaison phosphoanhydride de forte énergie.

Ils jouent, principalement, un rôle de réserve énergétique nécessaire au stockage du substrat organique sous forme de PHA. L'hydrolyse de la liaison phosphoanhydride produit des molécules d'ATP et des ions phosphates. La dégradation de ces molécules entraîne une accumulation intracellulaire de phosphates que des systèmes protéiques de transport transmembranaire se chargent d'expulser à l'extérieur de la cellule pour rétablir le gradient de concentration (Bourdon, 2005).

Les polyphosphates peuvent être différenciés en polyphosphates à haut poids moléculaire et en polyphosphates à bas poids moléculaire ($n \leq 20$ (Grote et *al.*, 1990)). Les orthophosphates, libérés en anaérobiose, proviennent, essentiellement, de l'hydrolyse des polyphosphates à bas poids moléculaire ; les polyphosphates à haut poids moléculaire serviraient de réserve de phosphore pour la croissance microbienne aérobie (Bourdon, 2005). Cette observation a, également, été confirmée par Jing et *al.*, (1992), à partir de mesures réalisées sur un réacteur de type SBR, alimenté avec un affluent à base de glucose. Ce sont les polyphosphates à haut poids moléculaire qui seraient à l'origine de la libération d'orthophosphates.

Lindrea et *al.*, (1998) suggèrent un échange entre les deux formes de stockage des polyphosphates au cours du processus de déphosphatation biologique, le type de polyphosphates sollicités dépendent, notamment, des caractéristiques de l'affluent et de la configuration du procédé. Ces différents résultats illustrent la complexité de ce processus.

II.3.2.1.3. Relargage des phosphates

II.3.2.1.3.1. Apparition des phosphates dans le liquide interstitiel

L'apparition des phosphates dans le liquide interstitiel, en conditions anaérobies et sans limitation de polyphosphates, présente trois phases (Bourdon, 2005) :

- **Phase I** : Phase de libération rapide de phosphore, correspondant au stockage de substrats organiques rapidement assimilables comme les AGV.
- **Phase II** : Phase de libération lente liée à la maintenance, indiquant une faible disponibilité des substrats qui doivent subir une transformation (fermentation ou fermentation+hydrolyse) préalablement au stockage.
- **Phase III** : Phase de libération lente, liée à la maintenance de la cellule. Contrairement aux phases I et II, cette phase de libération n'est pas liée au processus de déphosphatation biologique. Cette libération est qualifiée de « relargage secondaire » ou « relargage endogène », et est, également, présente au cours des phases I et II, mais ne peut être observée qu'une fois les substrats organiques consommés.

La durée des phases I et II dépend de la qualité et de la quantité des substrats présents.

II.3.2.1.3.2. Relargage endogène

Ce relargage de phosphates se fait sans stockage de substrats sous forme de PHA, et n'est, donc, pas bénéfique pour la déphosphatation biologique, (Barnard, 1984).

La vitesse d'apparition des phosphates selon ce processus, qui est constante au cours de la phase anaérobie, est comprise entre 0.2 et 4 mg P/g MVS.h, selon les auteurs (Tableau II. 4).

La plupart de ces valeurs ont été déterminées en suivant la concentration en phosphates dans des réacteurs fermés, remplis d'une biomasse déphosphatante, sous conditions anaérobies et sans apport de substrat.

Il semblerait que ce processus de relargage endogène est dépendant de la température et est sensible au pH.

Tableau II. 4 : Vitesses de relargage endogène du phosphore (Bourdon, 2005)

Auteurs	pH	Température (°C)	Vitesse de relargage endogène de phosphore (mgP/gMVS.h)
(Wouters-Wasiak, 1994)	-	Ambiante	0.2-0.4 ^(a)
(Smolders et al., 1994b)	7.0	20	2.40
(Pereira et al., 1997)	6.5-7.0	20	2.00 ^(b)
(Brdjanovic et al., 1997)	7.0	5	0.2
		20	1.50
		30	3.50
(Kuba et al., 1997a) ^(c)	7.0	20-25	3.00- 4.00
(Romanski et al., 1997)	7.0-8.0	15-25	2.40
(Pala et Bölükbas, 2005)	-	-	0.17

^(a)Boues laissées sans agitation dans un erlenmeyer pour simuler un passage dans le clarificateur

^(b)Valeur calculée en supposant un ratio MVS/MES de 80 %.

^(c)Etude sur des boues déphosphatantes et dénitrifiantes dans un SBR Anaérobie/ Anoxie

Par ailleurs, les différences rencontrées pourraient s'expliquer par une différence de nature des boues et de conditions expérimentales, et par une éventuelle prise en compte du relargage de la phase II. En effet, la concentration en PHA n'a jamais été suivie pour s'assurer d'une absence de consommation de substrats (très lentement fermentables ou provenant de la lyse de bactéries autres que les PAO).

II.3.2.1.3.3. Ratio P relargué/ Substrat consommé

Le ratio P relargué/Substrat consommé est dépendant de plusieurs facteurs dont, notamment :

- l'intensité du relargage endogène, qui dépend, elle-même, de la température et du pH,

- le pH,
- la proportion de bactéries accumulatrices de glycogène (GAOs) par rapport aux bactéries accumulatrices de phosphates (PAOs),
- la nature du substrat (soit directement assimilable, soit assimilable après hydrolyse).

Il est, également, possible que tous les facteurs influençant ce ratio ne soient pas encore connus.

II.3.2.2. Les mécanismes de la phase aérobie

En conditions aérobies, les bactéries déphosphatantes dégradent les PHA, produits en anaérobiose, pour : reconstituer leurs réserves de polyphosphates, synthétiser du glycogène et assurer la croissance cellulaire.

Globalement, la présence d'oxygène rend possible l'oxydation de la matière organique externe puis interne (PHA). L'énergie ainsi produite serait utilisée pour la croissance bactérienne, mais, également, pour le transport des phosphates et leur stockage sous forme de polyphosphates (Comeau, 1990a).

II.3.2.2.1. Dégradation des PHA

Les PHA ont deux rôles majeurs en phase aérobie :

- Source d'énergie

Les PHA sont dégradés en acétyl-CoA et propionyl-CoA, avant d'entrer dans le cycle des acides tricarboxyliques, pour produire de l'ATP, du CO₂ et du NADH. Le NADH est oxydé sur la chaîne respiratoire en présence d'oxygène.

L'ATP produit est utilisé, notamment, pour le stockage de phosphate sous forme de polyphosphates (Comeau, 1990a). Une partie de l'énergie produite sert aussi à la synthèse du glycogène et à la croissance (Bourdon, 2005).

- Source de carbone

En conditions aérobies, les PAO utilisent les PHA comme source de carbone et d'énergie pour leur croissance, tout en synthétisant à nouveau des polyphosphates intracellulaires à partir d'orthophosphates et de glycogène (Comeau et *al.*, 2009).

Dans un système qui fonctionne correctement, les PAOs accumulent plus de phosphates en condition aérobie, qu'ils n'en excrètent en condition anaérobie, ce qui se traduit par une réduction nette du phosphore total.

Le métabolisme aérobie se résume, donc, comme suit (Daumer, 2007) :

- Assimilation des phosphates ;
- Formation de poly-P ;
- Croissance et maintenance ;
- Formation de glycogène à partir de PHA ;
- Formation d'ATP à partir de NADH (respiration).

II.3.2.2.2. Reconstitution des réserves de polyphosphates

Un mouvement de phosphates de l'extérieur vers l'intérieur de la cellule est entraîné lors de la reconstitution des réserves de polyphosphates. Une élimination nette de phosphore du liquide interstitiel est observée du fait que la quantité de phosphates réabsorbée est supérieure à la quantité libérée sous conditions anaérobies.

La vitesse spécifique de consommation des phosphates, en conditions aérobies, peut atteindre 13 mgP/gMVS.h (Kuba et *al.*, 1997a), voire 45 mgP/gMVS.h (Filipe et *al.*, 2001a). Cette consommation a été exprimée par rapport aux PHA dégradés pour une biomasse acclimatée et alimentée en acétate. Bourdon(2005) ; Smolders et *al.*,(1994b) ; Chen et *al.*,(2005) cités par (Bourdon, 2005) ont trouvé un ratio compris entre 0.31 et 0.34 mole P consommé/C-mole PHA dégradé.

Deux facteurs semblent influencer cette réabsorption des phosphates :

- le pH externe à la cellule. En effet, Menar et Jenkins (1970), se basant sur les travaux de (Hall et Engelbrecht, 1967), pensent que le phosphore en excès, piégé dans les boues activées est, probablement, le résultat d'une précipitation chimique sous forme de phosphates de calcium, qui sont, ensuite, enveloppés dans le floc de boues activées. Cette forme d'élimination est très dépendante du pH du milieu.

Par ailleurs, Arvin(1979), constate l'élimination du phosphore par précipitation à un pH ≈ 8.4 , en présence d'une forte concentration en calcium, mais d'une faible concentration en magnésium.

Une complémentarité de ces deux hypothèses n'est pas à exclure, puisque l'élimination du phosphore peut dépendre du pH et s'accompagner d'une précipitation-adsorption sur le floc de boues. D'après Filipe et *al.*, (2001a), la vitesse de réabsorption est, approximativement, de 40 % plus faible à pH 6.5 qu'à pH 7.0-7.5. Donc, en pH neutre, les deux phénomènes, précipitation et assimilation, se superposent.

Randall et *al.*, (2002), ont constaté que la dégradation des PHB permettait d'accumuler une plus grande quantité de phosphore que la dégradation des PHV, et ce, pour une même quantité initiale de PHA. De ce fait, l'acide acétique implique une élimination plus forte de phosphore que les acides propionique et valérique, du fait que le premier est, essentiellement, stocké sous forme de PHB et les deux derniers, sous forme de PHV.

II.3.2.2.3. Absorption de cations

L'absorption de cations par la biomasse déphosphatante est concomitante avec le transport de phosphates. Ces cations jouent un rôle important de contre-ions dans les chaînes de polyphosphates. Un déficit en Mg et K entraîne une détérioration des processus de libération/réabsorption du phosphore. Selon Bourdon (2005), le rendement de déphosphatation biologique augmente grâce à l'ajout de magnésium.

II.3.2.3. Les mécanismes de la phase anoxie

En conditions anoxies, c'est-à-dire en absence d'oxygène, mais en présence de nitrates, qui proviennent de l'oxydation de l'ammoniaque par les bactéries nitrifiantes, les bactéries hétérotrophes dénitrifiantes utilisent les nitrates comme accepteurs d'électrons pour oxyder les substrats organiques et produire de l'énergie, tout en libérant de l'azote gazeux.

Certaines bactéries déphosphatantes sont dénitrifiantes, et leur métabolisme en conditions anoxies est, alors, semblable à celui de la phase aérobie, la seule différence étant que les nitrates remplacent l'oxygène comme accepteur d'électrons. Les réactions de formation des poly-P, de croissance, de synthèse de glycogène et de dégradation de PHA sont inchangées.

La phase anoxie peut, donc, se substituer à la phase aérobie, pour effectuer la réabsorption du phosphore. Il faut alors 4-5 mg de nitrates pour éliminer 1mg de phosphore (Boisson, 2000).

De nombreuses bactéries déphosphatantes non dénitrifiantes ne sont pas capables d'utiliser les nitrates et se comportent en phase anoxie comme en phase anaérobie, en assimilant les substrats

carbonés et en relarguant des phosphates. La coexistence des deux métabolismes nuit à la déphosphatation.

La concentration en phosphates en solution résulte, essentiellement, du nombre de ces deux groupes de bactéries (Wouters-Wasiak, 1994).

II.3.3. Les bactéries déphosphatantes

Le phosphore étant un constituant d'une grande variété de molécules essentielles à la vie de la cellule : acides nucléiques, ATP, phospholipides..., sa biochimie est, par conséquent, complexe. Un aperçu des principales voies métaboliques utilisées par certaines bactéries des boues au cours de l'élimination biologique du phosphore d'une eau résiduaire implique des bactéries déphosphatantes, qui sont, également, appelées « bactéries Poly-P ».

Dans une boue déphosphatante, plusieurs types de bactéries cohabitent : autotrophes, hétérotrophes déphosphatants et hétérotrophes non déphosphatants.

La thèse la plus couramment acceptée attribue la déphosphatation biologique à une seule espèce microbienne « Acinetobacter » dont la croissance est favorisée par l'alternance des phases anaérobie-aérobie.

Dès 1975, Fuhs et Chen, isolent une bactérie capable de stocker une grande quantité de polyphosphates, en présence de tous les nutriments nécessaires à sa croissance. C'est la souche « Acinetobacter² ».

De nombreux autres chercheurs confirmèrent par la suite cette découverte.

Une de ses principales caractéristiques biochimiques est que cette souche est incapable de cataboliser les sucres tels que le glucose, le lactose et autres. Enfin, elle ne réduit pas les nitrates en nitrites.

Cependant, des travaux plus récents, utilisant des sondes et des biomarqueurs spécifiques, ont démontré qu'Acinetobacter n'est pas le principal acteur de la déphosphatation biologique et représente, souvent, une fraction inférieure à 10 % de la population bactérienne. Jusqu'à présent, aucune culture pure n'a été en mesure de mener à bien la déphosphatation.

²La majorité des espèces de ce groupe de **bacilles à Gram-négatif non fermentaires, aérobies stricts**, sont très largement répandues dans notre environnement et, en particulier, celui hydrique.

D'autres travaux, basés sur des études d'ARN ribosomal, suggèrent que certains organismes déphosphatants pourraient appartenir à une sous-classe de protéobactéries proches de *Rhodocyclus sp.* Enfin, d'autres études ont montré que des bactéries telles que *Aerobacter aérogène*, *Arthrobacter PAB16*, *Klebsiella pneumoniae*, sont elles aussi capables d'une fixation importante de phosphore.

Il semblerait, donc, que plusieurs souches, en cohabitation et en interaction, soient impliquées dans l'accumulation de phosphore par la biomasse, et que les voies biochimiques ne soient pas uniques (Boisson, 2000).

L'efficacité de la déphosphatation biologique est conditionnée par de très nombreux facteurs. L'influence de quelques-uns de ces paramètres est exposée dans le paragraphe suivant.

II.4. Facteurs influençant la déphosphatation biologique

II.4.1. Caractéristiques de l'eau usée

L'efficacité du processus de déphosphatation biologique est directement fonction de la composition de l'eau usée, particulièrement :

- de la quantité et de la qualité de la matière organique ;
- des ratios Carbone/Phosphore et Carbone/Azote de l'affluent.

II.4.1.1. Quantité et qualité de la matière organique

Pour une déphosphatation efficace, il est impératif que les eaux usées contiennent une charge organique suffisamment importante, principalement en DCO rapidement biodégradable, car cette fraction de la matière organique constitue le substrat de la biomasse déphosphatante, et l'enlèvement du phosphore dépend du développement de cette biomasse. La composition de la matière organique est un paramètre tout aussi important pour le processus de déphosphatation biologique. Pour une élimination efficace du phosphore, la matière organique, rapidement biodégradable, doit être suffisamment abondante. Les AGVs, et en particulier l'acétate, constituent les substrats privilégiés pour une élimination maximale de phosphore (Abu-Ghararh et Randall, 1991). D'autres composés peuvent, également, être utilisés par les organismes accumulateurs de phosphore (PAOs) selon des voies métaboliques, éventuellement, différentes de celle caractéristique des AGVs : des acides carboxyliques, des sucres, des acides aminés (Satoh et *al.*, 1992).

Ces composés sont moins efficaces que les AGVs vis-à-vis de la déphosphatation biologique, peut-être parce que leur transport et leur stockage nécessitent plus d'énergie (relargage de

phosphates plus important) ou parce qu'ils nécessitent une conversion en AGVs via la fermentation anaérobie avant leur consommation, la consommation nécessite alors plus de temps. Dans ces conditions, les AGVs restent les principaux substrats des PAOs, et leur présence dans le bassin anaérobie est essentielle pour une bonne déphosphatation biologique.

II.4.1.2. Ratios Carbone/ Phosphore

Le ratio carbone/Phosphore de l'affluent, exprimé généralement en g DCO / g de P, a une influence sur l'efficacité de la déphosphatation.

Ce rapport détermine dans quelle mesure le phosphore est éliminé lors du métabolisme bactérien. Plus ce rapport est élevé plus la masse bactérienne assimilera le phosphore. En effet, à partir d'essais effectués sur un pilote de laboratoire, Stall et Sherrard (1976), constatèrent une élimination de 15% du phosphore, pour un rapport DC/P de 33.6 ; 47% pour un rapport de 64.3 et 73% pour un rapport de 129.

Par ailleurs, un ratio DCO / P trop élevé (>130 g DCO / g P) est susceptible d'entraîner une détérioration de la déphosphatation biologique, suite à un développement d'organismes accumulateurs de glycogène (GAOs), qui rentrent en compétition avec les organismes accumulateurs de phosphore (PAOs). En effet, si la DCO, facilement biodégradable, n'est pas totalement consommée dans la zone anaérobie par les PAOs, le phosphore résiduel peut être utilisé par les GAOs, qui peuvent devenir l'espèce dominante (Liu et *al.*, 1997).

De même, un ratio DCO/P, trop faible, permet difficilement d'obtenir de basses concentrations en phosphore, car les bactéries rencontrent des conditions de carence en carbone dans l'eau à traiter, ceci implique un faible stockage de PHA.

II.4.2. Développement de bactéries compétitrices : Les GAOs

Les bactéries déphosphatantes sont, en général, prédominantes dans les boues activées subissant une alternance de conditions anaérobies/aérobies. Cependant, dans certains cas, un type particulier de bactéries, pouvant accumuler des substrats organiques sans consommation de polyphosphates, se développe dans les réacteurs, entraînant une détérioration de la déphosphatation biologique (Cech et Hartman, 1993).

Ces bactéries sont les GAOs (organismes accumulateurs de glycogène), qui sont capables de consommer les acides gras volatils (AGVs) sous des conditions anaérobies et de les stocker sous forme de PHA, grâce à l'énergie et à l'hydrolyse du glycogène intracellulaire. En

conditions aérobies, l'oxydation des PHA leur permet de reconstituer leur réserve de glycogène et de croître. En aucun cas, elles accumulent des phosphates, ceci a pour effet de mettre en compétition ce type de microorganismes et les PAOs, pour la consommation des AGVs.

Pour expliquer leur développement dans les boues activées, plusieurs hypothèses ont été avancées, sans toutefois être validées. Les GAOs apparaîtraient, notamment, pour des temps de rétention en anaérobiose et des âges de boues importants (Wang et *al.*, 2001b) cité par (Bourdon, 2005), pour des températures élevées (30°C), des pH bas de 6.5 dans la zone anaérobiose (Filipe et *al.*, 2001a), et si l'eau brute contient des quantités importantes de glucose (Cech and Harteman, 1993), ou si elle est limitée en apports phosphorés (Liu et *al.*, 1997).

II.4.3. Importance et durée de l'anaérobiose

L'importance de l'anaérobiose s'est révélée peu à peu à travers les recherches menées sur la déphosphatation biologique.

La nécessité de la présence de la zone anaérobiose a vite été acceptée, mais sa fonction est restée longtemps imprécise. Tracy (1987), a supposé que la zone anaérobiose avantage les microorganismes accumulant le phosphore. Certains chercheurs (Brodisch, 1984 ; Randall, 1991) ont suggéré que la zone anaérobiose sert d'étape de fermentation de façon à produire les substrats nécessaires à l'absorption, d'autres ont affirmé qu'elle sert à induire un relargage de phosphore.

En 1975, Fuhs et Chen ont démontré une relation directe entre le relargage et l'absorption de phosphore. Wentzel et *al.*, (1985), ont trouvé pour différents âges de boues, avec les données issues d'expériences en réacteur fermé et de la boue de la zone d'aération, une relation linéaire entre le phosphore réabsorbé et le phosphore relargué chaque jour. Randall (1991), a confirmé que la réabsorption en aération est proportionnelle au relargage en anaérobiose.

II.4.4. Temps de résidence hydraulique en anaérobiose

L'absorption du phosphore en aération, et, donc, son élimination, étant proportionnelle au relargage antérieur en anaérobiose. Il semble indispensable d'optimiser la durée d'anaérobiose. Or, cette durée est sujette à controverse :

- Un premier groupe d'auteurs préconise un temps de passage « long » en anaérobiose : Paepcke (1982), a constaté à partir des résultats obtenus sur onze stations en Afrique du Sud, où le temps de rétention en anaérobiose est compris entre 0.6 et 1.9h, que ce temps devrait être

plus long afin de minimiser les effets de l'introduction de nitrates et d'oxygène dissous dans la zone anaérobie. Kerdachi(1983), a conseillé un conditionnement préliminaire par une anaérobiose prolongée journallement d'environ 10 à 12h, qui lui donne des rendements d'élimination du phosphore très élevés ; la concentration en P_t , en sortie, était comprise entre 0.5 et 1 mg/L de $P-PO_4^{3-}$ durant chaque période d'essai, qui durait 3 à 4 mois. Gerber et Winter(1984), ont aussi trouvé qu'un temps de passage long en anaérobiose (12h) influence positivement l'élimination des phosphates.

- Un deuxième groupe d'auteurs conseillent des temps de passage « courts » en anaérobiose : Barnard, 1984 ; Nicholls et Osborn, 1987 ; Tracy, 1987, ont remarqué qu'un relargage excessif sans absorption de matières organiques nuit à la performance de la déphosphatation biologique et doit, de ce fait, être minimisé. Tsuno, 1987 et Somiya, 1988, ont suggéré l'existence d'une capacité limitée de phosphore intracellulaire relargable, même en présence de substrat organique extracellulaire. Barnard, 1974 et 1976 ; Pitman, 1991 et Krichen, 1987, ont conseillé un temps de rétention d'une heure ou même moins. Ils ont obtenu une concentration moyenne journalière en $P_t < 2$ mg/L, avec un temps de contact de 2h en anaérobiose.

En résumé, la zone anaérobie doit être dimensionnée de façon à assurer une élimination poussée du phosphore à tout moment. Si l'eau résiduaire présente de bonnes caractéristiques, le temps de résidence hydraulique (HRT) dans cette zone peut être court, de l'ordre de 0.5 à 1 h (Pitman, 1991, cité par Bourdon, 2005). Par contre, si les caractéristiques de l'affluent ne sont pas optimales, en particulier si la concentration en matière organique directement assimilable par les PAOs est faible, le HRT doit être augmenté afin de permettre l'hydrolyse des composés organiques complexes en substrats carbonés simples. Des temps de rétention pouvant atteindre 4 heures sont dans ce cas conseillés.

II.4.5. Age des boues et charge massique

L'élimination du phosphore dépend, d'une part, de la quantité de boues extraites et, d'autre part, de la teneur en phosphore de la biomasse. La charge massique a une influence importante sur le rendement de la déphosphatation biologique, car, aux plus fortes charges, la formation d'acides gras courts est favorisée.

Les boues produites dans une station à forte charge sont plus importantes que celles d'une station à faible charge. De ce fait, les procédés à forte charge devraient éliminer beaucoup plus de phosphore que ceux à faible charge. L'âge optimal des boues dans ce cas se situe à 3.6 jours.

Cependant, les procédés à forte charge sont plus sensibles aux variations opératoires, ce qui a pour effet de limiter leur utilisation.

Par ailleurs, lors de la mise en route d'un procédé de déphosphatation biologique, plusieurs mois sont nécessaires pour que la biomasse atteigne un état d'équilibre correspondant à une déphosphatation optimale. Une fois l'état stationnaire atteint, le temps de résidence des boues (TRB), ou âge des boues, est un paramètre déterminant pour le procédé.

Un TRB trop long nuit à une élimination efficace du phosphore, car la capacité d'accumulation de phosphore de la biomasse est saturée, et le relargage dû à l'activité endogène augmente.

Un TRB trop court est, également, néfaste pour plusieurs raisons. D'une part, s'il est inférieur à 3 jours, la biomasse hétérotrophe nécessaire à la production de substrats, rapidement biodégradables, n'atteint pas un niveau de croissance suffisant. D'autre part, la charge en phosphore de la biomasse déphosphatante est faible, car les bactéries n'ont pas le temps d'accumuler une grande quantité de phosphates.

Des valeurs courantes pour l'âge des boues sont de l'ordre de 20 jours (Boisson, 2000).

II.4.6. Les nitrates

La condition *sine qua non* du déroulement de l'enlèvement biologique du phosphore est l'absence de nitrates en anaérobiose.

En aérobiose, la teneur en azote, quelle que soit sa forme, semble jouer un rôle négligeable. Par contre, en anaérobiose, il a été observé comme pour l'oxygène libre, une inhibition du relargage de phosphore en présence de nitrates.

En effet, durant cette phase, les nitrates entraînent l'oxydation du carbone organique par les organismes autotrophes non déphosphatants et réduisent la quantité de carbone disponible stockable par les PAOs (Daumer, 2007).

De nombreuses études mentionnent le rôle perturbateur des nitrates dans le processus de déphosphatation biologique. Leur présence inhibe le relargage des phosphates dans la zone non aérée, qui n'est plus en état d'anaérobiose (Hascoet et Florentz, 1985), car la matière organique, rapidement assimilable, est utilisée préférentiellement par les bactéries dénitrifiantes, la cinétique de consommation du carbone étant plus favorable à ces dernières qu'aux PAOs (Comeau, 1990b).

Selon Metcalf et Eddy (2003), la réduction d'1 g N-NO_3^- consomme 6.6 g de DCO, rapidement biodégradable.

Trois hypothèses sont avancées pour expliquer ce phénomène :

- l'ion NO_3^- bloque certaines voies métaboliques du relargage ;
- la présence des nitrates permet de sélectionner des bactéries dénitrifiantes au détriment de bactéries déphosphatantes ; cette hypothèse suppose que l'élimination du phosphore est assurée par des microorganismes spécifiques ;
- les microorganismes ne subissent pas de stress anaérobie, puisqu'il existe dans le milieu de l'oxygène lié.

La quantité de nitrates admissibles dans la zone anaérobie dépend de deux paramètres :

- l'apport de la pollution carbonée ;
- le temps de séjour dans cette zone.

II.4.7. L'oxygène

L'oxygène dissous joue un rôle important dans les mécanismes de relargage et d'assimilation des phosphates.

En anaérobiose, le relargage, indispensable à l'élimination du phosphore, est induit par l'absence totale d'oxygène, sous forme dissoute ou liée. La perturbation due à la présence d'oxygène se situe à deux niveaux :

- les bactéries déphosphatantes facultatives aérobies/anaérobies utilisent l'oxygène comme accepteur d'électrons, la production d'AGV est, alors, inhibée et le relargage ne se fait pas.
- il y a consommation de matière organique, de préférence celle facilement biodégradable, qui ne sera plus disponible pour les organismes déphosphatants.

En ce qui concerne la teneur en oxygène à maintenir dans le bassin d'aération, il est préconisé une concentration d'au moins 2 mg/L, (Salem, 2007). Par ailleurs, Tétreault et *al.*, (1986), recommandent une concentration en oxygène supérieure à 2 mg/L, afin d'obtenir une absorption efficace, et affirment qu'une concentration supérieure à 4 mg/L n'améliore plus l'absorption du phosphore.

II.4.8. Paramètres physiques

II.4.8.1. Température

La température est un paramètre ayant une influence sur les cinétiques des réactions biologiques, sa prise en compte est, donc, nécessaire pour évaluer l'efficacité globale d'un procédé biologique de traitement.

S'il est bien connu que la température exerce une influence sur le métabolisme des bactéries nitrifiantes et dénitrifiantes, en ce qui concerne le phosphore, les études sont contradictoires. Certains auteurs (Brdjanovic et *al.*, 1997 ; Romanski et *al.*, 1997) ont observé une amélioration du rendement de déphosphatation avec une augmentation de la température, et considèrent qu'il est optimal pour des températures élevées de l'ordre de 20 à 30°C. D'autres, par contre (Comeau, 1990b ; Helmer et Kunst, 1998), estiment qu'il est insensible à une baisse de température. Ces résultats peuvent s'expliquer par des différences de substrats, ils dépendent donc du type d'eau à traiter. Par ailleurs, la température a une influence sur de nombreux processus biologiques (lyse, fermentation, nitrification,...), qui ont une influence à leur tour sur le rendement d'élimination biologique des phosphates. L'évaluation du rôle de la température sur ce processus est, alors, compliquée.

De même, la température pourrait influencer la vitesse de croissance des microorganismes, en particulier *Acinetobacter* et/ou influencer la vitesse des réactions chimiques (Wouters-Wasiak, 1994).

A 30°C, la déphosphatation est, globalement, moins efficace qu'à 20°C, car la concentration en biomasse diminue (augmentation de la lyse cellulaire et accroissement des besoins énergétiques de la maintenance).

Cependant, Il est connu que la fermentation qui convertit la matière organique en substrats directement assimilables par les PAOs, est favorisée par une augmentation de température. De ce fait, la suraccumulation biologique du phosphore est indirectement améliorée par une augmentation de la température.

La température ne semble pas avoir d'effet sur la stœchiométrie en phase anaérobie ; par contre, ses effets sur la stœchiométrie en phase aérobie ont été observés (Brdjanovic et *al.*, 1997).

II.4.8.2. pH

Le pH a une influence aussi bien sur les paramètres cinétiques que stœchiométriques des réactions biologiques et sur le processus de précipitation physico-chimique. C'est, donc, un facteur important qui régit la déphosphatation biologique, et il intervient précisément au cours de la phase anaérobie.

Dans le cas de la déphosphatation biologique, le pH affecte l'énergie nécessaire au transport de l'acétate dans la cellule. Comme cette énergie provient en grande partie de la dégradation des polyphosphates, le rapport « Phosphate relargué/Acétate consommé » est sensible au pH, et est plus élevé en milieu basique qu'en milieu acide. Cependant, un pH supérieur à 8 dans le bassin anaérobie défavorise l'activité des PAOs, car il conduit, non seulement à un relargage improductif de phosphates, mais, également, à une précipitation des phosphates libérés, qui sont, alors, non disponibles pour la suraccumulation dans la phase aérobie suivante (Bourdon, 2005).

Par contre, un faible pH entraîne une diminution du ratio P relargué / acétate absorbé. Liu et *al.*, 1996, proposent un pH optimal de 6.8 ± 0.7 pour la consommation anaérobie d'acétate.

Des pH trop bas ou trop élevés peuvent être néfastes pour les traitements physico-chimiques et biologiques, c'est la raison pour laquelle la déphosphatation biologique trouve son optimum dans l'intervalle : $6.8 < \text{pH} < 8$.

II.4.8.3. Potentiel redox

La quantité de phosphates réabsorbée en aération est fonction de la quantité de phosphates relarguée en anaérobiose. Il semble, donc, indispensable d'optimiser le relargage. La mesure du potentiel redox semble, de ce fait, être le seul paramètre permettant de quantifier le degré d'anaérobiose.

Il est, par ailleurs, important de limiter les entrées d'oxygène et de nitrates dans la zone anaérobie, afin de maximiser la quantité de matière organique disponible pour les bactéries déphosphatantes.

L'utilisation d'une sonde à potentiel redox peut être avantageuse pour indiquer l'absence ou la présence d'accepteurs d'électrons dans la zone anaérobie.

Le potentiel redox permet d'identifier les différents états de la boue (Heduit, 1990) : aérobie, anoxie et anaérobie.

Shapiro (1967), est le premier à lier le relargage du phosphore en anaérobiose au potentiel d'oxydoréduction, il a proposé 150 mV comme seuil en dessous duquel commence le relargage. Selon Meganck (1983), la vitesse de relargage ne semble pas étroitement corrélée à la variation de potentiel, le même auteur, et selon des résultats non publiés, trouve des valeurs comprises entre -150 et 150 mV, dépendant de la qualité des matières organiques en solution. Ces résultats indiquent que la baisse du potentiel redox est une conséquence des conditions qui permettent un relargage plutôt que la cause de ce relargage.

La nécessité de trouver un autre paramètre pour exprimer l'efficacité d'une zone anaérobie s'impose.

II.5. Conclusion

La présente étude bibliographique se rapportant au phosphore, l'impact de son apport excessif sur le milieu naturel, ses modes d'introduction et ses nuisances dans l'environnement, a permis de préciser les mécanismes impliqués dans l'élimination biologique et physico-chimique, et a fait ressortir la nécessité d'approfondir les mécanismes d'élimination biologique du phosphore.

En outre, elle nous a permis d'examiner les voies et conditions d'élimination du phosphore des effluents de laiteries.

Il est utile de rappeler que la possibilité d'élimination biologique du phosphore a été pratiquée depuis une trentaine d'années, elle a été restreinte à des procédés à boues activées nécessitant de larges volumes de bassins.

Pourtant, les recherches réalisées sur des réacteurs à biofilms ont montré que le principe de l'alternance de phases anaérobie/aérobie est applicable à des bactéries en lit fixe, en modifiant les conditions opératoires dans le temps plutôt que dans l'espace.

Les procédés d'élimination biologique du phosphore (EBPR : Enhanced Biological Phosphorus Removal) sont attractifs en raison de leur concision et capacité de rétention des niveaux de biomasse élevés.

L'intérêt de notre travail réside dans le fait que les systèmes à biofilms (cultures fixées) ne soient pas communs à l'élimination biologique du phosphore.

C'est ainsi que nous nous sommes fixés comme objectif de tester des procédés basés sur le principe d'alternance de phases en culture fixe et en continu, ainsi que la combinaison possible

des processus physico-chimique et biologique pour l'amélioration de l'élimination du phosphore.

Cette étude comporte :

- des cinétiques de déphosphatation en milieux aérobie, anoxie et anaérobie, en réacteur fermé, afin de déterminer les facteurs influençant les performances d'élimination biologique du phosphore (EBP), notamment ceux rattachés à la maximisation du stockage du phosphore sous conditions anaérobies ;
- des cinétiques de déphosphatation physico-chimique, afin de déterminer les conditions opératoires optimales, nécessaires à une élimination massive des phosphates ;
- des cinétiques combinant les processus physico-chimique et biologique.

L'étude sera étendue à l'élimination en continu du phosphore. Pour cela, plusieurs dispositifs expérimentaux ont été testés.

Références bibliographiques

- Appeldoorn, K. J., Boom, A.J., Kortstee, G. J. J., and Zehnder, A. J. B. (1992). Contribution of Precipitation Phosphates and Acid-Soluble Polyphosphate to Enhanced Biological Phosphate Removal. *Water research*, 26 (7).937-943.
- Arvin, E., (1985a). Biological Removal of Phosphorus from wastewater. *CRC Critical Reviews in Environmental Control*.15 (1).25-64.
- Arvin, E., and Kristensen, G. H., (1983b).Phosphate precipitation in Biofilms and Flocs. *Water science and Technology*.15 (3-4).65-85.
- Baetens, D., (2001). Enhanced Biological Phosphorus Removal: Modelling and Experimental Design. Thesis. University of Gent. 255p.
- Balamane, O., (1995). Etude de la déphosphatation d'une eau usée urbaine. Thèse de Magister en Génie des Procédés : Université des Sciences et de la technologie Houari Boumediene (USTHB), Alger, 172p.
- Barnard, J. L., (1974). Cut P and N without Chemicals, *Water and Wastes Engineering*, 11, 33-36 and 12, 41-43.
- Barnard, J. L., (1976). A review of biological phosphorus removal in the activated sludge process, *Water SA*, 2, 3, 136-144.
- Barnard, J. L., (1984). Activated primary tanks for phosphate removal, *Water SA*, 10.3, 121-126.
- Bitton, G. (1994). *Wastewater Microbiology*. Edition Mitchel.1st Ed.New York, US.
- Boisson, C. (2000). Enlèvement des nutriments d'un effluent agroalimentaire par procédé combiné biologique-chimique. Thèse de M. Sc. A. Ecole Polytechnique de Montréal, 192p.
- Bond, P. L., Keller, J., and Blackall, L. L. (1999).Bio-P Bacteria Identification by a Novel Microbial Approach. *Water Science and Technology*.39 (6). 13-20.
- Bourdon, C., (2005). Vers une validation du test BAP comme outil de prédiction du rendement de déphosphatation biologique. Thèse de Doctorat : Sciences de l'environnement : Ecole Nationale de Génie rural, des eaux et Forêts, Paris, 253p.
- Brdjanovic, D., van Loosdrecht, M C, Hooijmans, C. M. (1997).Temperature Effects on Physiology of Biological Phosphorus Removal. *Journal of Environmental Engineering*.123 (2).
- Brodisch, U., (1984). Interaction of Different Groups of Micro-organisms in Biological Phosphate Removal, *Proceedings of an IAWPRC Specialized conference held in Paris, Enhanced Biological Phosphorus Removal from Wastewater, France 24-25 September*, pp. 89-97.
- Castillo de Campins, S., (2005). Etude d'un procédé compact de traitement biologique aérobie d'effluents laitiers. Thèse de Doctorat en Microbiologie et Biocatalyse industrielles, INSA de Toulouse, 201p.
- Cech, J. S., Harteman, P., (1993). Competition between polyphosphate and polysaccharides accumulating bacteria in enhanced biological phosphate removal systems. *Water Research*, 27, 1219-1225.
- Chen, Y., Xu, Q., Zhou, Q., et Gu, G., (2005). Comparison between acclimated and unacclimated biomass affecting anaerobic-aerobic transformations in the biological removal of phosphorus. *Process Biochemistry*. 40. 723-732.
- Comeau, Y., Oldham, W. K. and Hall, K. J., (1987).Dynamics of Carbon Reserves in Biological Dephosphatation of Wastewater. *IAWPRC International Conference, Rome, Advances in Water pollution Control*. 39-56.
- Comeau, Y., (1990a). La déphosphatation biologique : Métabolisme microbien. *Sciences et Techniques de l'eau*. 23 (1). 47-60.

- Comeau, Y. (1990b). La déphosphatation biologique : Procédés et Conception. Sciences et Techniques de l'eau. 23 (2). 199-216.
- Comeau, Y., (1997). Procédés et conception de filières de déphosphatation biologique. Journées internationales d'Etude du CEBEDEAU. Liège.
- Comeau, Y., Villemur, R., Vanderberg, G. (2009). Développement d'un traitement biologique du bassin d'eau en circuit fermé pour l'enlèvement biologique du phosphate. Document de recherche N° 2009.2, 17p.
- Corthondo, F, Trepos., (2003-2004). Traitement des Effluents Laitiers, [http : // www. Apesa.fr / iso_ album traitement_ effluents_ laitiers. Pdf.](http://www.Apesa.fr/iso_album_traitement_effluents_laitiers.Pdf) 13p.
- Daumer, M. L., (2007). Analyse des transformations du phosphore lors du stockage et du traitement biologique et physico-chimique des lisiers de porc en vue d'un recyclage. Thèse de Doctorat en Génie des Procédés de l'Environnement. Institut des Sciences appliquées de Toulouse, 211p.
- Filipe, C. D. M., Daigger, G. T., and Grady, C. P. L. J., (2001a). pH as a Key Factor in the Competition Between Glycogen-Accumulating Organisms and Phosphorus-Accumulating Organisms. Water Environment research. 73. 223.
- FNDAE N°29, (2004)., Traitement du phosphore dans les petites stations d'épuration à boues activées. Ministère de l'Agriculture de la Pêche et de l'Alimentation et Cemagref. 49p.
- Fuhs, G. W., Chen, M., (1975). Microbiological basis for phosphate removal in the activated sludge process for the treatment of wastewater, Microbial. Ecol., 2, 119-138.
- Gerber, A., Winter, C. T., (1984). The Influence of Extended Time on the Performance of Phoredox Nutrient Removal Plants, Water Science and Technology, 17, Amsterdam, 81-92.
- Grote, R., Edwards, M. R., Norton, R. S., and O'Sullivan, W. J., (1990). A ³¹P Nuclear Magnetic Resonance Study of Crithidia Luciliae. Molecular and Biochemical Parasitology. 42 (1). 109-117
- Hall, M. W., Engelbrecht, R., (1967). Uptake of soluble phosphate by activated sludge: Parameters of influence. Proceeding 7th Industrial Water and Waste Conference, University of Texas, Austin Texas.
- Harold, F. M., (1996) Inorganic Polyphosphates in Biology: Structure, Metabolism and Function. Bacteriological Reviews, 37 (4-5). 531-539.
- Hascoet, M. C., Florentz, M. (1985). Influence of Nitrates on Biological Phosphorus Removal from Wastewater, Water SA, Vol. 11, 1-8.
- Heduit, A., (1990). Potentiel d'électrode de platine en épuration biologique. Thèse. Université Paris Val de Marne. 163p
- Helmer, C., Kunst, S., (1998). Low Temperature Effects on Phosphorus Release and Uptake by Microorganisms in EBPR Plants. Water Science and Technology, 23 (4-6), 585-594.
- Henze, M., Harremoës, P., Jansen, J. L. C., Arvin, E., (1996). Wastewater Treatment (Biological and Chemical Processes). Springer-Verlag Edition. 383p.
- Jardin, N., and Pöpel, H. J. (1997). Waste Activated Sludge Production of the Enhanced Biological Phosphorus Removal Process. Water Environment Research. 68 (3). 375-381.
- Jing, S. R., Benefield, L. D., and Hill, W. E., (1992). Observations Relating to Enhanced Phosphorus Removal in Biological Systems, Water Research. 26 (2). 213-223.
- Kerlan, F., and Senelier, Y., (1985). La pollution des eaux par les composés de l'azote et du phosphore. Les moyens de lutte. T.S.M. -L'eau. 6. 289-294.

- Kerdachi, D. A., Roberts, M.R., (1983). Full scale biological phosphorus removal experiences in the Umhlatuzana works at different sludge ages, *Wat. Sci. Tech.*, Vol. 15, pp.261-281.
- Krichen, D. J., Pruneski, L. W., (1987). Design and start-up of several full scale A/O plant. Proceedings of an IAWPRC Specialized conference held in Rome. Biological Phosphate Removal from Wastewaters, Italy, 28-30 September, pp. 273-283.
- Ky, R. C., (1999). Modélisation de l'enlèvement du phosphore d'un effluent agroalimentaire traité par réacteur biologique séquentiel. Thèse M. Sc. A. Ecole Polytechnique de Montréal, 196p.
- Kuba, T., Van Loosdrecht, M. C. M., Heijnen, J. J., (1997a). Biological Dephosphatation by Activated Sludge under Denitrifying Conditions: pH Influence and Occurrence of Denitrifying Dephosphatation in a Full-Scale Wastewater Treatment Plant. *Water Science and Technology*, 36 (12). 75- 82.
- Levin, G., Shapiro, J., (1965). Metabolic uptake of phosphorus by wastewater organism, *J. W. P. C. F.*, 37, 6, 800-821.
- Liu, W. T., Mino, T., Matsuo, T., and Nakamura, K., (1996). Biological Phosphorus Removal Processes- Effect of pH on anaerobic Substrate Metabolism. *Wat. Sci. and Tech.* 34(1-2). 25-32.
- Liu, W. T., Nakamura, K., Matsuo, T., and Mino, T., (1997). Internal Energy-Based Competition Between Polyphosphate- and Glycogen- Accumulating Bacteria in Biological Phosphorus Removal Reactors- Effect of P/C Feeding Ratio. *Water Research*.31. (6). 1430-1438.
- Lindrea, K. C., Lockwood, G., Majone, M., (1998). The distribution and Movement of Polyphosphate and associated Cations in Sludges from NDEBPR Plants in Different Configurations at Pilot Scale. *Water Science and Technology*, 37 (4-5).555-562.
- Martin, G., (1987). Point sur l'épuration et le traitement des effluents eau-air. Volume 3. Le Phosphore. Technique et Documentation. Lavoisier. 189- 216.
- Maurer, M., Abramovich, D., Siegrist, H., and Gujer, W., (1999). Kinetics of Biologically Induced Phosphorus Precipitation in Wastewater Treatment. *Water Research*.33. (2). 484-493.
- Meganck, M., Malnoud, B. (1983). Biological Phosphorus Removal of the mean parameters. Proc. workshop design and operation of large wastewater plants, Niemma, 19-23.
- Menar, A. B., Jenkins, D., (1970). Fate of phosphorus in waste water treatment process: enhanced removal of phosphate by activated sludge, *Envir. Sci. technol.*, 4, 12, 115-1121.
- Metcalf and Eddy (2003). *Wastewater Engineering (Treatment and Reuse)*. McGraw-Hill. Fourth Edition, 1819 p.
- Morse, G. K., Brett, S. W., Guy, J. A., and Lester, J. N., (1998). Review: Phosphorus Removal and Recovery Technologies. *The science of the total environment*, (212.), (1) 69-81.
- Molle, P., (2003). Filtres plantés de roseaux : Limites hydrauliques et rétention du phosphore. Thèse Université Montpellier II. 267p.
- Nicholls, H. A., Osborn, D. W., (1987). Improvement of the stability of the biological phosphate removal process at the Johannesburg Northern Works, Proceedings of an IAWPRC Specialized conference held in Rome. Biological Phosphate Removal from Wastewaters, Italy, 28-30 September, pp. 261-272.
- Paepcke, B. H., (1982). Performance and Operational Aspects of Biological Phosphate Removal Plants in South Afrika. Proceedings of an IAWPRC Specialized Conference Held in Pretoria, Phosphate Removal in Biological Treatment Processes, Cape town, 29 march-2 april, pp. 261-277.

- Pala, A., Bölükbas, Ö., (2005). Evaluation of Kinetics Parameters for Biological CNP Removal from a municipal Wastewater Through Batch Tests. *Process Biochemistry*, 40 (2), 629-635.
- Pambrun, V., (2005). Analyse et Modélisation de la Nitrification Partielle et de la Précipitation Concomitante du Phosphore dans un Réacteur à Alimentation Séquencée. Thèse de Doctorat en Génie des Procédés et de l'Environnement. INSA de Toulouse, 261p.
- Paul, E., Laval, M. L., and Sperandio, M., (2001). Excess Sludge Production and Costs Due to Phosphorus removal. *Environmental Technology*. 22.1363-1371.
- Pitman, A. R., (1991). Design considerations for nutrient removal activated sludge plants, *Water Science and Technology*, 23, pp. 781-790.
- Pereira, H., Lemos, P. C., Reis, M. A. M., Crespo, J. P. S. G., Carrondo, M. J. T., Santos, H., (1997). Model for Carbon Metabolism in Biological Phosphorus Removal Processes Based on I vivo ¹³C-NMR Labelling Experiments. *Water Research*. 30(9). 2128- 2138.
- Randall, W., (1991). The effect of organic compounds on biological phosphorus removal, *Water Science and Technology*, 23. Kyoto, pp 585-594.
- Randall, A. A., Liu, Y. H., (2002). Polyhydroxyalkanoates Form Potentially a Key Aspect Aerobic Phosphorus Uptake in Enhanced Biological Phosphorus Removal. *Water Research*. 36. 3473-3478.
- Reddy, M., (1998). Biological and Chemical Systems for nutrient Removal. WEF, Special publication. Book.
- Riding, J.T., Elliott, W. R., and Sherrard, J. H., (1979). Activated Sludge Phosphorus Removal mechanisms. *WPCF*. 51 (5). 1040-1053.
- Romanski, J., Heider, M., Wiesmann, U., (1997). Kinetics of Anaerobic Orthophosphate Release and Substrate Uptake in Enhanced Biological Phosphorus Removal from synthetic Wastewater. *Water Research*, 31(12), 3137-3145
- Salem, Z., (2007). Contribution à l'étude de la dépollution des eaux par des bioprocédés. Cas de l'azote, phosphore et métaux. Thèse de Doctorat d'état en Génie chimique, USTHB, Alger, 137p.
- Satoh, H., Mino, T., and Matsu, T., (1992). Uptake of Organic Substrates and Accumulation of Polyhydroxyalkanoates Linked with Glycolysis of Intracellular Carbohydrates Under Anaerobic Conditions in the Biological Excess Phosphate Removal Processes. *Water Science and Technology*. 26(5-6). 933-942.
- Shapiro, J., Levin, G., (1967). Anoxically induced release of phosphate in waste water treatment, *JWPCF*, 39 (11), 1811.
- Smolders, G. J. F., Van der Meij, J., VanLoosdrecht, M. C. M., (1994b). Model of the Anaerobic Metabolism of the Biological Phosphorus Removal Process: Stoichiometry and pH influence. *Biotechnology and Bioengineering*, 44.461-470.
- Somiya, I., (1988). Phosphorus release-storage reaction and organic substrate behaviour in biological phosphorus removal, *Water Science and Technology*, 22. No 1, pp. 49-58
- Stall, P., Sherrard, J. M., (1976). Effects of wastewater composition and residence time of phosphorus removal in the activated sludge. *J. Wat. Poll. Control. Fed.* 48. 2, 307-322.
- Sutton, P. M., and Jank, B. E., (1980). Nutrient Removal in Suspended Growth Systems without Chemical Addition. *J. Water Pollution Control Fed.* 52(1). 98.
- Tetreault, M. J., Benedict, A. H., (1986). Biological Phosphorus Removal- a technology evaluation, *J. Water Pollution Control Fed.* 58. 823-835.

- Tracy, K. D., Flammino, A., (1987). Biochemistry and energetic of biological phosphate removal, Proceedings of an IAWPRC Specialized Conference held in Rome, Biological Phosphate Removal from Wastewaters, Italy, 28-30 September, pp. 15-25.
- Tsuno, H., Somiya, I., (1987). A kinetic model for biological phosphorus removal incorporating intracellular organics and phosphorus pools, Proceedings of an IAWPRC Specialized Conference held in Rome, Biological Phosphate Removal from Wastewaters, Italy, 28-30 September, pp. 99-111.
- Van Hulle, S., (2005). Modelling, simulation and optimization of autotrophic nitrogen removal processes. PhD Thesis, Faculty of Bioengineering Sciences, Ghent University.
- Wang, J. C., Park, J. K., Whang, L. M., (2001b). Comparison of Fatty Acid Composition and Kinetics of Phosphorus-Accumulating Organisms and Glycogen-Accumulating Organisms. *Water Environment Research*. 73.704-710.
- Wouters-Wasiak, K., (1994). Etude et Contrôle des Processus de Nitrification- Dénitrification- Déphosphatation Biologique. Thèse de Doctorat en Ingénierie du Traitement et de l'Épuration des Eaux : Institut des Sciences appliquées de Toulouse, 110p.

Chapitre III

***Cinétiques en milieux :
aérobie, anoxie et anaérobie***

Introduction

De nombreuses recherches rapportent la mise en évidence d'un ou de plusieurs facteurs ayant une incidence directe sur la déphosphatation biologique. Ces mêmes recherches évoquent les difficultés rencontrées dans le contrôle et la maîtrise du processus dans les stations d'épuration, qui ne sont pas conçues spécialement pour opérer une déphosphatation (Comeau, 1990b ; Ky, 1999 ; Filali, 2003 ; FNDAE N° 29 ; Bourdon, 2005 ; Daumer, 2007).

Nous nous proposons, dans cette partie, d'élaborer en discontinu les cinétiques d'élimination du phosphore en milieux : aérobie et anoxie, puis en milieu anaérobie.

Notre étude consiste à cerner l'essentiel des paramètres influençant l'élimination biologique du phosphore des eaux de rejet d'une laiterie, en prenant pour modèle l'unité Colaital de Birkhadem.

Nous tenterons, ensuite, de corrélérer les paramètres étudiés dans le but de démontrer que le comportement des bactéries déphosphatantes n'est pas aléatoire, et que le processus d'élimination peut être maîtrisé et perfectionné.

III.1. Matériel et méthodes

III.1.1. Dispositif expérimental

Dans un réacteur disposé sur un agitateur magnétique, nous introduisons un litre d'effluent à traiter et différents volumes de boues activées permettant de faire varier les concentrations en MVS dans le milieu.

Tous les essais sont réalisés selon un même protocole (Figure III.1).



Figure III.1 : Dispositif expérimental

Pour les essais se faisant en milieu aérobie, de l'oxygène, apporté par un compresseur, est introduit de façon continue dans le réacteur. De nombreux auteurs (T'Seyen, 1986, El Falaki, 1996) préconisent une concentration en oxygène dissous d'au moins 2 mg/L. la concentration en oxygène dissous est de l'ordre de 3.5 mgO₂/L, (cette concentration optimale a été déterminée au préalable à travers une série d'essais). La vitesse d'agitation (60tr/min) est identique dans les deux réacteurs.

Pour les essais en milieu anaérobie, le dispositif expérimental est analogue à celui des essais précédents, il est constitué d'un réacteur disposé sur un agitateur magnétique, dans lequel nous introduisons l'effluent à étudier et la boue activée. La liqueur mixte subit une aération préalable, afin de réduire par assimilation biologique, la concentration en phosphore dans le milieu. Une fois l'aération arrêtée, le réacteur est fermé hermétiquement pour créer les conditions anaérobies nécessaires au relargage du phosphore. Pour ces essais, l'effluent à traiter est le même que celui des essais précédents, la période de prélèvements est différente.

Tous les essais ont été effectués à température ambiante du laboratoire (20±2°C), favorisant une déphosphatation biologique optimale (Bourdon, 2005).

Le pH, mesuré pour chaque expérience, est compris entre 5.4 et 7.9.

Les prélèvements, effectués, au cours du temps, ont permis de suivre l'évolution de la concentration du phosphore relargué ainsi que celle de la matière organique exprimée sous forme de DCO.

III.1.2. Paramètres à analyser et méthodes d'analyse

Dans cette partie, nous nous intéressons, particulièrement, au phosphore (P-PO₄⁻³) et à la matière organique (DCO). Nous noterons, par ailleurs, les quantités de boues introduites dans les réacteurs, exprimées en matières en suspension (MES) et nous suivrons l'évolution du pH au cours du temps. Les méthodes d'analyses utilisées sont présentées au Tableau III.1

Tableau III.1 : Méthodes d'analyse utilisées

Paramètres	Réactifs	Méthodes d'analyses	Normes AFNOR
- pH	-	pH-métrie	NF T 90-008
- DCO	Dichromate de potassium	Volumétrie	NF T 90-101
- MES	-	Filtration et séchage à 110°C	NF T 90-105
- P-PO ₄ ³⁻	Molybdate d'ammonium	Spectrophotométrie	NF T 90-023

III.1.3. Eaux de rejet de la laiterie

L'effluent à traiter correspond aux eaux de rejet de la laiterie de Birkhadem, dont nous prélevons un échantillon toutes les 48 heures, et ce, tout au long de notre travail expérimental.

Les échantillons prélevés sont conservés à une température de 4°C, celle-ci inhibe pratiquement toute activité bactérienne, susceptible de modifier les paramètres physico-chimiques de l'eau à traiter.

La composition de l'effluent est donnée au Tableau III. 2.

Tableau III. 2 : Composition et paramètres de l'effluent à traiter

- DCO (mg/L)	2750-5300
- DBO ₅ (mg/L)	2000-3000
- K (DCO/DBO ₅)	1.375-1.76
- N-NH ₄ ⁺ (mg/L)	0.89-18
- N-NO ₃ ⁻ (mg/L)	47.6-197
- P-PO ₄ ³⁻ (mg/L)	12.2-19.6
- pH	5.4-7.9

Suivant le type d'essais réalisés, l'augmentation des concentrations en DCO et en phosphore est effectuée de façon synthétique par addition, respectivement, dans l'eau à traiter du méthanol et du KH₂PO₄, jusqu'à obtention des concentrations voulues.

Les boues activées, destinées à ensemercer les réacteurs biologiques, sont prélevées du bassin d'aération de la station d'épuration de Baraki, fonctionnant à moyenne charge.

L'examen direct au microscope, effectué sur plusieurs échantillons de boues activées, a révélé l'existence de trois formes de bactéries : cocci, cocobacille et bacille (figures III.2 et III.3).

Les tests relatifs aux boues ont été effectués au centre de recherche et de développement CRD de l'entreprise des hydrocarbures SONATRACH.

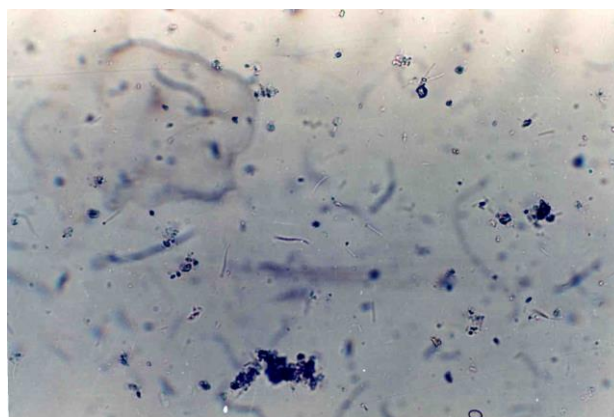


Figure III.2 : Visualisation microscopique d'un échantillon de boues activées sans coloration (x 400)

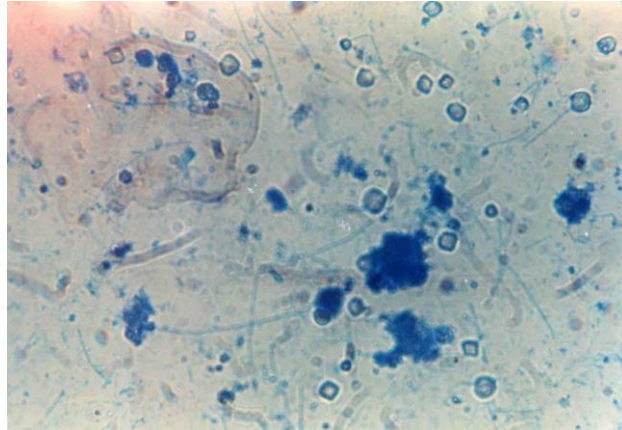


Figure III.3 : Visualisation microscopique d'un échantillon de boues activées avec coloration au bleu de méthylène (x 1000).

III.2. Résultats et discussion

III.2.1. Cinétiques en milieux aérobie et anoxie

En vue de travailler dans des conditions optimales nécessaires à une déphosphatation biologique accrue, nous avons examiné l'influence de la concentration initiale en matières organiques (DCO), le rapport DCO/P et la concentration initiale en MES.

Les données bibliographiques ont montré que l'oxygène dissous figure parmi les facteurs influençant le processus de déphosphatation biologique. En effet, selon Tétrault (1986), la concentration en oxygène dissous optimale pour l'assimilation des phosphates en phase aérobie doit être supérieure à 2 mg/L, et il estime qu'une concentration supérieure à 4 mg/L n'améliore pas l'absorption. C'est ce que nous tenterons de confirmer à travers nos essais.

Dans les essais en batch, nous avons fait varier la concentration en oxygène dissous dans le réacteur par variation du débit d'air introduit dans le réacteur et calculé l'élimination des phosphates.

Les concentrations en oxygène dissous étudiées sont : 2.3 ; 3.5 et 8 mgO₂/L.

Les résultats obtenus sont portés au Tableau III.3 (Annexe I) et la figure III.4.

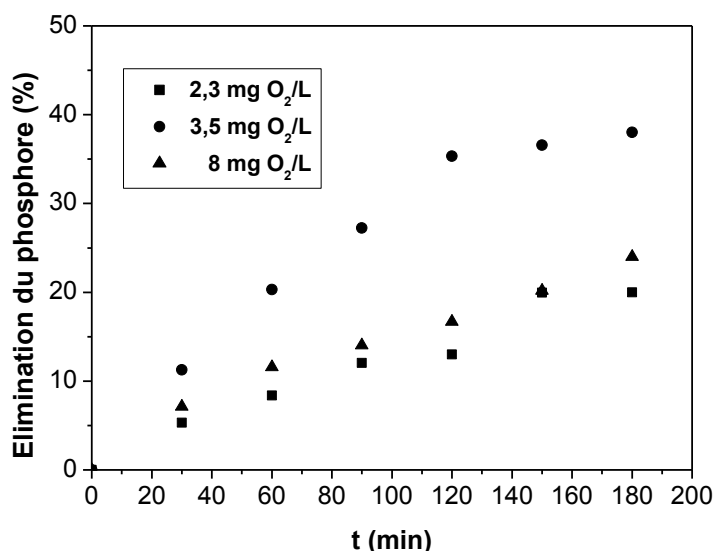


Figure III.4 : Evolution de l'élimination du phosphore en fonction de la concentration en O₂ dissous.

L'analyse de ces résultats permet de relever une bonne assimilation des phosphates pour les 3 concentrations en oxygène dissous. La meilleure élimination (24.1% en moyenne) a été obtenue avec 3.5 mgO₂/L. Cette dernière a été retenue dans la suite de nos essais.

III.2.1.1. Influence de la concentration initiale en matières organiques

Dans le but d'étudier l'importance de la présence de la matière organique sur le traitement biologique, nous avons effectué une série d'essais en fixant certains paramètres, notamment la concentration en P et en MES, et en faisant varier la concentration initiale en matières organiques, exprimée en DCO.

En faisant varier la DCO initiale de l'eau à traiter entre 815 et 5350 mg/L, et pour des concentrations initiales identiques en P, égales à 13 mg/L, en prévoyant une même concentration en MES de l'ordre de 1.26 g/L, nous comparons l'évolution de l'élimination du phosphore et de la DCO en fonction du temps dans des conditions aérobie et anoxie.

Les résultats des Tableaux III.4- III.7, et figures III.5. - III.8 (Annexe I) font ressortir d'une part, une diminution des concentrations du phosphore en solution simultanément à une dégradation de la matière organique dans les deux milieux, et nous permettent de déduire la vitesse initiale d'élimination d'autre part.

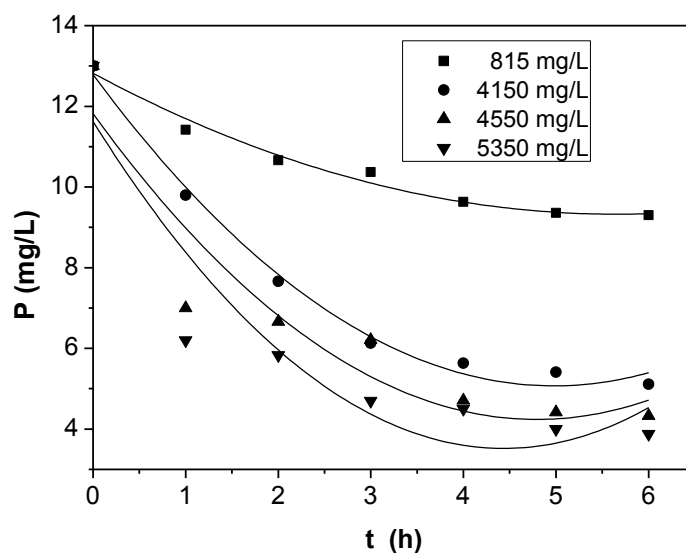


Figure III.5 : Evolution du phosphore en fonction du temps en milieu aérobie

($P-PO_4^{3-}$ = 13 mg/L ; MES = 1.26 g/L ; O_2 dissous = 3.5 mg/L ; DCO = [815-5350]mg/L)

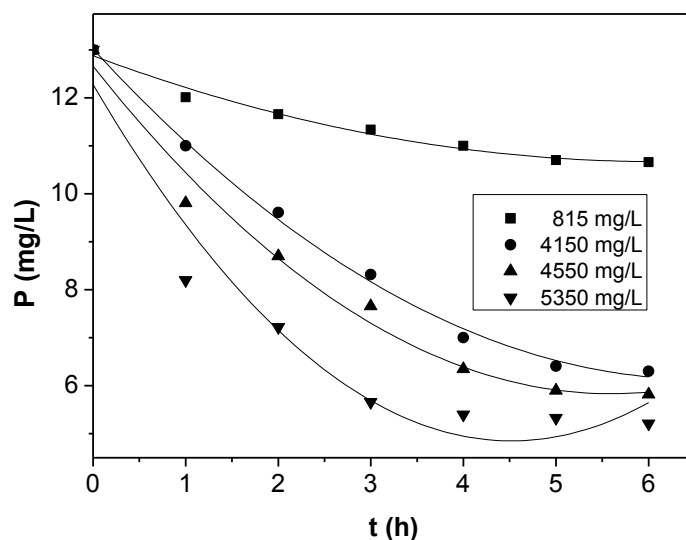


Figure III.6 : Evolution du phosphore en fonction du temps en milieu anoxie

($P-PO_4^{3-}$ = 13 mg/L ; MES = 1.26 g/L ; O_2 dissous = 0.5 mg/L ; DCO = [815-5350]mg/L)

Les courbes des figures III.5 et III.6 montrent l'existence de deux phases d'absorption : une phase initiale rapide entre 0 et 1 h, caractérisée par une vitesse rapide, suivie d'une phase relativement lente entre 1 et 6 h, caractérisée par une vitesse décroissante.

Ces résultats sont en accord avec ceux obtenus par d'autres chercheurs (Levin et Shapiro, 1965 ; T'seyen, 1986), qui considèrent que l'absorption des phosphates en aération a lieu en

deux phases : l'une initiale rapide durant 30 à 50 min, l'autre plus lente durant au moins 100 min.

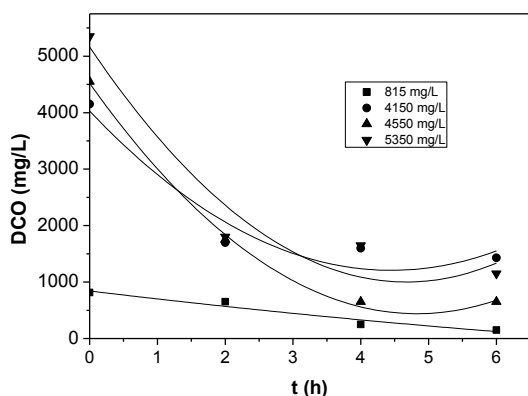


Figure III.7 : Evolution de la DCO en fonction du temps en milieu aérobie

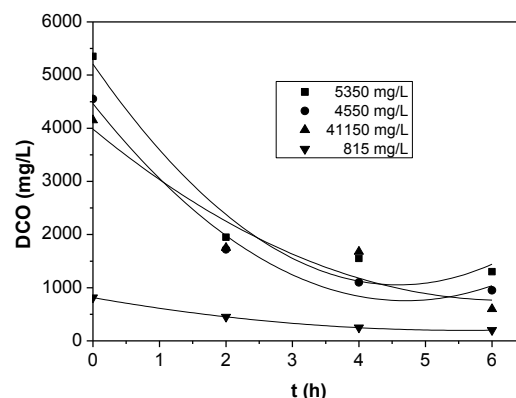


Figure III.8 : Evolution de la DCO en fonction du temps en milieu anoxie

Tableau III.8 : Vitesse initiale d'élimination du P en fonction de la DCO initiale

DCO _i (mg/ L)	Vitesse initiale d'élimination de P(mgP/gMES.h)	
	Aérobie	Anoxie
815	1,17	0,70
4150	4,00	2,54
4550	4,55	2,95
5350	5,40	3,57

Le Tableau III.8 et la figure III.9 permettent de déduire que la vitesse initiale d'élimination du phosphore :

- est plus importante en milieu aérobie qu'en milieu anoxie, confirmant ainsi les hypothèses relatives à une bonne assimilation du phosphore par les microorganismes en présence d'oxygène (Levin et Shapiro, 1965 ; Fukase et *al.*, 1985). Selon (Kern-Jespersen et Henze, 1993, cités par Sperandio, 1998), l'absorption du phosphore en anoxie est inférieure à celle en aérobie. Ce phénomène est beaucoup étudié actuellement et s'explique notamment par la présence de bactéries déphosphatantes, dénitrifiantes et non dénitrifiantes (Henze et *al.*, 1998).

Dans les conditions aérobies, on rencontre des bactéries déphosphatantes dénitrifiantes qui vont stocker les polyphosphates (Comeau, 1990a), car l'énergie produite par l'oxydation de la matière organique, en présence d'oxygène, permet aussi bien la croissance bactérienne mais, également, le transport et le stockage des phosphates, alors qu'en conditions anoxies,

on ne rencontre que des bactéries dénitrifiantes, qui utilisent les nitrates au lieu de l'oxygène comme accepteurs d'électrons pour la production d'énergie (Poulin, 2005).

- est d'autant plus importante que la quantité de matière organique est élevée, ceci peut être dû au fait que les rejets laitiers renferment des acides gras volatils (AGV) solubles comme les acides butyrique et caproïque (Mokrani, 1995), qui sont essentiellement des substrats carbonés à courte chaîne carbonée, d'assimilation rapide.

Selon Sperandio(1998), la matière organique est divisée en quatre compartiments :

- la DCO soluble inerte notée S_I ;
- la DCO facilement biodégradable S_S qui se divise à son tour en fractions assimilable S_A et fermentescible S_F ;
- la DCO lentement biodégradable X_S ;
- la DCO particulaire inerte X_I .

Les fractions inertes solubles et particulaires (S_I et X_I) représentent l'ensemble des substances dont la dégradation est suffisamment lente dans les procédés biologiques, pour les considérer comme non biodégradables.

Les substances **facilement biodégradables** (S_S) sont définies comme les composés de petite taille (solubles) pouvant traverser les membranes cellulaires. Cette fraction très variable de la DCO (7 à 33 %), se compose d'acides gras volatils à courte chaîne (acide acétique, acide propionique,...), d'alcools, de sucres simples, d'acides aminés (Henze, 1992).

Les composés **lentement biodégradables** (X_S) sont des molécules plus complexes nécessitant une hydrolyse extracellulaire pour être assimilés par les microorganismes.

Une cinquième fraction, constituée par **les microorganismes hétérotrophes** (X_H) s'avère participer de manière parfois importante au processus d'ensemencement du procédé et peut constituer jusqu'à 25 de la DCO totale d'une eau résiduaire.

Nos résultats expérimentaux confirment d'ailleurs ces hypothèses.

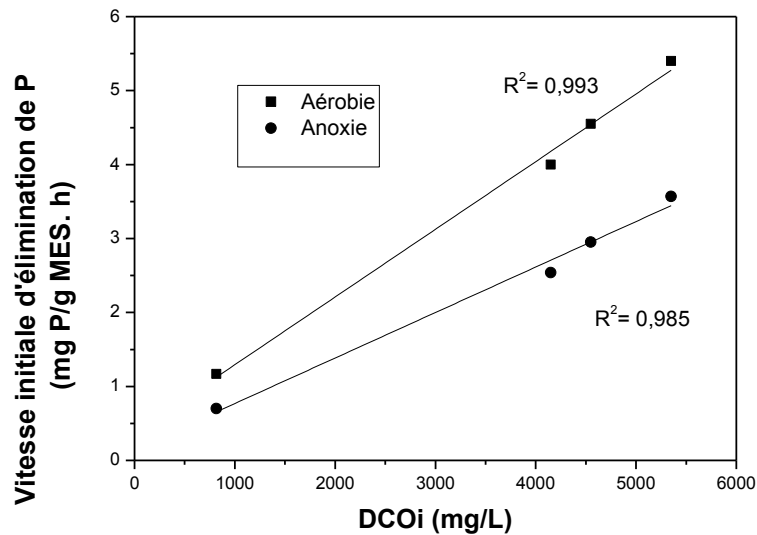


Figure III.9 : Vitesse initiale d'élimination du phosphore en fonction de la DCO

Les nuages de points obtenus (figure III.8) sont approchés par des droites d'équation :

Milieu aérobie :

$$V_i = 0.378 + 9,153 \cdot 10^{-4} \text{ DCO}_i \quad R^2 = 0,993 \quad (8)$$

Milieu anoxie :

$$V_i = 0,154 + 6,1510^{-4} \text{ DCO}_i \quad R^2 = 0,985 \quad (9)$$

avec :

V_i : vitesse initiale de déphosphatation mgP/g MES.h ;

DCO_i : DCO initiale ou DCO d'entrée mg/L ;

R^2 : facteur de corrélation sur le graphique.

Les corrélations entre les vitesses initiales de déphosphatation et les DCO_i , traduites par les équations 8 et 9, reflètent bien l'intérêt que nous avons à travailler avec d'importantes concentrations en matières organiques, si l'on veut obtenir une élimination rapide.

D'après les valeurs des coefficients de corrélation, nous pouvons considérer l'approche des points obtenus par des droites comme étant fiable et représentative, par conséquent, nous déduisons que la vitesse initiale de déphosphatation est proportionnelle à la DCO initiale ; elle est de 1.17 mgP/gMES.h pour une DCO de 815 mg/L et de 5.40 mgP/g MES.h pour une DCO de 5350 mg/L, en milieu aérobie. De même, elle est de 0.70 mgP/g MES.h pour une DCO de 815 mg/L et de 3.57 mgP/h pour une DCO de 5350, en milieu anoxie (Tableau III.8).

Par ailleurs, les équations de droites obtenues montrent une vitesse initiale de déphosphatation pour une DCO d'entrée nulle. Ceci peut s'expliquer par la présence de la fraction X_H de la DCO (Sperandio, 1998).

Nous déduisons que la matière organique est un élément nutritif déterminant de l'activité bactérienne.

D'après T'seyen 1986, la vitesse de dégradation des phosphates est corrélée à la quantité de matière organique.

Evolution du pH

Le pH est un parfait indicateur de toute activité bactérienne déphosphatante. Des pH trop élevés ou trop bas peuvent être néfastes pour la déphosphatation, qui trouve son optimum dans l'intervalle [6.8 – 8] (Liu et *al.*, 1996 ; Bourdon, 2005).

Les valeurs de pH obtenues lors de nos essais sont conformes aux normes, puisqu'elles n'excèdent pas la valeur maximale de 8.2 (Tableaux III.9 - III.12, Annexe I). Le pH est un paramètre important pour la croissance des microorganismes. La plage de pH propice au fonctionnement du traitement biologique s'étend de 4 à 9 (unités). Le pH optimal pour la croissance de microorganismes correspond à l'intervalle 6.5-7.5.

Généralement, la stabilisation du pH au cours du traitement biologique ne pose pas de problèmes, malgré les différentes réactions biochimiques concurrentes mises en jeu. Cependant, en amont du traitement biologique, les variations extrêmes de pH doivent être évitées.

III.2.1.2. Influence du rapport DCO/P

L'élimination biologique des nutriments (N et P) nécessite une source de carbone, qui est le plus souvent fournie par les matières organiques présentes dans l'eau usée.

Spécifiquement, l'élimination du phosphore par voie biologique est, généralement, limitée par la concentration en matière organique facilement biodégradable (S_S), disponible dans l'eau résiduaire.

La mesure de cette fraction étant délicate, les approches classiques de dimensionnement sont, donc, souvent basées sur des mesures globales de DCO et de DBO_5 (dans notre cas, la DCO) (Sperandio, 1998). La déphosphatation est, souvent, considérée réalisable pour un

rapport DCO/P minimum de 50 et DBO₅/P de 20 (Ekama et *al.*, 1984 ; Randall *et al.*, 1992 ; Panswad et *al.*, 2007).

L'objectif de cette série d'essais est de montrer l'influence de la DCO de l'eau résiduaire sur le processus de déphosphatation.

De nombreux auteurs (Comeau, 1990a ; Tsuno et *al.*, 1987 ; Tracy et *al.*, 1987 ; Kern-Jespersen et Henze, 1993) présentent l'activité bactérienne comme étant une opération où les microorganismes dégradent les substrats carbonés, qui représentent un potentiel énergétique utilisé pour la synthèse des phosphates. L'on s'attachera, donc, dans le processus de déphosphatation à maintenir un rapport DCO/P élevé, car il va guider la réaction de déphosphatation. L'assimilation biologique du phosphore est d'autant plus importante que ce rapport est élevé.

Panswad (2007) obtient des éliminations de 36 ; 62 et 65 % pour des rapports DCO/ P de 6.25 ; 25 et 50 respectivement. Mais, il constate, cependant, que les concentrations en phosphore dans l'eau traitée dépassent les normes (2 mg/L). Cette élimination peut s'expliquer par une accumulation intracellulaire du phosphore par les microorganismes épurateurs, et est due, principalement, à la présence de bactéries accumulatrices de phosphore (PAOs) dans le floc de boues.

Pour certains effluents, notamment industriels, il sera, donc, possible d'éliminer la plupart du phosphore par simple traitement biologique sans technique particulière.

Par ailleurs, pour avoir plus de détails sur l'incidence du rapport DCO/P sur le rendement de déphosphatation, nous procédons à une deuxième série d'essais en faisant varier la concentration initiale en phosphore de 6 ; 19.5 ; 27.5 et 37.5 mg/L, ainsi que les concentrations initiales en DCO de 2350 ; 2380 ; 2430 ; 2500 mg/L, la concentration en MES est maintenue constante et égale à 1.26 g/L.

En calculant les rendements d'élimination moyens du phosphore en fonction du rapport DCO/P, nous obtenons les résultats portés au Tableau III.17.

L'élimination du phosphore ainsi que la dégradation des matières organiques sont portées sur les figures III.10 - III.13 et Tableaux III.13 - III.16, (AnnexeI).

Tableau III.17 : Evolution du rendement d'élimination du phosphore en fonction du rapport DCO/P

DCO (mg/L)	2500	2380	2430	2350
P (mg/L)	6	19,5	27,5	37,5
DCO/P	416,66	122,05	88,36	62,66
% Elim. aérobie	61,23	27,85	19,96	15,04
% Elim. anoxie	50,40	19,19	15,62	10,02

L'examen de ces résultats permet de constater que :

- La déphosphatation des eaux résiduaires retenues pour notre étude est réalisable, puisque les rapports DCO/P sont supérieurs à 50.
- Nos résultats expérimentaux sont en accord avec ceux obtenus par d'autres chercheurs (Panswad *et al.*, 2007 ; Yagci *et al.*, 2003), puisque l'élimination obtenue est d'autant plus importante que le rapport DCO/P est élevé, c'est ainsi qu'un rapport de 62,7 permet d'éliminer 15 et 10 %, respectivement en milieux aérobie et anoxie, alors que 61 et 50,4 % sont éliminés, respectivement, en aérobie et anoxie pour un rapport de 416,66.
- Notons, cependant, que les concentrations résiduelles en phosphore obtenues sont comprises entre 2,22 et 31,34 mg P/L (Tableaux III.13 - III.16), celles-ci dépassent les normes de rejets, qui sont de 2 mg/L. Nos résultats sont en contradiction avec ceux de Yagci *et al.*, (2003), qui obtiennent une élimination totale du phosphore pour un rapport DCO/P de 20, mais qui font remarquer, par ailleurs, que si ce rapport diminue pour atteindre des valeurs comprises entre 6,66 et 11,11, la concentration en phosphore en aérobie se situera entre 3 et 8 mg/L.

Une explication possible à cette observation est le fait que les essais soient réalisés en batch, c'est-à-dire que le temps de contact entre les boues et l'eau à traiter est insuffisant pour favoriser la présence de PAOs. En effet, bien que la présence de concentrations importantes en phosphore dans l'eau à traiter et la température ambiante soient des facteurs déterminants dans la croissance des bactéries déphosphatantes, les rapports DCO/P élevés en système batch, aboutissent à des concentrations résiduelles en phosphore dans l'eau traitée supérieures aux normes.

En portant les valeurs du Tableau III.17 sur un même repère pour les deux milieux, nous obtenons les courbes de la figure III.14.

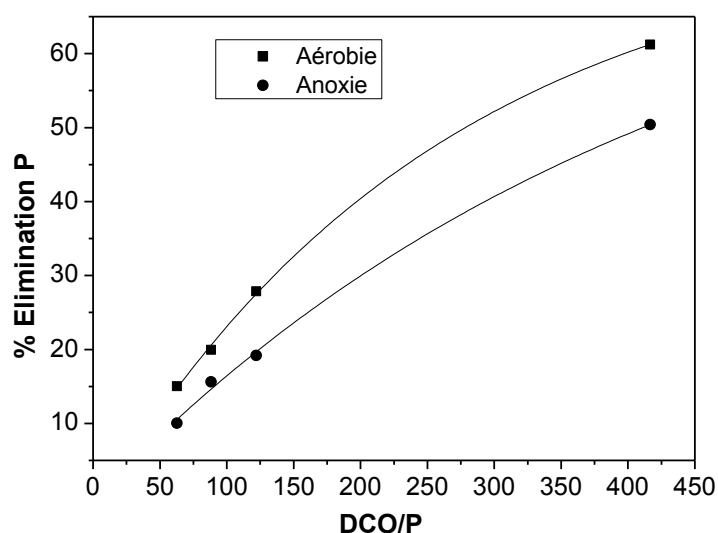


Figure III.14 : Rendement d'élimination du phosphore en fonction du rapport DCO/P

III.2.1.3. Influence de la concentration des boues

La concentration des boues ou concentration en microorganismes épurateurs est exprimée en MES. Constitués majoritairement de bactéries, mais aussi de champignons, algues, protozoaires, etc., les populations microbiennes des procédés d'épuration biologique par boues activées sont très diversifiées et regroupées sous forme de flocs. La présence relative de ces espèces dépend de nombreux paramètres, dont les caractéristiques de l'effluent, la nature et la charge du procédé ou âge des boues, la température, le type d'accepteurs d'électrons (aérobie : oxygène, anoxie : nitrates ou nitrites, anaérobie : absence d'oxygène et de formes oxydées de l'azote).

Dans les boues activées, les matières organiques en suspension sont, également, constituées d'une fraction importante de composés particuliers inertes provenant de l'effluent et générées dans le procédé, et de composés biodégradables résiduels (figure III.15). Les cinétiques de dégradation de la matière organique sont rapportées uniquement à la concentration en **biomasse active**. Cette fraction active de la boue est variable selon les procédés, et diminue lorsque l'âge des boues augmente.

On distingue deux types de micro-organismes constituant la biomasse active du système :

- **les bactéries hétérotrophes** ($X_{B,H}$) : majoritaires dans les procédés biologiques, elles utilisent les matières organiques comme source de carbone et d'énergie. La plupart de ces bactéries sont aérobies/anoxies facultatives et participent, donc, à la dégradation de

la matière organique en utilisant soit l'oxygène (dégradation aérobie), soit les nitrates et nitrites comme accepteur final d'électrons (anoxie).

- **les bactéries autotrophes ou nitrifiantes** ($X_{B,A}$): ces micro-organismes utilisent l'azote ammoniacal comme source d'énergie et le carbone minéral pour la synthèse cellulaire.

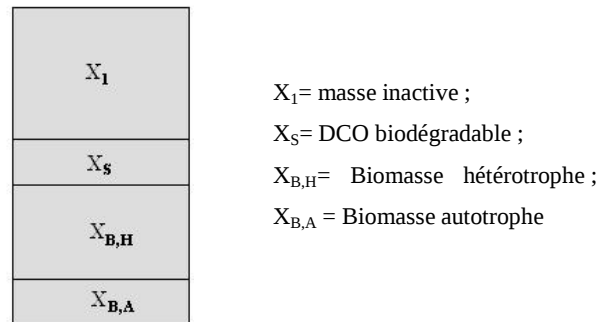


Figure III.15 : Composition des matières en suspension dans les boues activées

Nous nous intéresserons dans cette partie à l'influence de la biomasse active des boues, exprimée sous forme de MES, sur le processus de déphosphatation.

Dans ce cas, les concentrations en DCO et en P sont maintenues identiques aux conditions initiales. Nous faisons varier la concentration en MES dans le milieu de 1.26 ; 1.75 ; 2.94 à 3.35 g/L.

Les conditions opératoires sont les suivantes :

- DCO : une moyenne de 4350 mg/L
- P = une moyenne de 13.2 mg/L
- T ambiante : 23°C

Les évolutions du phosphore et de la DCO sont suivies en fonction du temps (Tableaux III.18- III.21, Annexe I ; figures III.16- III.19)

Le suivi de l'évolution des concentrations en phosphore et de la DCO, nous permet de noter une assimilation du phosphore parallèlement à la dégradation de la matière organique pour les différentes valeurs de MES. Les essais ont été réalisés aussi bien en milieu aérobie qu'en milieu anoxie.

Les résultats obtenus font ressortir l'influence de la concentration en bactéries présentes dans le milieu sur l'élimination du phosphore. Ceux-ci sont exprimés en pourcentage d'élimination en fonction de la concentration en MES (Tableau III.22).

Tableau III.22 : Elimination P en fonction de MES

MES (g/L)	% Elimination P	
	Aérobie	Anoxie
1,26	29,37	20,03
1,75	33,05	32,45
2,94	47,52	40,92
3,35	48,20	42,62

La figure III.20 montre une courbe exponentielle, qui tend vers une asymptote, donc vers une valeur constante, ce qui nous amène à penser, qu'au-delà d'une certaine concentration de boues et une même concentration en phosphore à l'entrée, le rendement d'élimination reste constant.

Il devient évident que la demande en phosphore est d'autant plus importante que la concentration des boues est élevée et conduit à des vitesses de déphosphatation plus rapides. Sathasivan (2009), a montré que l'augmentation de la concentration en boues, exprimées en MES entre 1844 et 6730 mg/L, conduit à l'augmentation des vitesses moyennes d'assimilation du phosphore en anoxie, il conclut que des concentrations en MES de l'ordre de 3000 à 4000 mg/L peuvent être optimales pour les procédés d'élimination du phosphore en anoxie.

La même conclusion peut être faite pour l'élimination aérobie.

Les relations suivantes ont pu être déduites de la figure III.21 :

$$\% \text{ Elim P} = \frac{34.00 \text{ MES}}{1 + 0.40 \text{ MES}} \quad \text{en aérobiose : } R^2 = 0.97 \quad (10)$$

$$\% \text{ Elim P} = \frac{19.00 \text{ MES}}{1 + 0.106 \text{ MES}} \quad \text{en anoxie : } R^2 = 0.96 \quad (11)$$

Par ailleurs, la vitesse de déphosphatation dépend de la quantité de boues présentes dans le réacteur, c'est ainsi que nous constatons :

- qu'elle reste pratiquement constante, lorsqu'elle est exprimée en mg P/g MES.h ;
- qu'elle varie largement en fonction de MES dans le milieu, aussi bien en aérobiose qu'en anoxie (Tableau III.23).

Il est, en outre, admis, qu'en présence d'oxygène à l'état libre (aérobie) ou lié (anoxie), le phosphore est directement utilisé pour la synthèse bactérienne. Les courbes d'élimination du phosphore en fonction du temps montrent qu'elles sont liées à la concentration en MES.

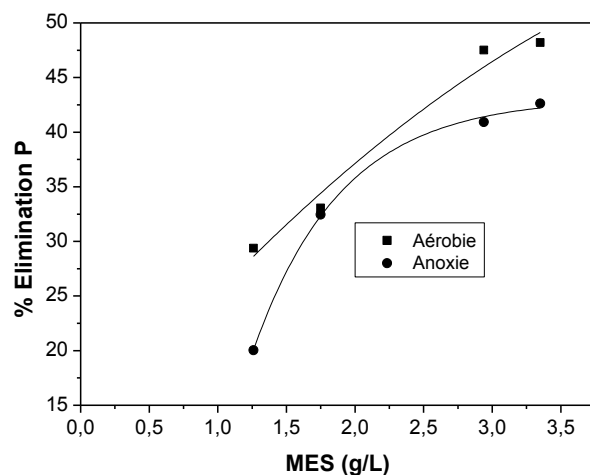


Figure III.20 : Elimination P en fonction de MES

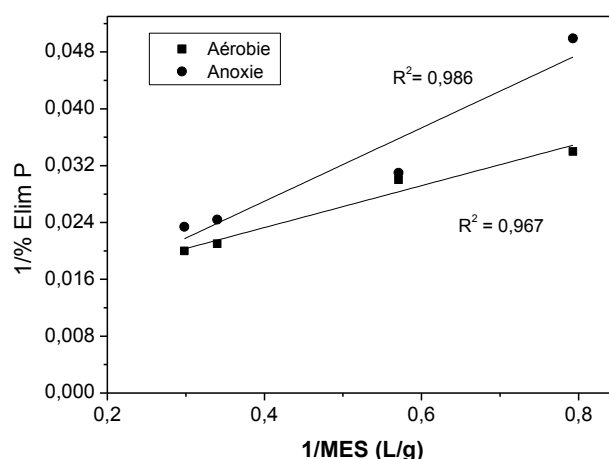


Figure III.21 : 1/ % Elimination P en fonction de 1/MES

Tableau III.23 : Vitesse initiale d'élimination du phosphore en fonction de MES

MES(g/L)	Vitesse initiale d'élimination (mgP/gMES.h)		Vitesse initiale d'élimination (mgP/h)	
	Aérobie	Anoxie	Aérobie	Anoxie
1,26	1,630	1,032	2,055	1,300
1,75	1,850	1,028	3,250	1,799
2,94	1,400	1,024	4,085	3,011
3,35	1,552	1,164	5,200	3,900

La modélisation de la vitesse d'assimilation des phosphates par la biomasse a été faite par analogie à la vitesse de dénitrification, qui est basée sur le modèle de Monod décrit par Foglar et Vuković, (2005), (équation 12).

$$-\frac{dC_p}{dt} = kC_p^\alpha C_x^\beta \quad (12)$$

tel que : C_p = concentration en phosphore à un temps t (mgP/L) et α son ordre partiel ; C_x = concentration en biomasse (g/L) et β son ordre partiel ; k = constante d'assimilation du phosphore (h^{-1}) ; t = temps de réaction (h).

Par ailleurs, sachant que C_x est une constante, l'équation (12) peut s'écrire :

$$-\frac{dC_p}{dt} = KC_p^\alpha \quad (13)$$

avec : $K = k C_x^\beta$

Les courbes d'évolution du phosphore en fonction du temps (Figures III.16 et III.17) sont à tendance exponentielle, et indiquent une cinétique d'ordre 1, l'équation (13) s'écrit alors :

$$-\frac{dC_p}{dt} = KC_p \quad (14)$$

Après intégration, et en portant $\ln(P_0/P)$ en fonction du temps pour les deux milieux (Figures III.22- III.23, Annexe I), les pentes des droites obtenues permettent de déduire les valeurs des constantes d'assimilation,

Soit : $K = 0.114h^{-1}$ en **aérobiose** ; $K = 0.081 h^{-1}$ en **anoxie**

Notons que l'assimilation est plus importante en milieu aérobie qu'en milieu anoxie, soulignant ainsi l'importance de la présence de l'oxygène dans l'assimilation du phosphore. Ces premiers essais nous amènent à poursuivre nos travaux et à examiner le mécanisme de relargage du phosphore en absence d'oxygène.

III.2.2. Cinétiques en milieu anaérobie

La déphosphatation biologique est fondée sur le passage de l'effluent par une séquence de phases anaérobie-aérobie qui permettrait un relargage du phosphore en période non aérée et une assimilation excessive en période d'aération (Comeau, 1990a ; Heduit, 1994 ; Samuel, 1998 ; FNDAE n°29).

Le mécanisme du métabolisme du phosphore durant la phase anaérobie a été largement détaillé dans le chapitre II, (paragraphe II.3.2.1). Nous nous proposons, cependant, de rappeler brièvement les mécanismes mis en jeu lors de cette période.

Du fait de leur stockage intracellulaire dans certaines conditions particulières, les polyphosphates apparaissent comme un métabolite régulateur mis en réserve, si la cellule n'en n'a pas usage et permettant une adaptation rapide aux variations du milieu.

Le transport et le métabolisme des phosphates sont complexes, de nombreux chercheurs ont travaillé sur le sujet, nous ne présenterons que le schéma simplifié établi par (Harold, 1966, tiré de Balamane, 1995) :

- En croissance normale, l'entrée du phosphore à l'intérieur de la cellule contribue à la synthèse d'acides nucléiques, il n'y a pas d'accumulation de polyphosphates par suite de l'inhibition de la polyphosphatekinase par l'ADP.
- En arrêt de croissance, la synthèse d'acides nucléiques cesse, la demande en ATP diminue, il y a accumulation de polyphosphates.
- Si les cellules sont soumises à une privation préalable en phosphore exogène, elles consomment leur réserve en polyphosphates. Ce phénomène entraîne un accroissement des quantités de phosphatase, afin de fournir le phosphore nécessaire à la synthèse de polyphosphatekinase pour reconstituer les réserves en polyphosphates.
- S'il y a apport de phosphore exogène, lorsque le système enzymatique est déséquilibré, on observe un stockage important de polyphosphates.

C'est ce dernier phénomène que l'on déclencherait en soumettant les boues activées à une période d'anaérobiose.

Lorsque la bactérie est aérobie, son métabolisme en anaérobie est ralenti, et elle aura à sa disposition une quantité de phosphates supérieure à ses besoins, d'où la fuite de ce dernier par diffusion vers le milieu extracellulaire.

Replacée en présence d'oxygène, elle rééquilibrera son système enzymatique en accumulant des polyphosphates en excès. Ces polyphosphates sont stockés dans des granules cytoplasmiques.

La zone anaérobie semble, donc, indispensable à la modification de l'équilibre enzymatique, qui se traduit tout d'abord par le relargage du phosphore puis sa réabsorption en excès, lors de l'aération.

Il ressort, donc, que le métabolisme des phosphates fait intervenir des mécanismes complexes qui passent par la synthèse d'acides nucléiques et l'intervention d'enzymes spécifiques.

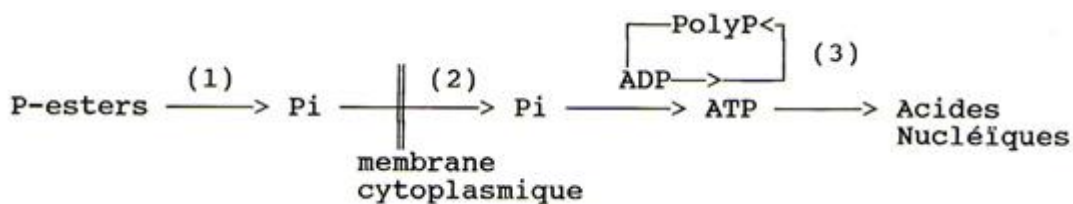


Figure III.24 : Assimilation du phosphore à l'intérieur du cytoplasme bactérien (Harold, 1966) avec : (1) phosphatase ; (2) : polyphosphatekinase ; (3) : polyphosphatase

En période anaérobie, les microorganismes déphosphatants stockent directement de la matière organique facilement biodégradable, principalement des substrats carbonés à courte chaîne moléculaire, les acides gras volatils (AGVs) en particulier, comme l'acétate et le propionate (Sperandio, 1998 ; Smolders et *al.*, 1994a ; Chochoy, 2004).

Il a été, également, établi qu'il existe une relation de proportionnalité entre la quantité de matière organique consommée et la quantité de phosphore relargué. Cependant, cette relation dépend de certains paramètres, entre autres du temps de séjour du substrat en zone anaérobie, qui reste controversé. Ce temps dépend des caractéristiques de l'effluent notamment de la quantité de matière organique, du taux d'oxygène dissous et de la biodégradabilité du substrat. En général, on considère des durées comprises entre 3 et 6h.

Certains chercheurs recommandent un long temps de séjour de l'effluent en anaérobiose, afin de maximiser le relargage ; par contre, d'autres recommandent un court temps de séjour afin d'éviter un relargage excessif sans matière organique à dégrader, ce qui pourrait porter préjudice à la déphosphatation biologique (Barnard, 1984 ; Nicholls, 1987, Wouters-Wasiak, 1994).

Il semblerait, donc, que la maîtrise des paramètres intervenant dans chacune des séquences « anaérobiose-aérobiose » permettrait d'optimiser leur efficacité et d'améliorer ainsi le rendement de la déphosphatation biologique.

Dans notre travail, nous nous sommes intéressés à l'étude de certains paramètres intervenant dans l'efficacité de la zone anaérobie, notamment :

- La présence de substrats carbonés à courte chaîne moléculaire tels que les acides acétique et propionique ;
- La concentration de ces substrats ;
- La corrélation entre la quantité de matière organique consommée et celle du phosphore relargué ;
- Le temps d'aération nécessaire à une assimilation optimale du phosphore en aérobiose et à un relargage optimal en anaérobiose.

III.2.2.1. Influence de l'ajout d'un substrat carboné

Durant ces essais, 3 séries de tests ont été entrepris :

- avec l'eau usée seule ;
- avec addition d'acide acétique ;
- avec addition d'acide propionique.

Les concentrations des substrats utilisés sont : 50, 100, 150 et 200 mg/L. Ce choix repose sur le fait que les microorganismes déphosphatants utilisent directement des molécules carbonées simples, principalement des acides gras volatils (AGVs) tels que l'acétate et le propionate.

Ces molécules peuvent être soit produites dans la phase anaérobie par fermentation acidogène d'autres composés, soit présentes initialement dans l'eau usée ; ceci n'est pas le cas pour l'eau utilisée, car les eaux de rejets de laiteries ne renferment comme AGVs solubles que des acides comme l'acide butyrique et l'acide caproïque (Mokrani, 1995). L'acide lactique n'est pas considéré comme un acide gras volatil.

Dans ce cas, le temps d'aération préalable a été fixé à 2h, à l'issue desquelles, le réacteur est recouvert de façon hermétique afin de créer les conditions anaérobies nécessaires au relargage du phosphore.

Des prélèvements, effectués au cours du temps (toutes les 30 min), ont permis de suivre les évolutions de la concentration en phosphore relargué ainsi que celle de la DCO (Figures III.25 et III.26), qui montrent l'évolution de ΔP libérés en fonction du temps avec addition d'acides acétique et propionique).

Le choix d'un temps de séjour de 4 h en anaérobiose est relatif aux résultats obtenus par d'autres chercheurs (Li et *al.*, 2008), la zone anaérobie doit être dimensionnée de façon à assurer une bonne élimination du phosphore à tout moment.

En effet, si l'eau à traiter présente entre autres, un bon facteur de biodégradabilité, le temps d'anaérobiose peut être court, de l'ordre de 0.5 à 1 h (Pitman, 1991). Par contre, si les caractéristiques de l'eau ne sont pas optimales, en particulier si la concentration en matière organique directement assimilable par les micro-organismes déphosphatants est faible, ce temps doit être augmenté afin de permettre l'hydrolyse des composés carbonés simples. Des temps de séjour de 4h sont dans ce cas conseillés (Bourdon, 2005).

Au tableau III.26 (Annexe I) et figure III.27, sont portées les valeurs des concentrations maximales en phosphore relargué/g MVSen fonction de la concentration en substrat ajouté. Les concentrations maximales en P relargué ont été déterminées graphiquement par extrapolation à partir des courbes représentant l'évolution des phosphates libérés en fonction du temps (Figures III.25 et III.26).

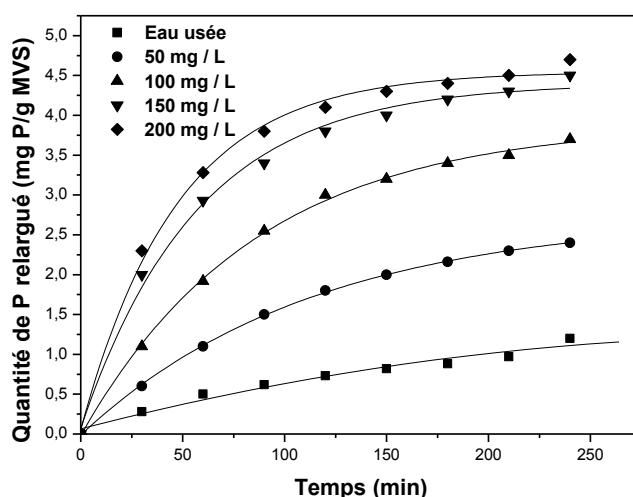


Figure III.25 : Cinétique de relargage des phosphates en présence d'acide acétique

Notons :

- que le maximum de phosphore relargué, obtenu avec addition d'un substrat organique, est plus important qu'avec l'eau usée brute. En effet, celui-ci est de 1.10mgP/gMVS pour l'eau brute et varie de 2.48 à 4.68 mgP/gMVS pour l'acide acétique, et de 4.38 à 10.30 mgP/gMVS pour l'acide propionique, ceci confirme le fait que la présence des substrats carbonés à courte chaîne moléculaire améliore le relargage d'une part, et qu'il existe une relation étroite entre leur présence et le relargage en phase anaérobie, d'autre part.
- par ailleurs, l'utilisation de l'acide propionique s'avère plus intéressante que celle de l'acide acétique. En effet, pour une même concentration initiale de 200mg/L de substrat, la quantité de phosphore relargué est de 4.68 mg P/gMVS pour l'acide acétique et de 10.30 mgP/gMVS pour l'acide propionique.

Nos résultats sont compatibles avec ceux obtenus par d'autres chercheurs (Broughton et *al.*, 2008 ; Thomas et *al.*, 2002 ; Pijuan et *al.*, 2004 ; Oehmen, 2005c), qui rapportent que l'acide propionique est le substrat organique le plus favorable pour l'élimination biologique du phosphore par rapport à l'acide acétique. Chen et *al.*, (2005) trouvent que l'acide propionique est une source de carbone plus appropriée que l'acide acétique pour l'élimination biologique du phosphore dans un SBR avec une concentration en oxygène dissous faible ; le rendement de déphosphatation biologique dans ce cas est de l'ordre de 97 %. De même, et selon Daumer (2007), la nature des AGVs disponibles peut orienter le

développement préférentiel de l'un ou de l'autre des familles de microorganismes. L'acétate, par exemple, est favorable aux GAOs, tandis que le propionate est favorable aux PAOs.

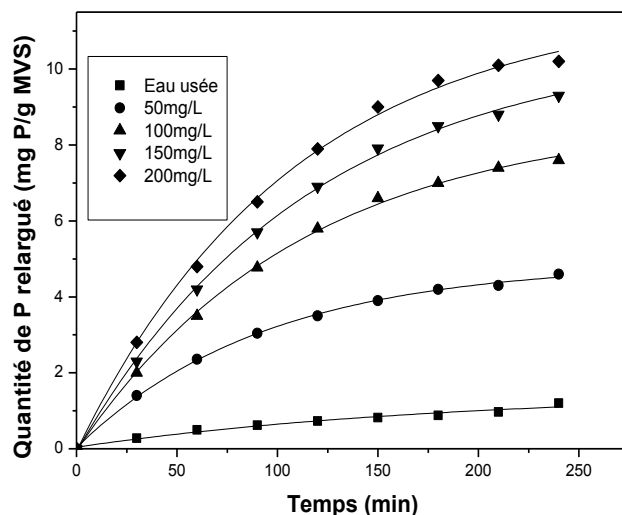


Figure III.26 : Cinétique de relargage des phosphates en présence d'acide propionique

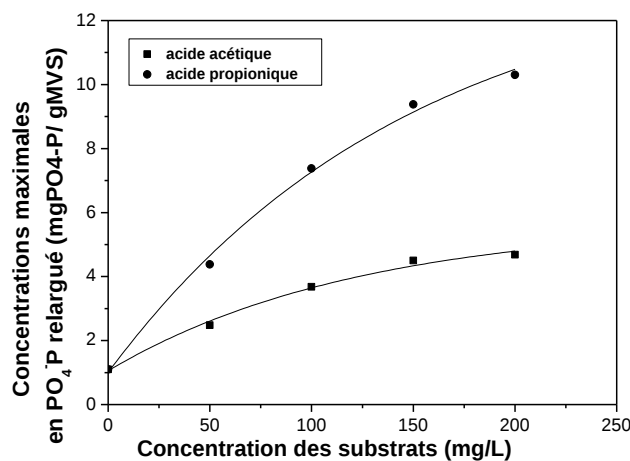


Figure III.27 : Evolution de la concentration maximale en phosphore relargué en fonction de la concentration en acides acétique et propionique

III.2.2.2. Influence de la vitesse initiale de relargage

Les vitesses initiales de relargage ont été déterminées à partir des courbes d'évolution de la quantité de phosphore relargué en fonction du temps (Figures III.25 et III.26).

A partir des résultats obtenus (Figure III.28), nous nous sommes proposé de trouver une corrélation entre cette vitesse et la concentration de substrat utilisé.

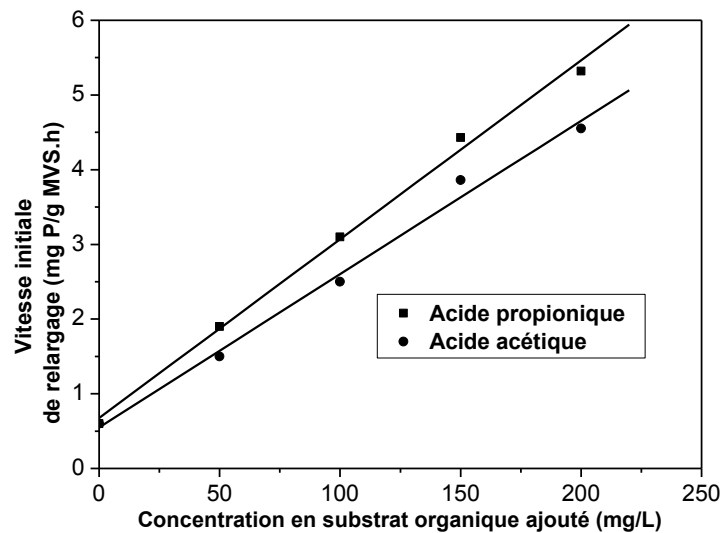


Figure III.28 : Evolution de la vitesse initiale de relargage en fonction de la concentration du substrat

Les courbes de la figure III.28, représentant l'évolution de la vitesse initiale de relargage en fonction de la concentration des deux substrats utilisés (acide acétique et acide propionique), sont des droites ($R^2 \geq 0.99$) qui ne passent pas par l'origine, elles sont représentées par les relations (15) et (16) :

$$V_i = 0.0250 C + 0.55 \quad \text{Acide Acétique} \quad (15)$$

$$V_i = 0.0239 C + 0.68 \quad \text{Acide propionique} \quad (16)$$

Par ailleurs, les équations (15) et (16) indiquent qu'il existe quand même un relargage, même si l'on n'apporte pas de substrat dans le milieu, ceci est dû au fait que durant l'anaérobiose, qui dure 4h, il y a production d'AGVs par les microorganismes impliqués dans le relargage.

Il devient, donc, évident que si l'on veut obtenir un relargage rapide, il conviendrait d'utiliser d'importantes concentrations en matière organique, car leur abondance dans l'eau à traiter a un effet positif sur l'élimination biologique du phosphore (Sperandio, 1998).

Selon Wouters-Wasiak (1994), les vitesses sont comprises entre 0.8- 9 mgP/gMVS.h. Dans notre expérimentation, les vitesses sont comprises entre 0.55 -4.9 mgP/gMVS.h pour l'acide acétique et 0.6-5.3 mgP/gMVS pour l'acide propionique. Kang (1991) estime que des vitesses de relargage supérieures à 2.4 mgP/gMVS.h, durant la première heure d'anaérobiose, sont favorables à la déphosphatation biologique d'une eau résiduaire.

Les vitesses initiales de relargage obtenues avec les acides : acétique et propionique, sont presque égales, bien que la quantité maximale de P relargué soit plus importante pour l'acide propionique.

Selon Daigger(1987) et Tracy et *al.*,(1987), le relargage initial rapide résulte de l'absorption de la matière organique facilement biodégradable comme l'acétate et le propionate, qui sont majoritairement utilisés par les micro-organismes déphosphatants. Ceci est d'ailleurs confirmé par les constantes cinétiques de relargage déduites du modèle proposé par (Wentzel,1985).

III.2.2.3. Expression mathématique des cinétiques de relargage du P

Nous nous proposons de mettre en évidence la vitesse de relargage du P en milieu anaérobie, en appliquant le modèle proposé par Wentzel (1985), (Equation 17).

$$P_t = P_{\max} \left(1 - \frac{P_{\max} - P_0}{P_{\max}} e^{-Kt} \right) \quad (17)$$

Cette relation peut, également, s'écrire :

$$\ln \left(1 - \frac{P_{\max} - P_0}{P_{\max} - P_t} \right) = -Kt \quad (18)$$

avec :

P_0 : concentration du phosphore à l'instant $t = 0$;

P_t : concentration en phosphore à l'instant t ;

$P_{\max}$: concentration maximale en P relargué / gMVS(déduit graphiquement à partir des courbes ΔP libérés en fonction du temps) ;

K : constante cinétique de relargage du 1^{er} ordre, (min^{-1}).

Ce modèle a été appliqué par Wouters-Wasiak(1994) dans le cas du traitement d'eaux usées urbaines, incluant des rejets de papeteries, ceci donne un effluent fortement biodégradable avec un rapport DCO/DBO₅ moyen de 1.7 et un rapport DCO/P de 55.

Ces rapports sont très favorables à la déphosphatation biologique.

Ce modèle s'adapte parfaitement dans notre cas, puisque les eaux de rejet de laiteriesadmettent un rapport DCO/DBO₅ moyen de 1.57, traduisant le caractère de biodégradabilité de l'eau à traiter, et un rapport DCO/P moyen de 485.5.Ce rapport est nettement supérieur à celui trouvé par Wouters-Wasiak (1994), car les rejets laitiers renferment d'importantes concentrations de matières organiques (DCO moyenne de 4025).

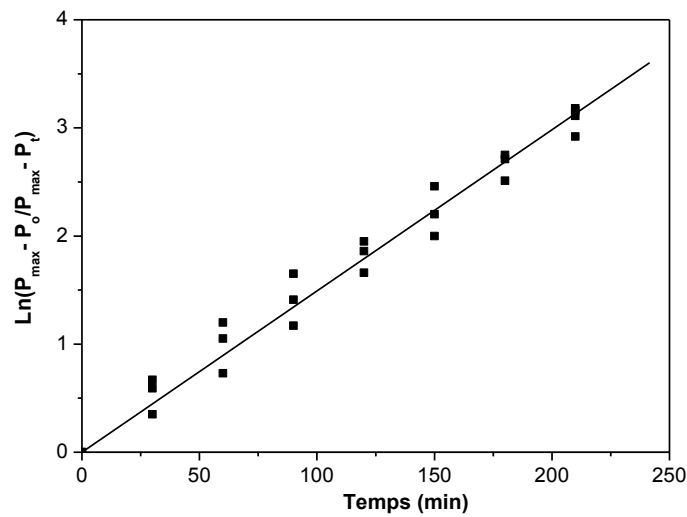


Figure III. 29 : Détermination de la constante cinétique pour l'acide acétique

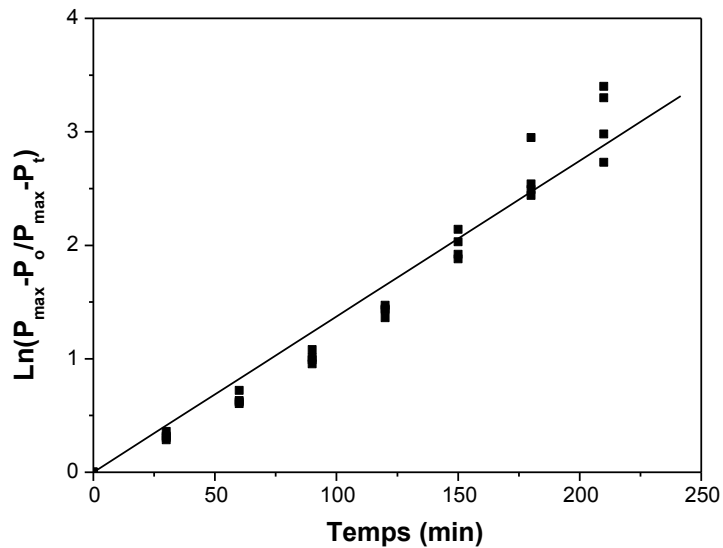


Figure III. 30 : Détermination de la constante cinétique pour l'acide propionique

Les valeurs des constantes de vitesse, déduites des figures III.29 et III.30, sont de 0.0136 et 0.0146 min^{-1} , respectivement pour l'acide propionique et l'acide acétique. Ils sont en conformité avec ceux de Wentzel (1985), qui obtient une constante cinétique de relargage comprise entre 0,01 et 0,02 min^{-1} .

III.2.2.4. Influence du temps d'aération préalable

Selon plusieurs auteurs (Pambrun et *al.*, 2008 ;Schneider et Topalova, 2011, Nittami et *al.*, 2011), les microorganismes, en présence d'oxygène, assimilent d'importantes quantités de phosphore à partir du milieu où ils se trouvent, celui-ci est stocké dans leur organisme sous forme de polyphosphates, pour être réutilisé si nécessaire.

En outre, en période de non aération, le système enzymatique étant perturbé, les microorganismes tentent de maintenir l'équilibre en relarguant le phosphore, initialement stocké dans leur organisme, en période d'aération.

En résumé, il apparaît qu'il y a relargage du phosphore en anaérobiose et assimilation excessive dès le retour des conditions aérobies. Cette alternance de phases permet d'obtenir de bons rendements de déphosphatation.

A travers ces essais, nous avons voulu montrer l'importance du temps d'aération préalable, nécessaire à une bonne assimilation du phosphore en présence d'oxygène et, donc, à un meilleur relargage en son absence.

Pour cela, nous avons procédé à la variation de ce temps entre 1 et 3h, et calculé la quantité de phosphore relargué pour chaque temps.

Les résultats obtenus, illustrés par les figures III.31 et III.32, indiquent qu'un temps d'aération de 2h est optimal. En effet, pour une même concentration en substrat (50mg/L), la concentration maximale en P relargué est de 2.25mg/gMVS pour 1h d'aération, 2.48mg/gMVS pour 2h et 1.28mg/gMVS pour 3h d'aération, en utilisant l'acide acétique.

De même, elle est de 1.62mgP/gMVS pour 1h, 4.38mgP/gMVS pour 2h et 1.41mgP/gMVS pour 3h d'aération, en utilisant l'acide propionique.

Nous retenons, donc, qu'un temps d'aération préalable de 2h est optimal pour un bon relargage durant la phase anaérobie.

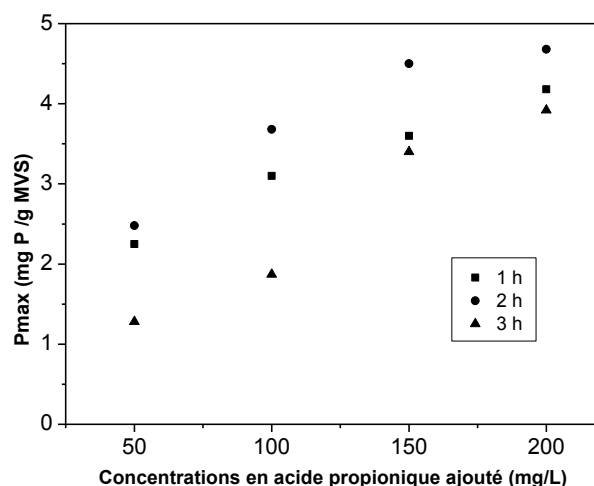


Figure III.31 : Evolution de la concentration maximale en P relargué pour les différents temps d'aération (acide propionique).

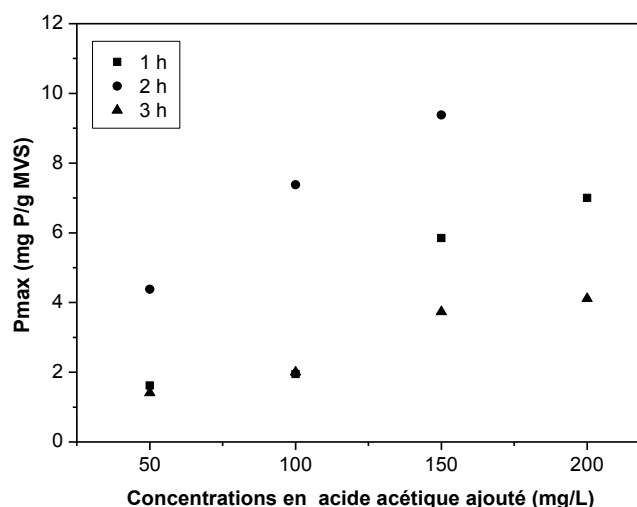


Figure III.32 : Evolution de la concentration maximale en P relargué pour les différents temps d'aération (acide acétique).

III.2.2.5. Evolution du pH

Rappelons que le pH est un parfait indicateur de toute activité bactérienne déphosphatante. Des pH trop élevés ou trop bas peuvent être néfastes à la déphosphatation biologique, qui trouve son optimum entre 6.8 et 8.

Selon Bourdon (2005), il est conseillé de soumettre ce paramètre à un contrôle soutenu, et si le procédé comprend une étape d'ajout d'AGVs, il est préférable d'ajouter des sels au lieu de la forme acide pour éviter une baisse de pH. Liu et *al.*, (1996), proposent un pH optimal de 6.8 ± 0.7 pour la consommation d'acétate, alors que Serafim et *al.*, (2002), ont constaté

qu'un réacteur sans contrôle de pH, avec une valeur variant entre 7.8 et 8.5 dans la zone anaérobie, permettrait une meilleure élimination du phosphore par voie biologique qu'un réacteur dont le pH est maintenu à 7 en anaérobie.

Toutes ces remarques, dérivées d'expérimentations en laboratoire, laissent supposer que le pH optimal dans la zone anaérobie est compris entre 7.5 et 8.

En période d'aération, le pH variait entre 7.2 et 8.2, il diminue pour atteindre des valeurs respectives moyennes de 4.3 et 4.6, en phase anaérobie.

Par ailleurs, il n'y a pas eu de production de biogaz en anaérobiose, ceci est dû au fait que les valeurs de pH obtenues au cours de cette phase variaient entre 4.3 et 4.6, montrant que la phase de méthanogénèse, phase nécessaire à la production de méthane, n'a pas été atteinte. Cette dernière est inhibée à $\text{pH} < 7$. Il y a, par conséquent, une prolifération de bactéries acidogènes au détriment des autres groupes, conduisant ainsi à l'acidogénèse. Les bactéries méthanogènes tolèrent des pH proches de la neutralité. L'acclimatation aide à surmonter cet effet inhibiteur. Compte tenu du fait que les tests ont été effectués en batch, l'acclimatation a été négligée.

III.3. Conclusion

Cette première partie, concernant les possibilités d'assimilation du phosphore par voie biologique, en présence et en absence d'oxygène, a permis de tirer les conclusions suivantes :

- l'élimination biologique du phosphore des eaux de rejets laitiers par un système de boues activées est possible, sans aucun additif chimique ;
- l'élimination du phosphore est plus importante en milieu aérobie qu'en milieu anoxie ;
- la réaction de déphosphatation est limitée par la concentration en matières organiques présentes dans le milieu. C'est ainsi qu'une DCO de 815 mg/L conduit à une vitesse de déphosphatation de 1,17 mg P / g MES.h, en aérobiose et 0,70 mg P / g MES.h, en anoxie, alors qu'une DCO de 5350 mg/L conduit à des vitesses de 5,40 mg P / g MES.h et 3,57 mg P / g MES.h, respectivement en milieux aérobie et anoxie ;
- l'élimination du phosphore est d'autant plus importante que la quantité de bactéries présentes dans le réacteur est importante. En effet, pour 1.26 g/L de boues, l'élimination est de 29.4% en milieu aérobie et 20% en anoxie, alors qu'elle est, respectivement, de 48.2 et 42.6% pour une masse de boues de 3.35 g/L ;

- une quantité importante de phosphore est relarguée dans le milieu extracellulaire en absence d'oxygène. Ce relargage est plus important par ajout d'un substrat organique à courte chaîne carbonée dans le réacteur biologique ;
- une quantité importante de phosphore est relarguée dans le milieu extracellulaire en période d'anaérobiose ; ce relargage est plus important en utilisant un substrat organique ;
- la vitesse initiale de relargage est d'autant plus importante que la concentration en substrat ajouté est importante ;
- Il y a relargage, même sans ajout de substrat dans le milieu, ceci indique qu'il y a production d'AGV par les microorganismes déphosphatants durant la phase anaérobie ;

Par ailleurs, nous nous sommes, également, intéressés à la mise en évidence de l'influence du temps d'aération préalable pour une meilleure assimilation biologique du phosphore et, par la suite, un relargage plus important, et nous avons alors déduit qu'un temps d'aération de 2h est optimal ;

- Le pH est un paramètre important dans le processus de déphosphatation.

Enfin, nous concluons qu'une alternance de phases anaérobie-aérobie est déterminante dans le processus de déphosphatation biologique.

Nous avons pu constater, à travers les résultats obtenus, l'importance de l'alternance de phases (aérobie ; anoxie ; anaérobie) dans le processus d'élimination du phosphore, grâce à des essais réalisés en batch. Dans ce qui suit, nous nous proposons d'étudier l'importance de cette alternance en réalisant des essais en continu dans des colonnes immergées.

Chapitre IV

***Etude de la déphosphatation
biologique sur colonne en lit
fixe***

Introduction

Ce chapitre traite de la possibilité d'une déphosphatation biologique sur colonne, en lit fixe, des eaux de rejet de la laiterie de Birkhadem.

Les essais précédents, portant sur les cinétiques d'élimination du phosphore en milieux aérobie, anoxie et anaérobie, ont fait apparaître la nécessité de tenir compte de ces trois étapes si l'on désire éliminer le phosphore présent dans ces eaux.

Nous nous proposons dans cette partie, d'étudier la déphosphatation biologique en continu dans des colonnes immergées à lit fixe.

Dans les cultures en lit fixe, la tendance naturelle des micro-organismes à se fixer sur un support est utilisée pour maintenir une concentration élevée en micro-organismes dans le réacteur, tout en s'affranchissant des risques de perte. Dans les procédés à biomasse fixée, les micro-organismes ne sont plus en suspension dans la phase liquide mais fixés sur un support ou garnissage. Ils se développent à la surface du matériau et forment une couche appelée biofilm. Au cours du temps, l'épaisseur du biofilm augmente et une stratification apparaît avec superposition d'une couche aérobie près de la surface, où l'oxygène et les éléments nutritifs peuvent diffuser, et d'une zone anaérobie en profondeur, près du support. Ce phénomène provoque la mort des cellules proches du support, ce qui entraîne des décrochages locaux du biofilm.

La technologie du biofilm offre un temps de rétention biologique élevé, une concentration de biomasse élevée, une courte période de décantation, et la coexistence de l'activité métabolique aérobie et anoxie dans un même écosystème (Figure IV.1). Il s'agit, donc, d'une conception prometteuse mais qui, comme telle, a besoin d'être étudiée davantage.

Les essais en dynamique, présentés dans ce chapitre, ont pour objectif de présenter les résultats obtenus, lors des essais d'EBP par les procédés à biofilm. L'emphasis est mise sur l'application de l'EBP aux technologies à biofilm avec débit continu. L'étude est réalisée dans des colonnes immergées contenant un support inerte.

Il convient, cependant, avant d'aborder l'application de la technologie du biofilm à l'EBP, de donner un aperçu sur le traitement par la technique à biofilm.

IV.1. Caractérisation du biofilm

Dans le développement des procédés à culture fixe, le biofilm constitue, le verrou majeur (Baljic-Zelovic et Leduc, 2002 ; Tizghadam, 2007).

Deux questions se posent alors :

- comment le biofilm se forme et se développe ?
- quelles sont les conditions de sa formation ?

Dans ce qui suit, nous tenterons d'apporter une réponse.

IV.1.1. Composition et structure du biofilm

IV.1.1.1. Définition du biofilm

Le biofilm est de nature biologique, adhérant à une surface (racines, canalisations, tube digestif, dents,...). Il est constitué de cellules microbiennes, d'exo-polymères et d'eau.

Les exo-polymères peuvent représenter 50 à 90 % du carbone organique présent dans le biofilm (Tizghadam, 2007). Le biofilm peut, donc, être considéré comme un gel de polymères adhérent, à l'intérieur duquel se trouvent des microorganismes. Il présente une structure poreuse et très adsorbante.

Les récentes techniques d'analyse et d'observation ont permis de constater que le biofilm n'est pas un empilement régulier de cellules mais qu'il présente une grande hétérogénéité.

IV.1.1.2. Formation du biofilm

La formation du biofilm est un phénomène complexe se déroulant en plusieurs étapes influencées par des facteurs physico-chimiques et biologiques. Cette formation se déroule en cinq étapes :

- le conditionnement organique de la surface ;
- l'adhésion primaire des cellules sur le support ;
- une phase de croissance caractérisée par la production du biofilm ;
- une phase de stabilisation ou « d'équilibre » ;
- le détachement.

1- Phase de latence

Les deux premières étapes constituent la phase de latence ; cette période correspond au temps nécessaire pour la formation de la première couche de cellules fixées.

2- Formation d'une couche organique sur le support

Elle a lieu quelques minutes après l'exposition de la surface propre à un flux de fluide contenant des microorganismes, des molécules organiques et inorganiques. Un solide immergé dans un liquide acquiert une charge de surface par adsorption d'ions présents dans la phase aqueuse. Une fois chargée, cette surface attire des nutriments inorganiques et organiques, qui peuvent être utilisés par les bactéries.

Par conséquent, la formation de cette couche est indirectement une source potentielle de nutriments. Cette adsorption conditionne la surface du support pour la fixation des microorganismes.

3- Adhésion des cellules à la surface

Cette adhésion se déroule en deux étapes : **une première**, réversible, de nature physico-chimique, qui suit les lois d'adsorption, avec des forces attractives et répulsives, suivie **d'une seconde**, irréversible, de nature biologique, avec la production d'exopolymères cellulaires.

Au cours de la **première étape**, les cellules se rapprochent de la surface du support par interactions attractives gouvernées par les forces de Van der Waals et les liaisons chimiques hydrophobes et ioniques. Elles peuvent, alors, s'y fixer de façon réversible.

La **seconde étape** fait intervenir la production de polysaccharides secondaires ainsi que d'autres polymères biologiques tels que les protéines. Elle est considérée comme responsable de la fixation irréversible des cellules à la surface.

4- Croissance du biofilm

Une fois fixées, les cellules se développent rapidement en micro-colonies à la surface du support. La phase de croissance est rapide, elle suit une phase exponentielle avec une consommation du substrat qui augmente jusqu'à une épaisseur critique du biofilm (épaisseur active). La durée de la phase de croissance dépend de la quantité de substrat disponible dans le milieu, c'est-à-dire de la charge nominale du réacteur.

5-Phase d'équilibre

Le biofilm atteint son épaisseur maximale avec une stabilisation de la biomasse fixée.

6- Détachement

Le détachement est le résultat de plusieurs phénomènes :

- la consommation des bactéries de la surface du biofilm par les protozoaires ;
- la mort cellulaire ;
- la perte rapide et massive de biofilm, surtout avec des biofilms épais, lors de changements environnementaux brutaux comme une forte diminution de la charge ou la présence d'un toxique. La mort cellulaire dans les parties internes conduit, également, à une rupture de la liaison solide-biofilm.

Le taux de détachement du biofilm est une fonction complexe, qui inclut l'hydrodynamique de l'écoulement, la morphologie du biofilm et les caractéristiques du support.

IV.1.1.3. Facteurs d'influence sur la formation du biofilm

De nombreux facteurs sont cités dans la littérature comme ayant une influence sur l'adhésion microbienne. Parmi ces facteurs citons :

- **Le transfert de masse**

La formation du biofilm dépend de la quantité en substrat (oxygène, carbone) et en nutriments disponibles dans le milieu. Cette quantité disponible est régie principalement par le transfert de masse.

Un réacteur comportant un biofilm peut être décrit comme un système à trois phases séparées : phase solide (le biofilm), la phase liquide (le substrat) et la phase gazeuse (l'air) (figure IV.1)

Dans ces phases, on décrit deux types de transfert provoqués par l'alimentation en continu du substrat et de l'oxygène.

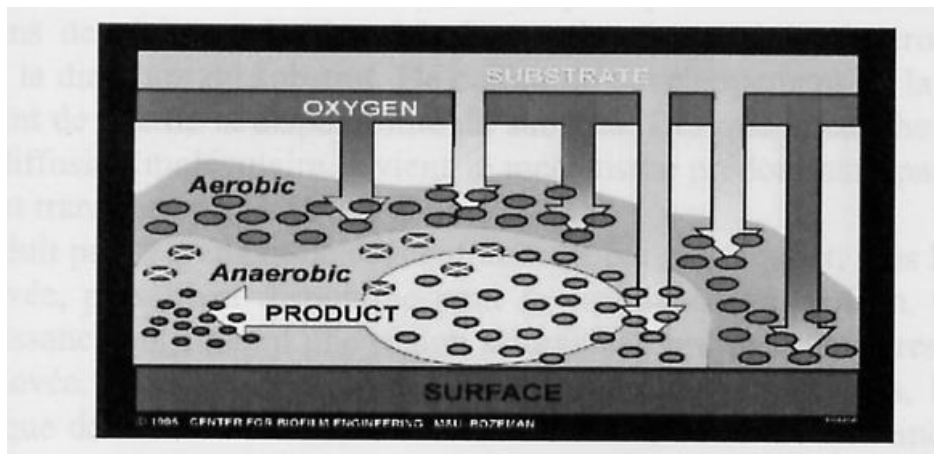


Figure IV.1: Circulation des éléments dans le biofilm (Tizghadam, 2007)

Rappelons que les travaux présentés dans ce chapitre, portent sur des essais réalisés en colonnes immergées avec alimentation continue.

Les résultats présentés ci-dessous, nous ont permis de déterminer la vitesse de passage optimale de l'effluent dans la colonne (Annexe II).

Ils ont porté sur l'influence de cette vitesse sur le rendement d'élimination des phosphates et de la DCO.

A ce titre, deux vitesses de passage de l'effluent dans la colonne ont été examinées : 0.3 et 0.6 m/h.

IV.2. Matériel et méthodes

IV.2.1. Dispositif expérimental

L'ensemble du montage (Figure IV.2) comprend :

- une colonne aérobie, remplie d'anneaux raschig (support inerte), qui reçoit à l'aide d'une pompe péristaltique, en flux ascendant, l'effluent à traiter à deux débits différents 4.54 et 9,08 mL/min, impliquant, respectivement, des vitesses de passage de 0.3 et 0.6 m/h.
- L'aération est assurée par un compresseur d'air alimentant en continu la colonne.

- Afin de favoriser la formation du biofilm sur le support, la colonne estensemencée avec des boues activées prélevées du bassin d'aération de la station d'épuration de Baraki.
- La température de travail est de $20 \pm 2^{\circ}\text{C}$.

Les caractéristiques de la colonne et du support utilisés sont portées dans le Tableau IV.1.

Tableau IV.1 : caractéristiques de la colonne et du support utilisés

Colonne	
- Diamètre (cm)	3.4
- Hauteur de la colonne (cm)	146
- Hauteur utile (cm)	109
- Support utilisé	Anneaux raschig de porosité de 0.7

IV.2.2. Méthodes d'analyse

Les méthodes d'analyse sont portées sur le Tableau IV.2.

Tableau IV.2 : Méthodes d'analyse utilisées

Paramètres	Réactif	Méthodes d'analyse	Normes AFNOR
- Phosphates (PO_4^{3-})	Molybdate d'ammonium	Spectrophotométrie	NFT90-023
- Matière organique (DCO)	Dichromate de potassium	Volumétrie	NFT90-101
- Nitrates (NO_3^-)	Acide sulfophénique	Spectrophotométrie	NFT90-012
- pH	-	pH métrie	NFT90-008

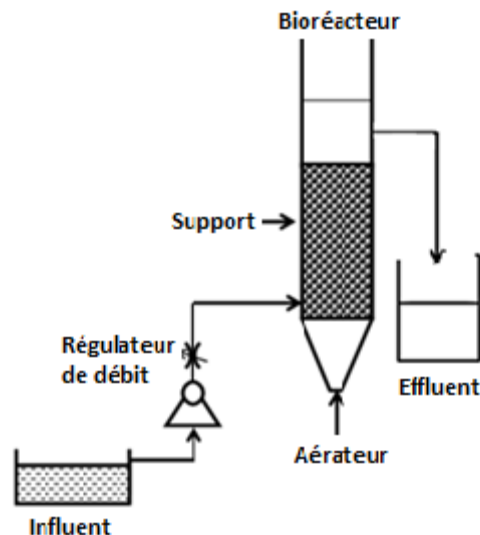


Figure IV. 2 : Dispositif Expérimental

IV.2.3. Composition de l'effluent à traiter

L'effluent à traiter correspond aux eaux de rejets de la laiterie de Birkhadem. Les échantillons sont prélevés régulièrement toutes les 48 heures. La composition chimique moyenne est donnée au Tableau IV.3.

Tableau IV.3:Composition de l'eau à traiter

- DCO (mg/L)	2980- 7200
- DBO ₅ (mg/L)	1693- 3470
- N-NH ₄ ⁺ (mg/L)	0.89- 1.8
- N-NO ₃ ⁻ (mg/L)	1.52- 46.65
- P-PO ₄ ³⁻ (mg/L)	6.8-25.6
- pH	5.5 - 7
- K (DCO/DBO ₅)	1.76-2.075

IV.3.Résultats et discussion

Comme il a été déjà indiqué précédemment, deux vitesses de passage ont été retenues : 0.3 et 0.6 m/h.

IV.3.1. Influence de la vitesse de passage sur le rendement de déphosphatation

IV.3.1.1. Evolution des phosphates pour les deux vitesses

L'influence de la vitesse est étudiée à : 0.3 et 0.6 m/h. La figure IV.3 représente l'évolution des rendements de déphosphatation en fonction du temps pour ces deux vitesses. Les résultats relatifs à l'évolution des phosphates en fonction du temps sont portés au Tableau IV.4 figure IV.4 pour la vitesse de 0.3 m/h, et le Tableau IV.5, figure IV.5 pour la vitesse de 0.6 m/h.

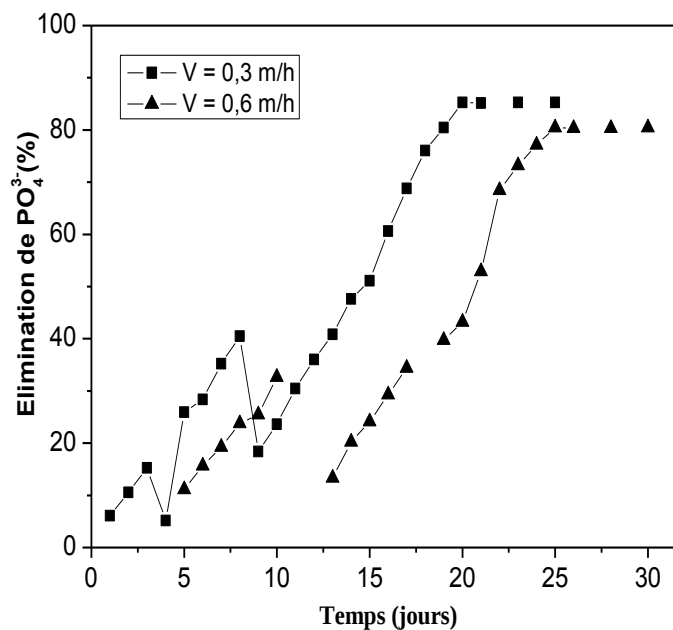


Figure IV.3 : Evolution de l'élimination des PO_4^{3-} en fonction du temps

L'examen de ses résultats permet de noter deux phases :

- **La première phase** est celle de la mise en régime du réacteur, elle est caractérisée par des fluctuations dans le rendement de déphosphatation entre le 1^{er} et le 9^{ème} jour. Cette phase correspond à la formation du biofilm et à l'adaptation des micro-organismes aux conditions opératoires. Selon (Hamitouche, 2012), le biofilm se développe rapidement puis se stabilise. L'épaisseur du biofilm est optimale lorsqu'un équilibre s'établit entre la croissance cellulaire (biodisponibilité en nutriments en fonction de l'épaisseur du biofilm) et l'érosion du biofilm, due aux forces hydrodynamiques appliquées. Par ailleurs, la formation d'un biofilm va engendrer la création d'un gradient de concentration, de pH, de zones d'aérobiose et d'anaérobiose, qui vont induire un nombre de variations dans le comportement des microorganismes.

Parmi les micro-organismes, les bactéries semblent les plus adaptées à la formation de biofilms en raison de leur petite taille, de leur taux de croissance élevé, leur capacité d'adaptation au milieu ainsi qu'à leur pouvoir à synthétiser des polymères extracellulaires. Au sein des biofilms, formés de communautés bactériennes, on peut trouver de nombreux genres et des espèces différentes.

- **La deuxième phase**, appelée phase de régime optimal, se traduit par une augmentation de l'efficacité du réacteur, et, donc, par une augmentation du

rendement de déphosphatation, qui atteint une valeur de 85.3 % au bout du 25^{ème} jour, conduisant à une eau traitée ayant une teneur en phosphates de 1.33mg/L. Cette teneur permet de répondre aux exigences normatives (≤ 2 mg/L). Durant cette phase, les microorganismes sont bien fixés au support, le biofilm atteint son épaisseur maximale avec une stabilisation de la biomasse fixée qui se traduit par une stabilité du rendement de déphosphatation.

- **V = 0.6 m/h**

Une défaillance dans le fonctionnement du dispositif expérimental le 1^{er} et le 4^{ème} jour a causé un arrêt de fonctionnement de la colonne (arrêt de l'aération), qui s'est traduit par une augmentation des concentrations en phosphates, probablement due à un stress anaérobie ayant favorisé un relargage des phosphates. Dès le rétablissement de l'aération, une diminution de ces concentrations a été observée.

Le pourcentage d'élimination des phosphates atteint alors 32.67 % lors du 10^{ème} jour et continue à augmenter pour se stabiliser à 80.50 % au bout du 30^{ème} jour, se traduisant par une concentration en phosphates dans l'effluent de sortie de 1,58 mg/L, cette concentration permet de satisfaire aux normes.

Notons, cependant, que c'est la plus faible vitesse (0.3 m/h) qui donne la meilleure performance d'élimination des phosphates par rapport à l'autre vitesse (0.6 m/h).

En effet, le rendement de déphosphatation atteint une valeur maximale de 85 % après 25 jours de fonctionnement à $V = 0.3$ m/h et 80.5 % après 30 jours de fonctionnement à $V = 0.6$ m/h. Cette efficacité s'explique par le fait que la plus faible vitesse correspond à un temps de contact plus important entre la biomasse et l'eau à traiter, d'où une meilleure élimination.

IV.3.1.2. Evolution de la DCO pour les deux vitesses

Les concentrations en matières organiques sont relativement élevées dans l'effluent à traiter, elles varient entre 2715 et 9540 mg/L à $V = 0.3$ m/h et entre 2650 et 9140 mg/L à $V = 0.6$ m/h. La dégradation de la matière organique, qui se fait parallèlement à l'assimilation des phosphates, se traduit par une baisse des valeurs de la DCO dans l'eau à traiter pour les deux vitesses (Figures IV.6 et IV.7).

- **V= 0.3 m/h**

Cette dégradation se traduit par une élimination de 97.1 %, conduisant ainsi à un effluent de sortie ayant une DCO variant entre 200 et 208 mg/L, soit une moyenne de 204 mg/L. Celle-ci dépasse la concentration fixée par les normes (<120mg/L), mais reste, cependant, acceptable.

- **V= 0.6 m/h**

La dégradation de la matière organique se traduit par une baisse des valeurs de la DCO, cette élimination atteint 95 % et conduit ainsi à un effluent de sortie ayant une DCO variant entre 200 et 500 mg/L.

Notons que cette élimination se poursuit même en période de non aération (entre le 1^{er} et le 4^{ème} jour), avec une diminution du taux de dégradation, confirmant ainsi l'hypothèse d'Arvin (1985a), selon laquelle, en période anaérobie, la pollution carbonée continue d'être dégradée par les micro-organismes épurateurs.

IV.3.1.3. Evolution des nitrates pour les deux vitesses testées

L'évolution des nitrates au cours du temps est portée aux Tableaux IV.8 et IV.9, Figures IV.9 et IV.10 (Annexe II). Les concentrations en nitrates dans l'eau brute varient entre 1,52 et 52,26 mg/L pour les deux vitesses, elles sont conformes à celles théoriquement rencontrées dans les effluents laitiers (Corthondo et *al.*, 2004).

L'examen de ces résultats permet de constater une augmentation des teneurs en nitrates à la sortie du réacteur (dans l'eau traitée), atteignant des valeurs comprises entre 2,23 et 59,33 mg/L pour les deux vitesses.

Cette augmentation est due à la nitrification qui se déroule dans le milieu en raison de l'aération apportée dans la colonne, celle-ci étant favorisée par la concentration en oxygène dissous.

Rappelons que la nitrification se déroule en deux étapes :

- **La nitrosation :** $\text{NH}_4^+ + \frac{3}{2} \text{O}_2 + \text{H}_2\text{O} \xrightarrow{\text{Nitrosomonas}} \text{NO}_2^- + 2\text{H}_3\text{O}^+$
- **La nitratisation :** $\text{NO}_2^- + \frac{1}{2} \text{O}_2 \xrightarrow{\text{Nitrobacter}} \text{NO}_3^-$

Les concentrations en nitrates dans l'eau traitée ne sont pas conformes à celles théoriquement attendues. Afin de réduire ces concentrations en nitrates, il serait judicieux de faire suivre cette colonne par une autre opérant en anoxie, pour provoquer une dénitrification.

Par ailleurs, la présence de fortes concentrations en nitrates dans l'eau n'a eu aucune influence sur l'assimilation des phosphates, cela laisse supposer qu'il s'est opéré une sélection de bactéries déphosphatantes au détriment des bactéries dénitrifiantes.

Pour la vitesse de 0.6 m/h, la dénitrification engendrée par l'absence d'oxygène dans le milieu, entre le 1^{er} et le 4^{ème} jour, a permis de réduire les teneurs en nitrates dans l'eau de sortie (Tableau IV.9).

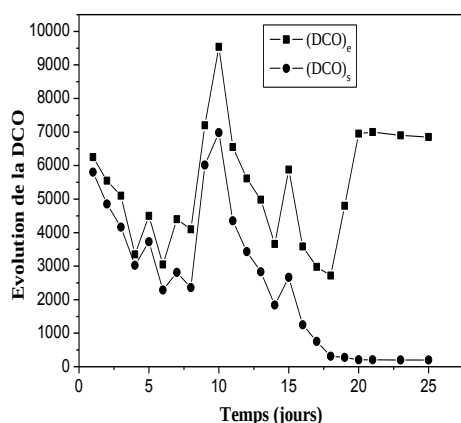


Figure IV.6 : Evolution de la DCO en fonction du temps pour une vitesse de 0.3 m/h

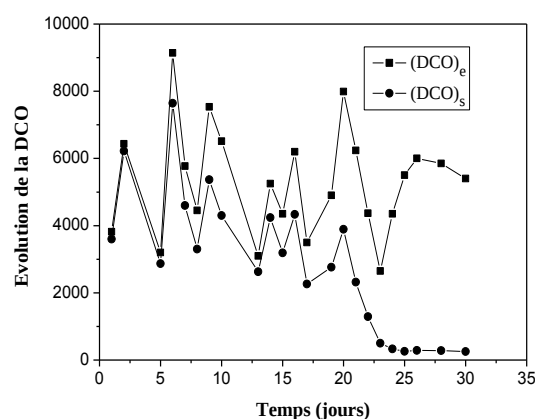


Figure IV.7 : Evolution de la DCO en fonction du temps pour une vitesse de 0.6 m/h

IV.3.1.4. Evolution du pH pour les deux vitesses

Le pH constitue un parfait indicateur de toute activité bactérienne déphosphatante. Les résultats de mesures du pH, obtenus lors de nos essais, sont portés aux Tableaux IV.10 et IV.11 (Annexe II).

Les valeurs du pH de l'eau traitée indiquent une augmentation de celles-ci par rapport à celles de l'eau brute. En effet, d'un intervalle de [5,43-6,95] dans l'eau brute, le pH passe à un intervalle de [5,89-8,20] pour l'eau traitée et ce, pour les deux vitesses. Ces valeurs satisfont aux exigences de l'assimilation biologique.

IV.3.2. Influence de la charge en phosphates C'_v sur le rendement de déphosphatation

La notion de charge volumique exprime la quantité de pollution apportée quotidiennement par unité de volume dans le réacteur. Elle s'exprime, généralement,

en kg de DCO/m³.J. En appelant C'_v , la charge volumique relative à la quantité de phosphates PO_4^{3-} apportée quotidiennement, nous obtenons :

$$C'_v = \frac{[PO_4^{3-}]_e}{V} Q \text{ (kg } PO_4^{3-} / m^3 \cdot J) \quad (19)$$

avec :

$[PO_4^{3-}]_e$: Charge volumique en phosphates à l'entrée (kg/m³).

Q : Débit d'alimentation (m³/J).

V : Volume utile de la colonne (m³)

Ces résultats, donnant le rendement de déphosphatation en fonction des différentes charges appliquées pour les deux vitesses, illustrés par les figures IV.11 et IV.12, montrent d'une façon générale une diminution du rendement de déphosphatation lorsque la charge en phosphates augmente. Ceci peut s'expliquer par le fait qu'à une faible charge à l'entrée, les micro-organismes épurateurs se trouvant dans le réacteur éliminent le maximum de phosphates.

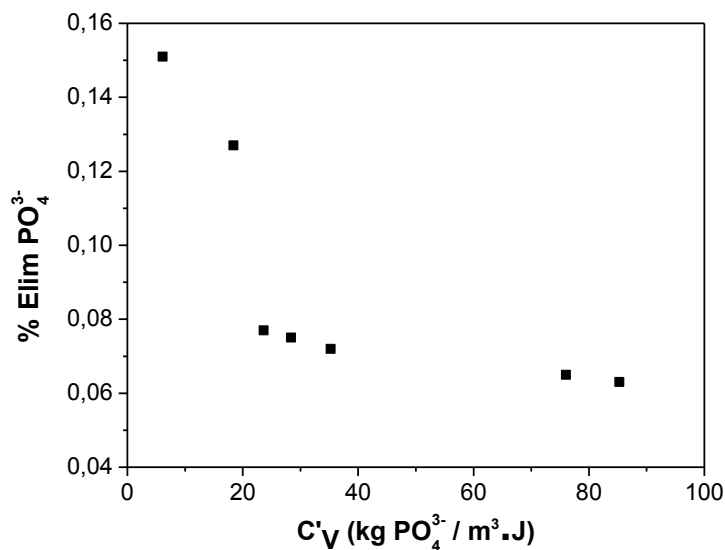


Figure IV.11 : Evolution de l'élimination des phosphates en fonction de la charge appliquée pour $V = 0.3$ m/h

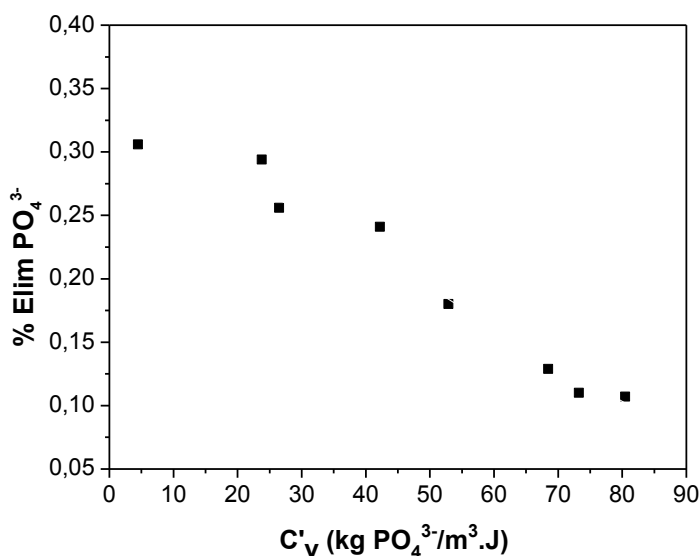


Figure IV.12 : Evolution de l'élimination des phosphates en fonction de la charge appliquée pour $V = 0.6$ m/h

IV.3.3. Bilan du phosphore dans les boues

Pour mettre en évidence l'assimilation biologique dans une biomasse, un meilleur paramètre que la concentration du phosphore dans l'affluent consiste à mesurer le pourcentage de ce phosphore dans la biomasse aérobie ou les boues rejetées. Comme le pourcentage de phosphore d'une biomasse non déphosphatante, traitant des eaux usées municipales, se situe autour de 1,5 à 2 %, un pourcentage plus élevé suggérera l'accumulation de réserves de polyphosphates. Le pourcentage de phosphore qu'une biomasse devra contenir est directement fonction de la quantité de phosphore enlevée et de la biomasse vidangée. Un bilan de masse simple ne considérant que l'affluent, l'effluent et les boues rejetées, permet d'établir le pourcentage de phosphore que devront contenir les boues.

Afin d'évaluer la quantité de phosphore piégé par les boues, nous procédons à la vidange des colonnes à la fin du traitement, les boues produites sont, alors, récupérées.

La concentration en phosphates dans les boues a été déterminée par une méthode inspirée de la norme AFNOR T 90-023. La méthode consiste, après calcination de l'échantillon à 550°C pendant 3h, en une minéralisation sous pression au persulfate de potassium en milieu acide concentré. Les minéralisats obtenus sont dosés par colorimétrie (formation en milieu acide d'un complexe avec le molybdate

d'ammonium et le tartrate double d'antimoine et de potassium, puis réduction par l'acide ascorbique en un complexe coloré bleu). Le protocole est détaillé en Annexe II.

Les résultats obtenus sont portés au Tableau IV.14.

Tableau IV.14 : Production de boues et quantité de phosphore dans les boues aux deux vitesses

	V = 0.3 m/h	V = 0.6 m/h
- Production de boues (g MVS)	5,74	4,02
- Quantité de P (mg P/g MVS)	7,52	5,55

Ces résultats permettent de constater que :

- le phosphore éliminé du milieu est bien piégé par le système biologique ;
- la quantité de phosphore piégé est d'autant plus importante que le temps de contact est important ou que la vitesse de passage est faible ;
- la quantité piégée est de 7,52 mg P/g MVS pour V = 0.3 m/h et 5,55 mg P/g MVS pour V = 0.6 m/h, suggérant ainsi une accumulation des phosphates par les microorganismes contenus dans les colonnes.

Conclusion

Les résultats relatifs à l'étude de l'influence de la vitesse de passage sur l'élimination des phosphates et de la DCO, nous permettent de tirer certaines conclusions à partir des données ci-dessous.

V ₁ = 0.3 m/h		V ₂ = 0.6 m/h.	
% Elim. moy. PO ₄ ⁻³	% Elim. moy. DCO	% Elim. moy. PO ₄ ⁻³	% Elim. moy. DCO
46.30	49.94	44.08	46.62

Ces valeurs permettent de noter que l'élimination est d'autant plus importante que la vitesse de passage est faible. C'est ainsi que l'élimination atteint 85 % environ en fin de traitement, pour une vitesse de 0.3 m/h, alors qu'elle est de 80 % pour une vitesse de 0.6 m/h. De même, 97 % environ de matières organiques sont éliminés pour une vitesse de 0.3 m/h, et 95 % le sont pour une vitesse de 0.6 m/h.

Nous avons, cependant, noté une augmentation de la concentration en nitrates, due à la nitrification qui s'est opérée dans les deux colonnes, et qui est favorisée par la concentration en oxygène dissous (2 - 3 mg/L).

De plus, la quantité de phosphore contenue dans les boues est plus importante à 0.3 m/h qu'à 0.6 m/h.

Ceci nous permet d'affirmer que :

La vitesse de passage de l'effluent dans le réacteur est un paramètre déterminant lors de l'élimination des phosphates. Cette élimination est d'autant plus importante que la vitesse de passage est faible, impliquant ainsi des temps de passage plus importants, ceci peut s'expliquer par le fait que les microorganismes disposent de plus de temps pour assimiler les phosphates.

La vitesse de 0.3 m/h a été retenue dans la conduite de nos essais.

IV.4. Application de la technologie du biofilm dans le processus d'élimination biologique du phosphore

Jusqu'à présent, presque toutes les applications industrielles de l'enlèvement biologique du phosphore (EBP) font appel à des variantes du système à boues activées. L'application de l'EBP dans des réacteurs à biofilm a été réalisée dans divers types de bioréacteurs : réacteur biologique séquentiel à biofilm, réacteur biologique séquentiel à bio-disques, réacteur biologique à lit fluidisé, réacteur biologique submergé à lit fixe, etc.

Le problème principal demeure l'exposition de la biomasse à une séquence anaérobie/aérobie, ce qui est essentiel pour la sélection des bactéries déphosphatantes, car sans la présence de cette alternance, on devrait s'attendre à une très faible efficacité d'enlèvement du phosphore par la biomasse fixée (Baljic et Leduc, 2002).

Dans une boue activée, cette séquence est accomplie dans l'espace alors que, dans un biofilm, cette réalisation s'obtient dans le temps. Les systèmes à biofilm doivent, donc, opérer pendant une période de temps limitée en anaérobie, ce qui n'est pas aisé. Les conditions environnementales nécessaires pour la croissance des bactéries bio-P

sont, particulièrement difficiles à développer dans un réacteur à biofilm opérant en continu (Wang et *al.*, 1998). Pourtant, les caractéristiques du processus à biofilm comme la concentration élevée de biomasse, la flexibilité opérationnelle et la facilité d'opération lui confèrent plusieurs avantages

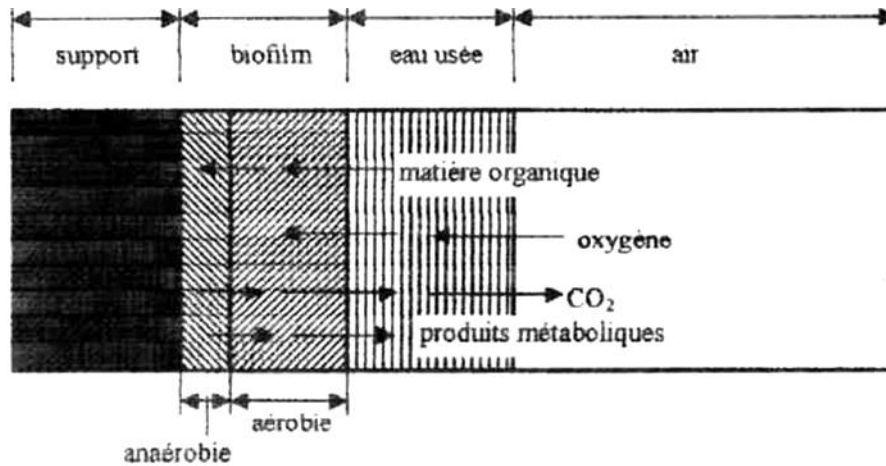


Figure IV.13 : Vue macroscopique d'un élément de biofilm (Baljic et Leduc, 2002)

Dans une technologie biofilm, les problèmes de gonflement de boues, de relargage secondaire du phosphore, souvent rencontrés dans les boues activées, sont évités.

De plus, l'indépendance entre le temps de rétention hydraulique et le temps de rétention de la biomasse rend plus facile l'optimisation du temps anaérobie (Gonçalves et Rogalla, 2000). Dans un procédé à biofilm, la séquence anaérobie/aérobie, favorable au développement des bactéries déphosphatantes, peut être atteinte par :

- l'utilisation d'un réacteur séquentiel (réacteur biologique séquentiel RBS en batch) à biofilm ;
- l'utilisation d'un réacteur à biofilm en continu, où la direction de l'écoulement et l'aération dans deux réacteurs sont changées en séquence.
- la réalisation d'une phase anaérobie en batch et une phase aérobie avec alimentation continue.

L'avantage principal du système RBS à biofilm est la réalisation de la séquence entière à l'intérieur du même réacteur. Pourtant, la coexistence des différents micro-organismes engendre une relation de compétition pour l'oxygène, spécialement entre

les micro-organismes déphosphatants (poly-P) et les bactéries nitrifiantes (Baljic et Leduc, 2002)

Il s'agit, donc, d'une investigation prometteuse mais qui nécessite d'être approfondie davantage.

Dans le cas de l'élimination biologique du phosphore, il suffit alors d'alterner des périodes de non aération et d'aération. L'étude de ces procédés reste, cependant, complexe (Falkentoft et *al.*, 1999). La phase anaérobie est nécessaire pour la réalisation d'une biodéphosphatation efficace dans le biofilm car durant cette période, les microorganismes déphosphatants stockent directement la matière organique, facilement biodégradable, principalement des substrats carbonés à courte chaîne moléculaire (AGVs), notamment l'acétate et le propionate (Sperandio, 1998, Smolders et *al.*, 1994, Chochoy, 2004).

Cependant, l'application de l'EBP au traitement des rejets industriels n'est pas commune, car ces effluents peuvent contenir des concentrations élevées en phosphates, qui sont de l'ordre de 150 mg/L, pour les effluents laitiers (Broughton et *al.*, 2008). Peu de travaux, portant sur la possibilité de l'application de l'EBP à ces effluents, ont été publiés.

Il est, donc, intéressant de voir comment les principes de base de la déphosphatation biologique peuvent être appliqués à une variété de procédés.

C'est ainsi que nous nous sommes proposé de concevoir un procédé à biofilm fixe complètement submergé, pour lequel l'alternance de conditions « anoxie-anaérobie-aérobie » serait obtenue par la mise en marche et l'arrêt de l'aération.

IV.4.1. Matériel et méthodes

IV.4.1.1. Dispositif expérimental

Le dispositif expérimental retenu pour cette étude (Figure IV.14) comprend :

- un bassin d'alimentation contenant l'eau à traiter ;
- deux colonnes remplies d'un support inerte (anneaux Raschig), qui reçoivent, à l'aide d'une pompe péristaltique en flux ascendant, l'affluent à traiter : la vitesse de passage de l'affluent dans les colonnes est de 0.3 m/h.
- Afin de faciliter le processus biologique, les colonnes sontensemencées avec des boues activées provenant d'une station d'épuration urbaine (STEP de Staouéli). La température

se situe entre 22 à 27°C, avec une moyenne de 24,5°C, due aux variations saisonnières (période juin-août).

- L'aération dans les deux colonnes est assurée par un compresseur d'air permettant de maintenir une concentration en oxygène dissous est comprise entre 3,5 et 4 mg O₂/L.

Le support utilisé dans les deux colonnes est inerte (anneaux Raschig), il permet la fixation du biofilm. Un taux de vide de 50 % de ce support permet de minimiser le risque de colmatage.

Le volume utile dans les deux colonnes est de 0,9 L. Une durée de cycle de 24h a été appliquée (Tableau IV.18)

Le débit d'alimentation dans chaque colonne est vérifié avant chaque remplissage de la cuve d'alimentation, afin de confirmer la vitesse de passage.

L'étude a été réalisée au laboratoire régional de l'environnement de Ben-Aknoun, qui relève du Ministère de l'Aménagement du Territoire et de l'Environnement.

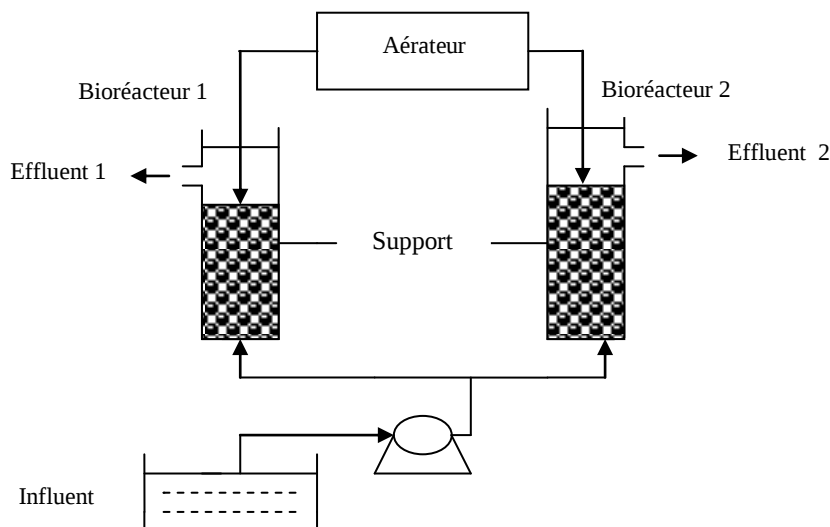


Figure IV.14: Dispositif expérimental

Cette unité pilote est de conception simple et de maintenance réduite.

IV.4.1.2. Caractéristiques de l'affluent

L'effluent à traiter est prélevé régulièrement toutes les 48 h. La composition chimique est la même que celle des essais précédents, la période de prélèvements est différente (Tableau IV.16).

Tableau IV.16 : Composition chimique de l'eau à traiter

- DCO (mg/L)	2750-5300
- DBO ₅ (mg/L)	2000-3000
- N-NH ₄ ⁺ (mg/L)	0.89- 48
- N-NO ₃ ⁻ (mg/L)	2,14-131
- P-PO ₄ ³⁻ (mg/L)	8.85-26.5
- pH	4.2-8.3
- K (DCO/DBO ₅)	1.375-1.76

IV.4.1.3.Méthodes d'analyse

Les mêmes méthodes d'analyse ont été utilisées que celles des essais précédents pour la DCO, les phosphates (PO₄-P), les nitrates (NO₃-N) et le pH (Normes AFNOR, Rodier, 1996). Les acides gras volatils (AGVs) ont été déterminés par CPG, appareil de marque Trace 2000, *TermoQuest*, équipé d'une colonne capillaire de type *DB-Waxter* (L= 30 m, diamètre = 0,25mm), d'un injecteur split/splitless, configuré en mode split et d'un détecteur à ionisation de flamme (FID) et comme gaz vecteur de l'hélium.

Durant la période d'étude, deux échantillons étaient prélevés journalièrement à partir de la cuve d'alimentation et ceci, à la fin de chaque phase d'opération. Les tests pour chaque échantillon prélevé portaient sur les paramètres cités.

IV.4.1.4.Conditions opératoires des réacteurs

Dans les Tableaux IV.17 et IV.18 sont présentés les caractéristiques et les conditions opératoires des deux réacteurs biologiques.

Tableau IV.17: Caractéristiques des colonnes et du support utilisé

- Colonne en verre	Diamètre (cm)	3,4
	Hauteur(cm)	140
	Hauteur utile(cm)	100
- Support utilisé	Anneaux Raschig	
- Caractéristiques	Diamètre intérieur (mm)	2
	Diamètre extérieur (mm)	5
	Porosité	0,7

Tableau IV.18: Conditions opératoires des bioréacteurs

Colonne 1	O ₂ dissous (mgO ₂ L ⁻¹)	Temps de rétention de l'affluent
- Aérobiose	3 – 4	16 h
- Anoxie	< 0,5	4 h
- Anaérobiose	< 0,1	4 h
La colonne 2 est aérée de façon continue (3 mgO ₂ /L)		

Bioréacteur 1(Colonne 1)

La phase anoxie, qui dure 4h, permet la diminution des concentrations en nitrates contenus dans l'eau à traiter. En effet, les rejets laitiers renferment d'importantes concentrations en matières organiques et en nutriments (Corthondo et *al.*, 2004).

Dans cette phase, les nitrates sont utilisés comme accepteurs d'électrons par les microorganismes.

A la fin de cette séquence, la colonne est obstruée durant 4h, dans le but d'amener le système à des conditions anaérobies, nécessaires au relargage des phosphates.

A la fin de cette phase, l'aération est reprise, elle permet l'assimilation des phosphates initialement relargués, parallèlement à la dégradation des matières organiques. Cette phase dure 16h.

La durée d'un cycle de fonctionnement de cette colonne est donc de 24 h.

Le choix de cette séquence de phases (Anoxie-Anaérobie-Aérobie) est basé sur le fait que durant la phase anoxie, les microorganismes utilisent la matière organique pour assurer la dénitrification, vient ensuite la phase anaérobie dans laquelle il y a relargage des phosphates parallèlement à la dégradation de la matière organique, celle-ci est suivie par la phase aérobie, qui assure l'assimilation des phosphates initialement relargués, tout en dégradant les matières organiques résiduelles.

De nombreuses études mentionnent le rôle perturbateur des nitrates durant la phase anaérobie, leur présence inhibe le relargage des phosphates (Comeau et *al.*, 1986 ; Rodgers and Wu, 2010 ; Hascoet and Florentz, 1985).

Bioréacteur 2 (Colonne 2)

Cette colonne est aérée de façon continue.

Plusieurs facteurs peuvent influencer le comportement des microorganismes bio-P et causer ainsi une perturbation de la performance d'un procédé de déphosphatation biologique. Parmi ces facteurs, citons :

- La durée du cycle (DC)

C'est temps mis avant que la biomasse ne soit réexposée aux mêmes conditions dans un nouveau cycle. La complexité du processus d'enlèvement du phosphore dans un système à

biomasse fixée n'est toujours pas très bien comprise. Pourtant, les résultats suggèrent que c'est un paramètre indépendant du contrôle du processus. Cette durée a un impact important sur l'activité biologique dans un biofilm soumis à une altération des conditions environnementales. Selon les essais de (Shanableh et *al.*, 1997, cités par Baljic et *al.*, 2002) ; l'effet initial de la variation de la DC est de modifier la disponibilité de l'oxygène dans le biofilm non aéré. Selon certains auteurs (Schön et *al.*, 1993, cités par Baljic (*op.cit.*)), le relargage du phosphore dans un système à boues activées commence entre 0.1 et 0.5 mg O₂/L dans l'eau usée.

Les conditions environnementales créées par la variation de cette durée ont un effet important sur le biofilm lui-même. Elles peuvent supporter ou inhiber le relargage et l'assimilation du phosphore, de même que pour la dénitrification. Dans le biofilm aéré, cette durée peut affecter le taux de nitrification.

Une courte durée n'offre pas un temps suffisant pour un relargage efficace. Par ailleurs, une très longue durée crée une biomasse saturée en phosphore dans la phase aérée et une biomasse épuisée lors de la phase anaérobie.

Le contrôle de la DC dans les systèmes à biofilm devrait, donc, permettre l'optimisation des caractéristiques de la biomasse impliquée dans l'enlèvement biologique du phosphore.

L'impact significatif de la DC sur l'enlèvement biologique du phosphore dans un système à biofiltres a été aussi démontré dans l'étude de (Shanableh et Hijazi, 1998, cités par Baljic (*op.cit.*)). Le système comprenait 2 biofiltres alimentés en continu, tandis que le troisième a été constamment aéré.

L'effet de la variation de la DC de 3, 12, 24 et 48 h sur le relargage du phosphore dans le système a été étudié. L'activité maximale de la biomasse déphosphatante dans le système aéré a été observée lors de la DC de 24 h. L'activité des bactéries bio-P, sur une base horaire, a, pourtant, atteint une valeur maximale pour une DC de 12 h. La saturation de la biomasse dans la phase anaérobie et son épuisement dans la phase aérobie se sont produits lors des DC supérieures à 12 h.

Pour notre part, nous avons opté pour une durée de cycle de 24 h.

- Temps d'anaérobiose

L'augmentation du temps d'anaérobiose n'a pas le même effet dans le réacteur à biofilm qu'avec la boue activée.

Dans cette dernière, l'augmentation agit simultanément sur la biomasse et sur le liquide, permettant la production de substrats facilement biodégradables, particulièrement les AGVs, dans la partie anaérobie par les bactéries fermentaires hétérotrophes.

Dans un réacteur à biofilm, la durée de cette phase agit, essentiellement, sur la biomasse fixée. Ceci permet d'optimiser le relargage du phosphore en contrôlant le temps d'exposition de la biomasse à l'anaérobiose.

La durée de la phase anaérobie représente un facteur important dans la sélection des bactéries déphosphatantes. Dans l'étude de Gonçalves et Rogalla (2000), une phase d'anaérobiose de 6 h a permis une plus grande efficacité sur la sélection des bactéries déphosphatantes qu'une phase anaérobie de 3 h.

En résumé, la durée de la phase anaérobie doit être soumise à deux conditions :

- 1°) elle doit être suffisamment longue pour que les bactéries déphosphatantes puissent développer leur mécanisme de stockage du substrat simple sous la forme de réserves internes de carbone.
- 2°) elle doit être un peu plus courte que la durée requise pour l'épuisement des réserves des polyphosphates.

La durée de l'aérobiose devrait avoir une valeur maximale qui peut assurer la croissance compétitive des bactéries poly-P, mais qui ne permet pas d'atteindre la phase endogène de leur croissance.

Pour notre part, nous avons fixé un temps d'anaérobiose de 4 h.

IV.4.2. Résultats et Discussion

Le suivi du fonctionnement des 2 bioréacteurs a été effectué après une période d'adaptation de 15 jours. Les résultats obtenus correspondent aux valeurs moyennes obtenues après 54 jours d'essais en continu.

IV.4.2.1. Evolution des phosphates

L'évolution des phosphates en fonction du temps conduit aux résultats portés sur la figure IV.15 et le Tableau IV.19 (Annexe II).

Le temps est exprimé en séries, chaque série représente la moyenne obtenue après 3 jours. L'influent présente une concentration moyenne en phosphates de 18.49 mg/L,

avec des concentrations variant entre 8.85 mg/L (série 16) et 26.4 mg/L (série 7) (figure IV.15), la concentration en P-PO₄ durant la série 7 est plus importante que durant les autres séries. L'effluent a une concentration moyenne en P-PO₄ de 12.9 mg/L, avec des concentrations minimale et maximale de 0.38 mg/L (série 16) et 21.63 mg/L (série 1) pour le bioréacteur 1 et 1.43 mg/L (série 16); 23.88 mg/L (série 1) pour le bioréacteur 2.

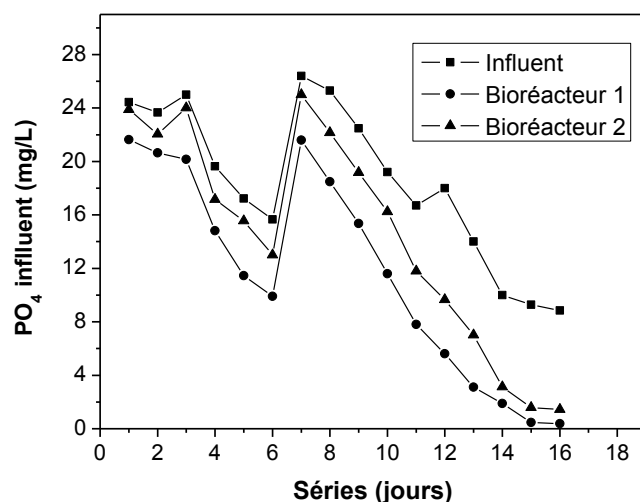


Figure IV.15: Evolution des phosphates en fonction du temps pour l'influent et l'effluent dans les deux bioréacteurs

La figure IV.16 montre l'évolution du rendement d'élimination des phosphates en fonction du temps dans les deux bioréacteurs.

Ces résultats montrent :

- des fluctuations dans les performances de l'élimination entre la série 1 et la série 8 de traitement, soit entre le 1^{er} et 24^{ème} jour (série 8), pour les deux colonnes. Ceci correspond à la phase initiale de formation du biofilm qui se traduit par une faible activité de ce dernier. La formation et le développement du biofilm est l'un des moments critiques dans les systèmes de traitements d'eaux usées à biofilm. En effet, la durée de démarrage de l'activité du biofilm est définie par le temps requis pour la formation de la structure trophique des composés de ce dernier, afin d'établir des interrelations entre ces composés.
- à partir du 24^{ème} jour, le rendement augmente pour atteindre 95,70 % pour la colonne 1 et 83,80 % pour la seconde colonne, conduisant à des valeurs de 0.80 et 1.43 mg/L dans

l'effluent, respectivement pour les colonnes 1 et 2. Ceci correspond à la phase lente de formation et de développement relatif d'un biofilm stable et actif.

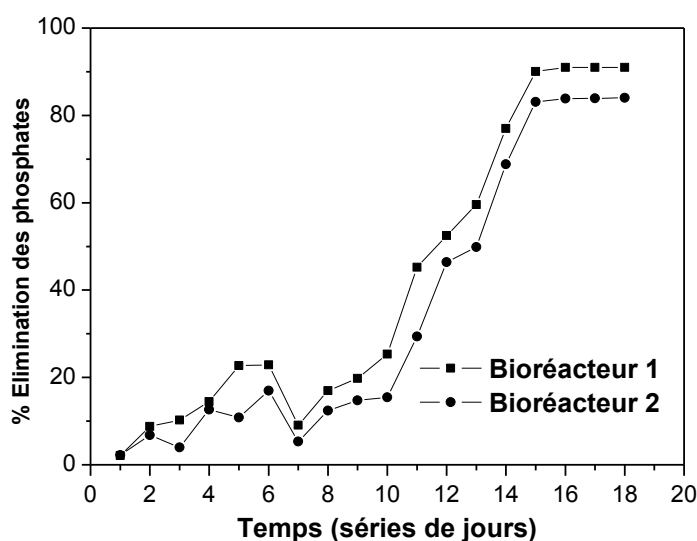


Figure IV.16: Elimination des phosphates en fonction du temps

Dans la suite de notre étude, nous ne considérerons que les résultats relatifs à cette phase.

Bioréacteur 1

En phase anaérobie, nous constatons un stress anaérobie partiel, qui se traduit par un faible relargage des phosphates. Les concentrations obtenues durant cette phase n'augmentent en moyenne que de 1 à 2 mg/L (Figure IV.17).

Ceci peut s'expliquer par :

- une courte durée de la phase initiale, à savoir : la phase de formation du biofilm. Cette durée est insuffisante pour permettre la spécialisation des bactéries responsables de l'élimination des phosphates. Une possibilité pour réduire le temps de démarrage du bioréacteur est l'addition de bactéries spécialisées dans les boues activées lors de l'ensemencement du réacteur (Schneider and Topalova, 2011).
- un faible temps de rétention de l'influent durant la phase anoxie. Ce temps peut être insuffisant aux microorganismes, pour le maintien des conditions anoxiques permettant la dénitrification nécessaire au relargage des phosphates. Les nitrates sont connus pour leur rôle inhibiteur du stress. Les concentrations en N-NO_3 sont très importantes dans l'influent, elles varient entre 2,14 et 99,55 mg/L. Ces valeurs sont compatibles avec celles, habituellement, rencontrées dans les rejets laitiers (Corthondo et al., 2004).

- un faible temps d'anaérobiose, qui peut assurer des conditions anaérobies dans la biomasse fixée. Selon Rogalla et *al.*, (2006), de longues durées d'anaérobiose (6h) s'avèrent plus efficaces que de courtes durées (3h) dans la sélection des bactéries déphosphatantes dans les procédés à biofilm. Selon le même auteur, la quantité de phosphore relargué durant 6h est de 50 % supérieure à celle relarguée durant la période de 3h.
- une compétition entre les PAOs (bactéries accumulatrices de phosphore) et les GAOs (bactéries accumulatrices de glycogène). Les GAOs peuvent emmagasiner les acides gras volatils comme les PAOs, mais aucun relargage n'est observé. Il est, également, connu que leur présence inhibe le relargage. Selon Bourdon (2005), l'activité des PAOs est limitée car la compétition entre elles et les GAOs est en faveur des PAOs à pH= 8,2.

Dans cette étude, la valeur moyenne du pH dans la phase anaérobie est de 6,34, elle est inférieure à 8. La présence des PAOs n'est, donc, pas confirmée. Une analyse microbiologique complémentaire permettrait, sans doute, de déterminer les espèces bactériennes impliquées dans l'élimination des phosphates durant cette phase.

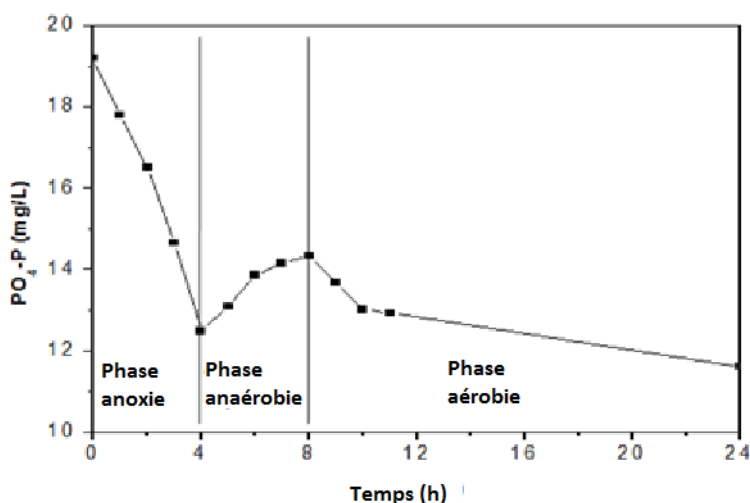


Figure IV. 17 : Evolution des phosphates durant une séquence de phases (série 10)

Bioréacteur 2

Une élimination moyenne des phosphates (27 %) a été obtenue. L'assimilation des phosphates contenus dans l'influent a lieu en milieu aérobie (cf. conclusion du chapitre III). Celle-ci est favorisée par la concentration en oxygène dissous (3mg/L).

Ce faible rendement d'élimination peut s'expliquer par une compétition entre les bactéries nitrifiantes et déphosphatantes. La présence de bactéries nitrifiantes est favorisée par les concentrations importantes en nitrates contenus dans l'eau à traiter.

Il serait, cependant, judicieux de faire suivre cette colonne par une autre, opérant en conditions anoxiques, afin de réduire par dénitrification les concentrations en nitrates contenus dans l'effluent, car la présence de ces derniers dans le milieu récepteur est aussi préjudiciable à l'environnement que celle des phosphates, étant donné que les deux peuvent induire le phénomène d'eutrophisation.

IV.4.2.2. Evolution de la DCO

La DCO moyenne dans l'influent durant la phase stable est de 579.75 mg/L. Elle a été réduite de 40.2% dans le bioréacteur 1 et 55.73 % dans le bioréacteur 2, conduisant à des concentrations moyennes de 434.73 et 295.45 mg/L, respectivement dans les bioréacteurs 1 et 2 (Figure IV.18), Tableau IV.20 (Annexe II).

L'élimination de l'azote et du phosphore est étroitement liée aux caractéristiques de la pollution organique biodégradable qui se divise en fraction facilement biodégradable et fraction fermentescible. Les acides gras volatils représentent 10 % de la DCO totale, donc la fraction fermentescible représente 10 % de la DCO.

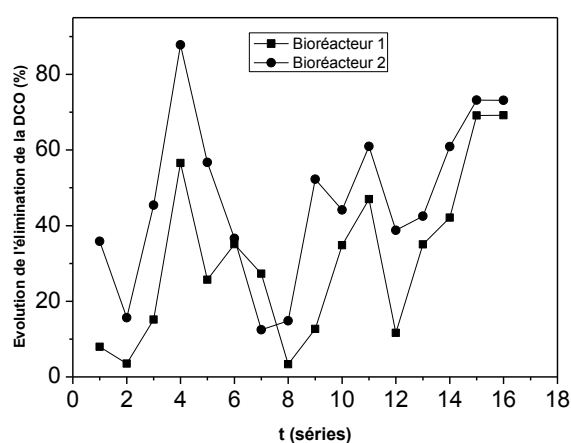


Figure IV.18: Evolution de l'élimination de la DCO

Bioréacteur 1

En conditions anaérobies, Les PAOs stockent les AGVs directement sous forme de PHA (polyhydroxyalcanoates). Ces molécules simples (AGVs) peuvent être soit présentes dans l'eau usée ou encore produites en phase anaérobie par la fermentation acidogène des autres

composés organiques (Meganck et *al.*, 1985). Cependant, la stœchiométrie de relargage, le plus souvent mesurée pour l'acétate, est assez variable. Smolders et *al.*, (1994), expliquent cette variabilité par l'influence importante du pH. En effet, le transport de l'acétate à travers la membrane cellulaire nécessite une quantité d'énergie, qui dépend du gradient du pH à travers cette membrane. Plus le pH externe est important, plus l'énergie nécessaire augmente, conduisant à une consommation plus importante des réserves de phosphates. Smolders et *al.*, (1994), proposent l'équation (20) :

$$Y_{PO_4} \left(\frac{\text{mol P}}{\text{mol C}} \right) = 0,19 \text{ pH} - 0,85 \quad (20)$$

A un pH proche de la neutralité, les rendements observés sont généralement de 0.4 à 0.5 g PO₄-P/g DCO. Dans cette étude, la valeur moyenne du pH dans la phase anaérobie est de 6.34 ; conduisant ainsi à un rapport $Y_{PO_4} = 0.35 \text{ (mol P/ mol C)}$, cette valeur est compatible avec celle trouvée par de nombreux chercheurs (cf. tableau IV.21)

Par ailleurs, dans les eaux de rejet de laiteries, les rapports DCO_{AGV}/P peuvent varier de 13/1 jusqu'à 60/1 (Broughton et *al.*, 2008). La littérature rapporte des éliminations importantes pour des rapports variant entre 7/1 et 10/1 pour les eaux usées domestiques. L'élimination biologique du phosphore pour les rejets de laiteries a été réalisée par (Broughton et *al.*, 2008 ; Comeau et *al.*, 1996), mais l'étude de Comeau s'est avérée être plus intéressante.

Tableau IV.21: Stœchiométries de relargage du phosphore en anaérobie (Sperandio, 1998)

Auteurs	mg COD / mg PO ₄ -P	Y _{PO4} (mgPO ₄ -P/mg DCO)
Mino et <i>al.</i> , 1987	4.10	0.24
Tasli et <i>al.</i> , 1987	1.42	0.70
Wentzel et <i>al.</i> , 1985	2.00	0.50
Abu Ghararah and Randall, 1991	2.70	0.37
Satoh et <i>al.</i> , 1996	1.40- 2.88	0.34- 0.71
Smolders et <i>al.</i> , 1994	2.17	0.46
Carlsson et <i>al.</i> , 1996	2.50-2.80	0.35- 0.40
Balamane et Aït-Amar, 2002	3.76	0.35

L'étude de (Broughton et *al.*, 2008), indique qu'une élimination totale du phosphore peut être obtenue pour un rapport DCO/P de 13/1, ce rapport est juste au-dessous du rapport qui peut être rencontré dans les rejets laitiers suggérant ainsi que l'élimination biologique du phosphore peut être envisagée pour ce genre de rejets. Il est à rappeler cependant, que leur étude a été réalisée avec une eau synthétique. Pour un effluent réel, d'autres paramètres sont à prendre en considération, notamment la consommation du carbone par les microorganismes compétitifs.

Dans cette étude, une élimination moyenne du phosphore de 45 % a été obtenue pour un rapport DCO_{AGV}/P de 16/1. Cette faible élimination est due au fait que l'étude a été réalisée avec un effluent réel.

Durant des essais réalisés avec une eau de rejet de laiterie, Comeau et *al.*, (1996), rapportent que la quantité de P contenue dans la biomasse est relativement faible, elle est de 7.6 %, cette faible quantité peut être due au fait que la proportion d'espèces bactériennes non accumulatrices de phosphore peut être supérieure à celle d'espèces accumulatrices de P. Les espèces non accumulatrices de phosphore peuvent stocker moins de phosphore que les PAOs.

Bioréacteur 2

L'élimination biologique du phosphore se fait parallèlement à la dégradation de la matière organique, de ce fait un faible rendement d'élimination du P (27 % en moyenne) induit une faible élimination de la matière organique résultant en une concentration moyenne dans l'eau traitée supérieure à la norme de rejet (535 mg/L).

IV.4.2.3. Evolution de l'azote

L'élimination du $N-NH_4$ dans les deux colonnes se fait par nitrification, ce qui conduit à une production importante de nitrates qui s'ajoutent aux quantités normalement présentes dans l'eau à traiter.

Bioréacteur 1

L'effet néfaste de la présence des nitrates dans la zone anaérobie est bien connu. En effet, en présence de nitrates ou de nitrites, les substrats facilement disponibles peuvent être consommés pour la dénitrification au lieu d'être stockés par les PAOs.

La quantité de nitrates contenus dans l'eau à traiter est très importante, elle est en moyenne de 67.4 mg/L, et est compatible avec les quantités généralement contenues dans les rejets laitiers (Boisson, 2000 ; Corthondo and Trepos, 2004 ; Ky, 1999).

Dans la phase anoxie, on devrait normalement assister à une diminution des concentrations en $N-NO_3$, ceci n'est pas le cas de notre étude, car la concentration moyenne en nitrates dans cette phase est en moyenne de 57.5 mg/L. Ceci peut s'expliquer par un faible temps de rétention de l'influent en phase anoxie, ce temps peut être insuffisant pour permettre une dénitrification. Cette dernière aurait permis un abattement des concentrations en nitrates.

Durant la phase anaérobie, la concentration en nitrates est en moyenne de 6,48 mg/L. Beaucoup d'études (Rodgers and Wu, 2010; Pambrun et *al.*, 2008) ont relevé le rôle perturbateur des nitrates dans les procédés d'élimination biologique du phosphore.

En outre, dans des travaux antérieurs, nous avons proposé des valeurs acceptables des nitrates en fonction de la DCO de l'influent (Balamane, 1995) :

- 4.5 mg/L de NO_3 pour une DCO de 300 mg/L
- 2.0 mg/L de NO_3 pour une DCO de 160 mg/L
- 1 mg/L de NO_3 pour une DCO de 140 mg/L

Ceci conduit à des rapports NO_3/DCO de : 0.015 ; 0.0125 et 0.007, respectivement. Comparativement, nous obtenons 6,48 mg/L de NO_3 pour une DCO moyenne de 505,5 mg/L, ce qui conduit à un rapport de 0,0128. Ce résultat est en accord avec ceux donnés plus haut.

Les concentrations en nitrates augmentent dans la phase aérobie atteignant une concentration moyenne de 45 mg/L, cette augmentation est conditionnée par la nitrification qui s'opère durant cette phase en raison de l'aération.

Bioréacteur 2

L'aération continue dans cette colonne (concentration en oxygène dissous de l'ordre de 3 mgO_2/L) a créé des conditions favorables à la nitrification, il en résulte ainsi une réduction de 31 % de l'azote ammoniacal (N-NH_4) de l'influent et une production importante de nitrates.

IV.4.3. Conclusion

Les systèmes à biomasse fixée en alimentation continue, ont montré leur aptitude à éliminer le phosphore contenu dans un rejet laitier. De faibles pourcentages d'élimination ont été, cependant, obtenus :

- 45 % en moyenne pour le bioréacteur 1 et 27 % pour le bioréacteur 2, pour les phosphates.
- 56.8 % en moyenne pour le bioréacteur 1 et 54.3 % pour le bioréacteur 2, pour ce qui est de la DCO.

De même, en raison de la nitrification qui s'opère dans les colonnes, d'importantes concentrations en nitrates ont été obtenues dans l'eau traitée.

La complexité du procédé à accumuler des bactéries déphosphatantes dans le biofilm, notamment l'hétérogénéité structurelle du biofilm, lui confère la possibilité d'abriter différents types de microorganismes. Ainsi, une grande diversité d'organismes est permise, et

des bactéries non compétitives mais possédant des facultés spécifiques peuvent se développer ; la sélection des PAOs dans le biofilm est de ce fait à vérifier. Un temps de rétention de l'influent dans la phase anoxie et les concentrations importantes en nitrates dans l'influent (compétition entre les espèces déphosphatantes et les non déphosphatantes) sont les principales raisons pouvant expliquer les faibles taux d'élimination des phosphates.

Le relargage partiel durant la phase anaérobie n'a pas permis le stockage de quantités importantes de P durant la phase aérobie. Toutefois, cette étude a permis de faire les observations suivantes :

- l'enlèvement biologique du phosphore à partir d'un effluent laitier est possible ;
- l'alternance de phases est importante pour une bonne élimination.

Ceci sera d'ailleurs confirmé par les résultats de la modélisation mathématique.

IV.4.4. Déphosphatation biologique avec alternance de phases

Dans le but d'essayer d'améliorer les performances de ce genre de procédés, et en tenant compte des fluctuations observées, une autre étude a été entreprise avec le même procédé où la séquence de phases a été maintenue identique, seule la vitesse de passage de l'influent dans la colonne ainsi que le temps de rétention dans chaque phase ont été changés.

Les conditions opératoires pour ce procédé sont donc :

- vitesse de passage de l'influent dans la colonne : 0.2 m/h.
- les temps de rétention dans chaque phase sont portés au Tableau IV.22.

Tableau IV.22: Conditions opératoires du réacteur

	Colonne 1	O ₂ dissous (mgO ₂ L ⁻¹)	Temps de rétention de l'affluent
-	Aérobiose	3 -4	4 h
-	Anoxie	< 0.5	16 h
-	Anaérobiose	< 0.1	4 h

IV.4.4.1. Dispositif expérimental

Vu que la déphosphatation biologique nécessite le recours à une alternance de phases, la présente étude est réalisée dans une colonne opérant avec une séquence de phases.

Le dispositif expérimental est analogue à celui de l'étude précédente, il comporte :

- un bassin d'alimentation contenant l'eau à traiter ;

- une colonne remplie d'anneaux Raschig, qui reçoit à l'aide d'une pompe péristaltique en flux ascendant, l'influent à un débit de $141.310^{-3} \text{ m}^3/\text{h}$, impliquant une vitesse de passage de 0.2 m/h ;
- l'aération est assurée par un compresseur d'air introduit de façon continue dans la colonne, qui estensemencée à l'aide de boues activées prélevées du bassin d'aération de la STEP de Staouéli ;
- l'étude a été réalisée à une température comprise entre 28 et 40°C (période : Juillet-Août).

Après ensemencement de la colonne, le système de traitement a été laissé en aération continue durant 15 jours, afin de permettre l'acclimatation des microorganismes épurateurs aux nouvelles conditions opératoires.

Lors du traitement des effluents urbains ou industriels, la flore microbienne utilisée comporte de très nombreuses espèces, l'adaptation à l'effluent se faisant initialement au cours de la période d'acclimatation durant laquelle, il ya synthèse des enzymes nécessaires à l'adaptation au nouveau substrat, puis tout au long du processus (Castillo, 2005).

Comme pour les essais précédents, l'étude a été réalisée au niveau du laboratoire régional de l'environnement de Ben-Aknoun.

Les conditions opératoires de ce dispositif expérimental sont portées au Tableau IV.24.

La colonne est maintenue dans des conditions anoxies durant 16h (soit de 16h à 8h du matin), afin de permettre aux microorganismes dénitrifiants d'utiliser l'oxygène des nitrates, ce qui réduit leur teneur dans l'influent et dont la présence est préjudiciable à la création de conditions anaérobies. A la fin de cette phase, la colonne est obstruée durant 4h, afin de permettre l'installation des conditions anaérobies nécessaires au relargage des phosphates. A l'issue de cette phase, l'aération assurée par un compresseur d'air introduit dans le réacteur est déclenchée, amenant ainsi le système à des conditions aérobies nécessaires à l'assimilation des phosphates initialement relargués, la dégradation de la matière organique et l'oxydation de l'azote ammoniacal.

Les caractéristiques du bioréacteur et du support utilisés sont résumés au Tableau IV.23

Tableau IV.23 : Caractéristiques du réacteur et du support utilisé

- Colonne en verre	Diamètre (cm) Hauteur (cm) Hauteur Utile (cm)	3.00 140 80
- Support utilisé	Anneaux Rachig	
- Caractéristiques	Diamètre intérieur (mm) Diamètre extérieur (mm) Porosité	2 5 0.7

L'eau à traiter est analogue à celle des essais précédents, la période de prélèvement est différente, sa composition est présentée au Tableau IV.24.

Tableau IV.24 : Composition de l'eau à traiter

- DCO (mg/L)	100- 1622
- DBO ₅ (mg/L)	70 - 685
- N-NH ₄ ⁺ (mg/L)	2.71- 53.84
- N-NO ₃ ⁻ (mg/L)	0.23- 12.33
- P-PO ₄ ³⁻ (mg/L)	6.54- 27.03
- pH	4.2- 7.73
- K (DCO/DBO ₅)	1.43- 3.36

Les méthodes d'analyse sont similaires à celles des autres essais (Rodier, 1996). La quantité de boues initiale avec laquelle avait étéensemencée la colonne est de 20 g/L (MVS = 16 g/L). Cette valeur nous a été communiquée par le laboratoire de la STEP de Staouéli, et a été confirmée par le laboratoire régional de l'environnement de Ben-Aknoun.

Durant la période d'adaptation, et afin de permettre la formation du biofilm et la fixation des microorganismes sur le support, la colonne a été mise en marche à très faible débit. A la fin de cette période, le débit a été ajusté à une valeur permettant d'avoir une vitesse de passage de 0.2 m/h.

IV.4.4.2. Résultats et Discussion

Les résultats de cette étude sont ceux obtenus après 31 jours de fonctionnement en continu.

IV.4.4.2.1. Evolution des phosphates

L'évolution des concentrations et du rendement d'élimination des phosphates en fonction du temps conduit aux résultats portés sur la figure IV.19 et IV.20 et le Tableau IV.25 (Annexe II).

L'examen de ces résultats permet de noter des fluctuations dans le rendement de déphosphatation entre le 1^{er} et le 7^{ème} jour, ceci correspond à la phase d'adaptation des microorganismes aux nouvelles conditions opératoires (alternance de phases). Celles-ci se traduisent par des concentrations en phosphates dans l'effluent comprises entre 0.11 et 10.25 mg/L.

Au-delà du 7^{ème} jour, l'élimination s'améliore pour atteindre 71 % en fin de traitement.

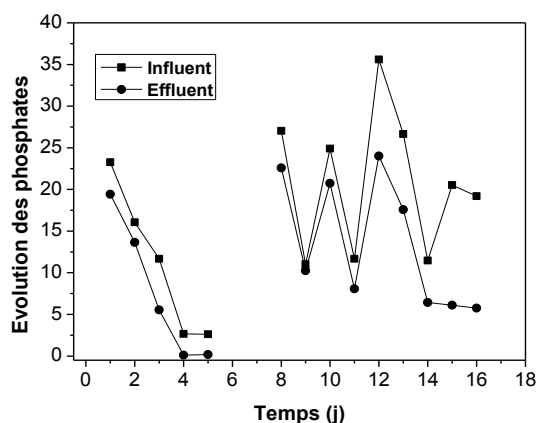


Figure IV.19 : Evolution des phosphates en fonction du temps

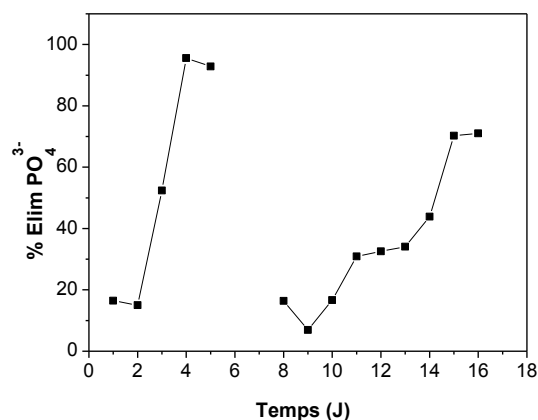


Figure IV.20 : Evolution du rendement de déphosphatation

Cette élimination est, toutefois, insuffisante par rapport à celle escomptée (80 %). Ce faible taux d'élimination peut s'expliquer par :

- les faibles quantités de matières organiques contenues dans l'influent ; l'élimination des phosphates est optimale en présence de fortes concentrations en matières organiques.
- Le faible relargage observé durant la phase anaérobie, l'augmentation des concentrations en phosphates varie entre 0.36 et 10,82 mg/L.

IV.4.4.2.2. Evolution de la DCO

L'évolution de la DCO en fonction du temps est portée au Tableau IV.26 (Annexe II).

La DCO moyenne dans l'influent de 559 mg/L a été réduite de 41.8 %, conduisant ainsi à une concentration moyenne de 337.8 mg/L dans l'effluent (Figure IV.21).

Comparativement à l'étude précédente, l'application de l'équation (20) conduit à un rapport Y_{PO_4} (molP/molC) de 0.31 pour un pH moyen de 6,1 et un rapport $DCO_{AGV}/P-PO_4$ de 3.2 (mg DCO/mg P- PO_4), cette valeur est compatible avec celle trouvée par d'autres chercheurs (Tableau IV.19).

Dans ce travail, une élimination moyenne du phosphore de 42.5% a été obtenue pour un rapport de 6/1. Cette faible élimination est due au déficit en matière organique (faible DCO) dans l'effluent à traiter.

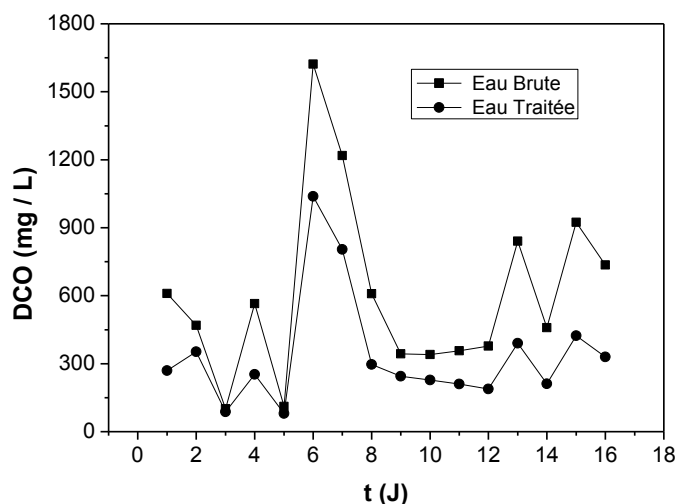


Figure IV.21 : Evolution de la DCO

IV.4.4.2.3. Evolution des nitrates

L'évolution de la concentration des nitrates en fonction du temps a donné les valeurs portées au Tableau IV.27 (Annexe II).

L'examen des résultats obtenus permet de constater :

- de faibles quantités de nitrates dans l'influent, comparativement à celles habituellement rencontrées dans les rejets laitiers ; elles varient entre 0.23 et 12.33 mg/L, avec une concentration moyenne de 2.37 mg/L.
- une diminution de ces quantités dans la phase anoxie, qui est due au fait que l'oxygène des nitrates est utilisé par les bactéries dénitrifiantes.
- de très faibles quantités dans la phase anaérobie, elles varient entre 0.01 et 2.07 mg/L. La quantité admissible de nitrates dans la zone anaérobie dépend de plusieurs paramètres, entre autres :
 - de l'apport de la pollution carbonée ;
 - du temps de séjour dans cette zone.

Par ailleurs, comparativement aux valeurs admissibles dans cette zone (paragraphe IV.4 .2.3.), nous obtenons 0.56 mg/L de N-NO_3 pour 350 mg/L de DCO en moyenne, ce qui conduit à un rapport $\text{N-NO}_3/\text{DCO}$ de 0,0015, ce résultat n'est pas en conformité avec les résultats

précédents. Comme le temps de rétention dans cette zone a été optimisé relativement aux résultats d'autres chercheurs (Baljic et Leduc, 2002, Gonçalves et Rogalla, 2000), la fluctuation observée peut être attribuée au déficit en MO.

- une augmentation de ces quantités en aérobiose, due à la nitrification qui se déroule dans le milieu, est favorisée par la concentration en oxygène dissous.

IV.4.4.2.4. Evolution du pH

Après mesure du pH à la fin de chaque phase, les résultats obtenus sont portés au Tableau IV.28 (Annexe II).

Des pH compris entre [5.5 et 8.5] assurent un bon développement de la flore microbienne.

Dans l'eau brute (l'influent), le pH varie entre [4.20 et 7.73] :

- en phase anoxie, on ne constate pas de variation significative de pH, celui-ci varie entre [4.63- 7.99].
- en phase anaérobie, le pH diminue par rapport à la phase anoxie, pour atteindre des valeurs comprises entre [4.56- 6.92].

Dans le cas de la déphosphatation biologique, le pH est aussi déterminant. Il intervient précisément au cours de la phase anaérobie en affectant l'énergie nécessaire au transport de l'acétate dans la cellule. Comme cette énergie provient en grande partie de la dégradation des polyphosphates, le rapport « phosphate relargué/acétate consommé » est sensible au pH ; il est plus élevé en milieu basique qu'en milieu acide (Filali, 2003). Le phénomène semble très complexe. On n'arrive toujours pas à expliquer comment le relargage du phosphore en fonction de l'accumulation de l'acétate dépend du pH.

Les valeurs obtenues dans cette phase sont à tendance acide, c'est ce qui explique le faible relargage observé dans cette phase. Selon Smolders et *al.*, (1994a), aux faibles pH (5.5), aucune énergie n'est requise pour le stockage de l'acétate, donc le ratio phosphate « relargué/acétate consommé » doit être faible.

Il faut souligner que les résultats présentés par Smolders et *al.*, (1994a) ont été obtenus suite à des expériences en batch et que la boue avait été exposée pendant de courtes périodes aux conditions de pH considéré. L'influence à long terme du pH sur le relargage des orthophosphates et sur le stockage de l'acétate en phase anaérobie n'a pas fait l'objet d'études particulières.

- En phase aérobie, le pH augmente pour atteindre des valeurs comprises entre [5,82- 7,89], il reste dans les limites de pH fixées par les normes [5,5- 8,5]. Par ailleurs, aucune étude, concernant l'influence du pH sur les cinétiques ou la stœchiométrie de l'EBP, sous des conditions aérobies, n'est connue (Baetens 2001 cité par Filali, 2003).

Dans la littérature, peu d'articles traitent de l'influence du pH ; ceux qui y font référence, se concentrent sur la zone anaérobie, et ne considèrent pas l'influence du pH sur l'ensemble du cycle. Des recherches futures sont nécessaires pour clarifier l'effet global du pH sur l'EBP. Ces expériences doivent prendre en compte non seulement l'effet à court terme mais aussi à long terme.

IV.4.4.3. Conclusion

Au terme de cette étude, les conclusions suivantes peuvent être tirées :

- de faibles concentrations en DCO, ont été observées.
- une élimination moyenne des phosphates de 42,5 % a été obtenue. Celle-ci est bien inférieure à celle escomptée et conduit à un effluent ayant une concentration moyenne en phosphates de 11,46 mg/L. Cette valeur est supérieure à la norme de rejet (≤ 2 mg/L).
- des concentrations en nitrates dans l'influent, inférieures à celles habituellement rencontrées dans les rejets laitiers ont été observées.

Le rendement d'élimination du phosphore est largement lié à la composition des eaux usées. Une forte concentration en DCO facilement assimilable étant favorable à la déphosphatation biologique, lorsque les eaux brutes sont diluées, soit par des eaux parasites ou pluviales, le rendement de déphosphatation peut alors descendre à 30-50 % (Daumer, 2007) (les paramètres essentiels de l'étude sont les performances épuratoires). Pour notre cas, vu que la période de prélèvement des échantillons correspond à une période de pluviométrie nulle (été), les faibles concentrations en MO peuvent s'expliquer par une dilution des eaux brutes par des eaux parasites, le point de prélèvement ayant été changé par rapport à l'étude précédente.

- l'élimination biologique du phosphore pourrait être appliquée avec succès au traitement des eaux de laiterie.
- les systèmes de biofilm fixe, avec alimentation continue, développés dans ces 2 études ont montré leur aptitude à éliminer le phosphore et la matière organique contenus dans les eaux usées laitières, en dépit du relargage partiel observé dans la phase anaérobie pour les bioréacteurs opérant avec une séquence de phases.

Cependant, les données expérimentales recueillies dans le cadre de cette étude sont insuffisantes et ne permettent pas de se prononcer de façon définitive sur l'application de l'amélioration de l'enlèvement biologique du phosphore dans ce genre de procédés.

Comme l'étude n'a été effectuée que sur un nombre limité de données, les résultats obtenus sont à interpréter avec précaution et, certains aspects de l'étude devraient être améliorés (analyses portant sur les PHA, la fragmentation de la matière organique...).

Certains points mériteraient d'être approfondis comme les conditions favorables à la croissance des PAOs, la détermination des souches bactériennes impliquées dans ce traitement, le rôle des AGVs autres que l'acétate ainsi que l'effet de la température...

Il est à retenir que les procédés biologiques d'élimination du phosphore sont complexes et souvent difficiles à gérer, c'est ce qui explique les fluctuations observées durant le suivi du traitement dans ces deux procédés.

Dans le but de tenter d'améliorer le rendement épuratoire dans les procédés à biofilms opérant en continu, nous avons procédé à une autre étude qui porte sur une possibilité de déphosphatation avec variation du support inerte.

IV.5. Traitement des rejets laitiers par culture fixée sur gravier

Le but de cette partie est d'adapter les procédés d'épuration à culture fixée sur support fin (CFSF), habituellement utilisés pour le traitement des effluents domestiques aux effluents industriels, notamment les rejets laitiers plus concentrés en matières organiques et en phosphore. Pour ce faire, il convient, cependant, de donner un aperçu sur ces procédés :

- les procédés d'épuration par cultures fixées sur supports fins, communément appelés CFSF, sont des procédés reproduisant les propriétés épuratoires des sols.
- leur spécificité réside dans l'absence de production de boues.

Ces techniques consistent à infiltrer les effluents dans des massifs de matériaux supports, en général du sable, qui sert de support au développement de la biomasse épuratrice. La relative simplicité d'utilisation et de maintenance dont bénéficie ce type de procédé, alliée aux bonnes performances qu'il présente en termes de traitement de la pollution organique, rend attrayante l'idée d'élargir leur capacité aux effluents plus concentrés. En effet, telles qu'elles sont utilisées actuellement, les CFSF sont principalement consacrées au traitement des eaux usées domestiques. C'est ainsi que nous nous sommes proposés d'essayer d'adapter ce genre de procédé au traitement du rejet laitier utilisé dans cette étude.

Le procédé en cultures fixées sur support fins est l'un des procédés disponibles pour le traitement des effluents agro-industriels (Menoret, 2001). Il fonctionne selon deux grands principes :

IV.5.1. Alternance de phases d'alimentation et de repos

Afin de permettre l'autorégulation de la biomasse et ainsi de prévenir le colmatage du filtre, des périodes de repos sont ménagées consécutivement à une période d'alimentation. La biomasse privée d'apport de substrat régresse alors par respiration endogène. Les périodes de repos permettent, également, la reconstitution du stock d'oxygène. Aux phases d'alimentation des filtres, succèdent des phases de repos d'une durée au moins égale (le double est préconisé, FNDAE n° 22, 1998). Durant cette phase, il ya autolyse de la biomasse produite au cours de la phase d'alimentation. L'alternance permet, également, la gestion de la croissance biologique, car comme dans tous les procédés biologiques, l'oxydation de la MO s'accompagne d'un développement bactérien. Si cette production de boue n'est pas équilibrée par des processus régulateurs, elle provoque le colmatage du filtre. Une bonne gestion de l'alternance (alimentation-repos) doit permettre d'éviter le colmatage.

IV.5.2. Alimentation par bâchées

Le principe de l'alimentation par bâchées consiste à stocker temporairement les eaux à traiter et à les envoyer sur le massif filtrant à fort débit, afin de faciliter la répartition uniforme de l'influent sur toute la surface du filtre, celui-ci est stocké en amont puis distribué par à-coups. Cette alimentation séquentielle permet en outre de maximiser les apports d'oxygène par convection.

L'adaptation des filières à cultures fixées sur supports fins consiste, essentiellement, en l'utilisation d'un support de biomasse plus grossier que le sable généralement utilisé. L'utilisation de filtres à gravier dans le traitement d'effluents concentrés est très intéressante au plan des performances. La filière envisagée consiste en l'infiltration d'un volume d'effluent sur un filtre à gravier (de granulométrie comprise entre 2-5 mm) de façon répétée. On recycle le percolat issu du filtre plusieurs fois par jour, avant de le remplacer par un effluent « neuf ».

L'utilisation d'une granulométrie plus grossière doit permettre de s'affranchir de deux limites principales des procédés à CFSF à savoir :

- la disponibilité en oxygène : l'épuration étant assurée par les bactéries aérobies, la présence d'oxygène dans l'atmosphère du massif est nécessaire au bon fonctionnement du procédé. L'augmentation de la granulométrie doit favoriser les échanges gazeux entre massif et atmosphère.
- le colmatage : la porosité supérieure ménagée par un filtre de granulométrie plus importante, limite les risques de colmatage biologique et physique des massifs. En infiltration-percolation sur sable, une cause majeure de dysfonctionnement est le colmatage, soit par développement biologique excédentaire ou par dépôt de MES.

Le recyclage de l'influent permet de compenser la réduction du temps de contact pollution-biomasse engendrée par des vitesses d'écoulement supérieures, tandis que les périodes de repos permettent une régression de la biomasse pour éviter un engorgement biologique.

Les modifications apportées par différents chercheurs (Choubert, 2002 ; Molle, 2003 ; Menoret, 2001) au procédé à culture fixée sur support fin sont :

- l'utilisation d'un support de granulométrie supérieure au sable pour augmenter les apports en oxygène nécessaire à l'épuration aérobie et diminuer le risque de colmatage. Le support choisi est du gravier de granulométrie (2-5 mm).
- l'allongement du temps de contact entre la pollution apportée par l'influent et la biomasse par le recyclage de l'eau à traiter.

IV.5.3. Mécanismes épuratoires

Les deux types de mécanismes mis en jeu dans l'épuration par CFSF sont de nature physique et biologique.

Les mécanismes chimiques de précipitation-dissolution et d'échange d'ions peuvent également être mentionnés. Cependant, selon Guilloteau (1992), seuls les sols de faible perméabilité sont partiellement concernés par le colmatage chimique. Pour notre part, le risque de colmatage chimique est écarté puisque la granulométrie du gravier est assez grossière.

IV.5.3.1. Mécanismes physiques

Les MES grossières sont retenues à la surface du filtre par action purement mécanique. Les particules plus fines sont retenues par blocage entre les pores, elles se fixent sur les grains.

Dans notre cas, l'effluent ne contient pas de MES, donc aucun colmatage physique du filtre n'a été observé.

IV.5.3.2. Mécanismes biologiques

La biomasse qui se développe sur le support granulaire sous forme de biofilm est à la base de l'épuration par cultures fixées. L'épuration biologique aérobie se divise schématiquement en deux phases :

- une phase rapide d'adsorption et d'accumulation des composés sous forme de réserves.
- une phase plus lente de minéralisation et d'excrétion des composés minéraux. C'est durant cette phase qu'a lieu la majeure partie de la consommation d'oxygène.

Une étape de dégradation préalable et extracellulaire de la MO, présente sous forme de macromolécules non directement assimilables, est à rajouter à ces deux phases.

Par ailleurs, et afin de garantir une bonne épuration biologique, deux points essentiels sont à prendre en considération dans le fonctionnement des filtres (Guilloteau, 1992) :

- l'hydraulique : l'effluent doit pénétrer dans le massif et avoir un temps de contact suffisant avec la biomasse épuratrice pour garantir une bonne dégradation de la pollution organique ;
- l'aération : l'oxygène doit pouvoir pénétrer à l'intérieur du massif et subvenir aux besoins des microorganismes aérobies, responsables de la dégradation de la pollution.

IV.5.4. Le filtre, un réacteur triphasique

Le massif filtrant est un milieu poreux triphasique (S-L-G). Les propriétés physico-chimiques du milieu et des polluants conditionnent la répartition de ces derniers entre ces trois phases. La capacité de rétention de la phase solide vis-à-vis des liquides, sa capacité à retenir plus ou moins fortement les polluants à la surface des particules solides ainsi que son activité biologique donnent au filtre un rôle important dans l'évolution des polluants en son sein. Les filtres doivent, donc, être considérés comme des réacteurs. Pour comprendre leur comportement, il est indispensable de connaître leurs propriétés fonctionnelles (Molle, 2003).

IV.5.4.1. La phase solide

La phase solide est constituée d'un ensemble de particules minérales (le granulat), ainsi que de matières organiques résultant du développement bactérien et de l'accumulation de MES.

IV.5.4.2. La phase liquide

L'eau est une composante essentielle du milieu, non seulement pour le maintien de l'activité biologique, mais aussi en tant qu'agent de dissolution pour une large gamme de substances et comme vecteur pour le transport des substances dissoutes.

IV.5.4.3. La phase gazeuse

La phase gazeuse est, généralement, un mélange d'air et de vapeur d'eau. La vapeur d'eau est toujours présente dans un sol non saturé. Si la phase gazeuse est souvent négligée dans l'étude des écoulements, elle est un facteur clé dans le maintien des performances biologiques du filtre. Il est nécessaire de se situer, le plus souvent possible, en conditions aérobies avec les filtres à écoulement vertical.

IV.5.4.4. Disponibilité en oxygène

Les filières à cultures fixées sur supports fins sont des procédés d'épuration essentiellement aérobies. A ce titre, la disponibilité en oxygène est un facteur important de leur fonctionnement.

Trois mécanismes sont susceptibles d'apporter de l'oxygène dans le massif filtrant :

- l'apport par dilution dans l'eau : peut être considéré comme négligeable car le coefficient de diffusion de l'oxygène dans l'eau est beaucoup plus faible que dans l'air.
- l'apport convectif lié aux mouvements de l'air dans le massif filtrant : il est généré par les variations du stock d'eau dans le filtre. Les apports sont maximums lorsqu'un volume de percolat est remplacé par un volume d'air.
- l'apport diffusif lié au gradient de concentration d'oxygène entre l'atmosphère et le massif, créé par la consommation bactérienne.

IV.5.5. Intérêt des procédés utilisant les biofilms

Les procédés à cultures fixées sont plus avantageux, comparés aux procédés à cultures libres :

- le glycocalyx qui entoure les microorganismes les protège des substances toxiques.
- l'hétérogénéité structurelle du biofilm lui confère la possibilité d'abriter différents types de microorganismes dans différentes niches écologiques. Ainsi, une grande diversité d'organismes est permise. Il a été prouvé que les bactéries nitrifiantes pouvaient se développer plus en profondeur au sein du biofilm, où l'oxygène est encore présent, mais elles n'entrent pas en compétition avec d'autres souches hétérotrophes à croissance plus rapide.

IV.5.6. Colmatage du milieu filtrant

Différents facteurs contribuent à l'accumulation de « bio-solides » en surface ou au sein des filtres.

Les deux principales causes du colmatage du filtre sont :

- la filtration de MES ;
- la production excessive de boues au sein du massif, qui est liée à la charge organique appliquée (Menoret, 2001).

IV.5.6.1. Le colmatage physique

Le colmatage des filtres par accumulation de MES est le processus le plus souvent cité dans la littérature. Cela est sans doute dû au fait que la plupart des études mettent en jeu des matériaux filtrants relativement fins, conduisant à une rétention importante de MES en surface.

Selon l'efficacité d'éventuels prétraitements, le filtre reçoit une quantité non négligeable de MES. Les plus grossières d'entre-elles sont retenues en surface de filtre par des actions purement mécaniques. Les particules les plus fines sont retenues par blocage entre les pores, interception et fixation sur les grains (Chachuat, 1998). Elles s'accumulent sur la plage d'infiltration et forment à plus ou moins long terme une couche « colmatante » à perméabilité réduite.

Plus le matériau support est grossier, plus les MES pénétreront en profondeur. Le colmatage sera ainsi retardé mais plus épais.

IV.5.6.2. Le colmatage biologique

Le colmatage biologique est engendré par l'occupation de la porosité du matériau par la biomasse et les sous-produits issus du métabolisme bactérien. En théorie, la production de boues issues de la dégradation de la charge organique est compensée par la respiration endogène des bactéries durant les périodes de repos auxquelles sont soumis les filtres. Si la production de boues devient supérieure au taux de décroissance de la biomasse ou si l'alternance des phases d'alimentation et de repos n'est pas correctement gérée, l'accumulation de boues peut survenir.

Des conditions anaérobies peuvent survenir localement, le métabolisme microbien peut alors s'accompagner de la production de composés tels que les polysaccharides, les dérivés d'acides uroniques, qui sont responsables de l'obstruction des pores.

De tels composés sont très difficilement biodégradables (Guilloteau, 1992, cité par Menoret, 2001).

Nguyen (2000) a estimé à plus de 90 % la fraction de MO non biodégradable, en étudiant la composition de la MO accumulée au sein d'un filtre horizontal planté de roseaux, en fonctionnement depuis 5 ans.

IV.5.6.3. Autres causes de colmatage

Il existe d'autres causes de colmatage parmi lesquels, citons : la précipitation chimique et le dépôt des sels dissous dans l'espace poral, ainsi que la croissance de racines dans le cas des filtres plantés de roseaux, par exemple.

IV.5.7. Facteurs influençant le colmatage

IV.5.7.1. La charge en MES

La concentration en MES de l'influent est un paramètre majeur du colmatage. Peu d'informations sont disponibles dans la littérature concernant la charge maximale admissible.

IV.5.7.2. La charge organique

La charge organique est responsable du colmatage des filtres. Elle influe directement sur la production de boues au cœur du massif filtrant. Ici, la charge polluante est, essentiellement, sous forme dissoute. Il existe peu d'informations sur la charge maximale admissible.

IV.5.7.3. Le type de support

La taille du matériau support et sa distribution granulométrique influencent le phénomène de colmatage. Il est évident qu'un matériau grossier supportera de fortes charges hydrauliques sans colmatage (Miller et *al.*, 1994). Par ailleurs, les capacités de ré-oxygénation des filtres sont supérieures avec des matériaux grossiers qu'avec le sable.

L'adaptation à l'effluent du procédé à culture fixée sur support fin, objet de l'étude, a consisté essentiellement en l'utilisation du gravier, du fait de sa disponibilité sur le marché.

L'utilisation du gravier comme support, nous a permis de l'affranchissement de deux limites principales des procédés à CFSF, à savoir :

- la disponibilité en oxygène : l'épuration étant assurée par des bactéries aérobies ;

- le colmatage, car une porosité importante apportée par un support de granulométrie importante limite les risques de colmatage aussi bien physique que biologique.

IV.5.8. Matériel et méthodes

IV.5.8.1. Dispositif expérimental

Le dispositif expérimental, installé dans l'enceinte du laboratoire régional de l'Environnement à Ben-Aknoun (Figure IV.22), est constitué :

- d'un bassin à partir duquel s'effectue l'alimentation en influent et la récolte de l'effluent qui va être recyclé.
- d'une colonne en verre garnie de 80 cm de gravier qui reçoit à l'aide d'une pompe péristaltique l'effluent à traiter.
- d'un régulateur temporel branché à l'alimentation de la pompe afin de la déclencher toutes les deux heures.

La température de travail correspond à la température ambiante du laboratoire, elle est comprise entre 20 et 25°C. Le débit d'alimentation est de 1,45 L/h

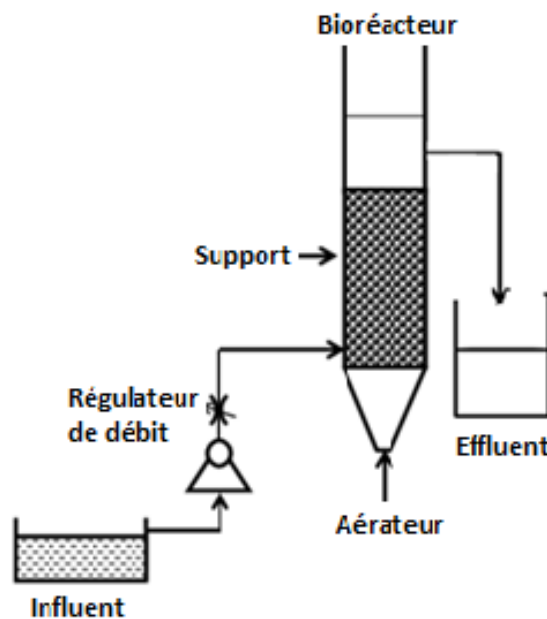


Figure IV.22 : Dispositif expérimental

IV.5.8.2. Caractéristiques physiques de la colonne et du support utilisé

Nous portons au Tableau IV.29, les caractéristiques de la colonne et du support utilisés.

Tableau IV.29: Caractéristiques de la colonne et du support utilisé

- Colonne en verre	Diamètre (cm)	3,4
	Hauteur(cm)	140
	Hauteur utile (cm)	80
- Support utilisé	Gravier	
- Caractéristiques	Granulométrie (mm)	2-5
	Porosité	0,4

IV.5.8.3. Composition de l'influent

L'eau à traiter est la même que celle utilisée lors des études précédentes, elle correspond à l'eau de rejet de l'unité COLAITAL de Birkhadem, prélevée à deux périodes :

- A la première : les prélèvements se sont opérés durant une période sèche correspondant à une température variant entre 34 et 37°C.
- à la seconde : les prélèvements se sont opérés par temps de pluie, ce qui fait que les rejets ont subi une dilution par l'eau de pluie.

La composition chimique de l'eau à traiter est portée au Tableau IV.30

Tableau IV. 30 : Composition chimique de l'eau à traiter

- DCO (mg/L)	300-600
- DBO ₅ (mg/L)	209-291
- N-NH ₄ ⁺ (mg/L)	4-11
- N-NO ₃ ⁻ (mg/L)	1,38-3,93
- P-PO ₄ ³⁻ (mg/L)	4-19
- pH	5,8-7,2
- K (DCO/DBO ₅)	1.43-2,06

IV.5.8.4.Méthodes d'analyse

Les méthodes d'analyse utilisées sont analogues à celles des essais précédents pour la DCO, les phosphates (PO₄-P), les nitrates (NO₃-N), l'ammonium (NH₄-N) et le pH (Normes AFNOR, Rodier, 1996).

IV.5.8.5. Rythme de fonctionnement

Afin d'accélérer la formation du biofilm, le massif filtrant estensemencé avec des boues activées de la STEP de Staouéli, qui fonctionne à moyenne charge. L'unité pilote est laissée en aération permanente durant une semaine pour permettre aux microorganismes de se fixer sur le support. A l'issue de cette semaine, le filtre est vidé des boues libres, l'alimentation par les eaux à traiter est, alors, initiée.

L'un des facteurs de grande importance pour le démarrage du processus de traitement des eaux usées est le type de microorganismes avec lesquels le biofiltre est inoculé. Selon Schneider et Topalova (2011), la littérature scientifique recèle de nombreux articles traitant de micro-organismes exogènes introduits lors du démarrage du processus de traitement. Il s'agit de microorganismes spécifiques ayant fait leurs preuves dans l'élimination de certains polluants cibles. Les études sont basées principalement sur l'application des boues activées issues de stations d'épuration des eaux usées dont l'utilisation, en tant que source d'inoculum, a l'avantage d'une grande biodiversité, c'est-à-dire une grande variété de microorganismes, d'enzymes et d'autres facteurs capables de créer une synergie entre leurs différentes fonctions métaboliques.

Afin de s'assurer d'une bonne fixation des microorganismes et du fait que l'on travaille sans recirculation de boues, le suivi des paramètres de contrôle du fonctionnement d'un traitement conventionnel ($\text{PO}_4\text{-P}$, DCO, $\text{NH}_4\text{-N}$, $\text{NO}_3\text{-N}$, pH) est effectué après une période d'adaptation de 15 jours.

Le fonctionnement du filtre est basé sur l'alternance des périodes d'alimentation et de repos. Les périodes de repos doivent permettre au filtre de récupérer des conditions propices à son fonctionnement (oxygénation et régulation de la biomasse). L'alimentation s'effectue par bâchées, le volume d'influent stocké dans le bac d'alimentation est envoyé en peu de temps sur le filtre. Entre deux bâchées, le filtre s'égoutte.

Le rythme choisi est d'une bâchée toutes les deux heures. Un même volume d'effluent circule durant 24 heures en circuit fermé dans le dispositif expérimental. Le temps de passage de l'influent à travers le filtre est de 30 min. Après douze passages, le volume d'effluent est retiré du circuit et est remplacé par un nouvel influent brut. L'opération est renouvelée pendant cinq jours, puis l'alimentation est stoppée durant 2 jours (le week-end).

Les prélèvements ont été effectués une fois par jour, à chaque préparation et récupération de l'influent après nettoyage du réservoir, pour ne pas perturber les analyses.

A noter que :

e : eau brute ou entrée (influent)

s : eau de sortie après douze passages dans le filtre (effluent)

Remarque :

- On observe une diminution des concentrations d'entrée des différents paramètres à partir du 7^{ème} jour d'alimentation car le renouvellement de l'alimentation s'est fait en période de pluie, ce qui a entraîné une dilution de l'influent.

- Les résultats relatifs aux premiers jours de fonctionnement de l'unité pilote ne sont pas retranscrits car ils correspondent à la période d'adaptation.

IV.5.9. Résultats et Discussion

Comme il a été déjà signalé, le suivi du fonctionnement de l'unité pilote s'est fait après une période d'acclimatation de 15 jours.

1. Evolution des phosphates

Les résultats relatifs au suivi de l'évolution des phosphates en fonction du temps sont portés au Tableau IV.31 (Annexe II) et figure IV.23 et IV.24.

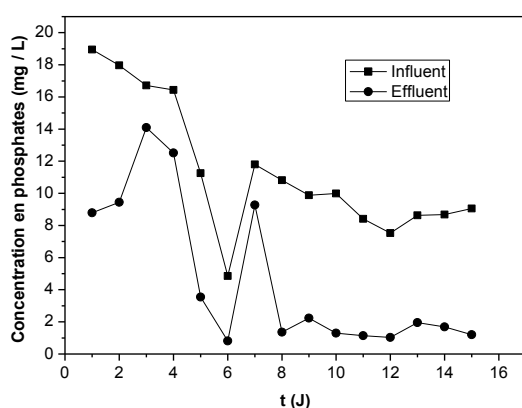


Figure IV.23 : Evolution des phosphates dans l'influent et l'effluent

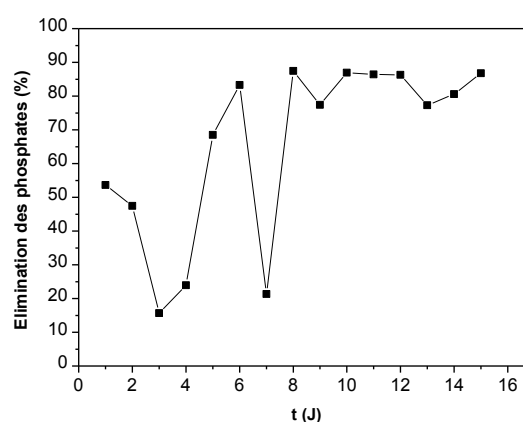


Figure IV.24 : Evolution de l'élimination des phosphates

Les résultats obtenus montrent une bonne élimination des phosphates durant toute la durée du traitement, celle-ci est, relativement, faible durant les sept premiers jours, en raison de l'adaptation des microorganismes aux nouvelles conditions opératoires (alimentation par bâchées). Les concentrations sont assez élevées, elles varient entre 11.3 et 18.95 mg/L.

A partir du septième jour, les eaux de rejet subissent une dilution par les eaux de pluie, le rendement de déphosphatation augmente, alors, pour atteindre une moyenne de 83.64 %, se traduisant par une concentration moyenne dans l'effluent de 1.49 mg/L. Cette valeur permet de satisfaire aux normes de rejet (≤ 2 mg/L).

L'élimination des phosphates se fait par assimilation par les microorganismes afin d'assurer leur croissance. En effet, une partie relativement importante du phosphore est utilisée pour la croissance bactérienne (assimilation). Les procédés biologiques d'élimination du phosphore sont complexes et souvent difficiles à gérer, c'est ce qui explique les fluctuations observées.

On ne peut, cependant, pas parler de déphosphatation biologique car la condition primordiale pour son accomplissement n'est pas satisfaite (alternance de phases anaérobie et aérobie). D'après la figure IV.13, il existe une alternance de phases dans l'environnement proche du biofilm, mais celle-ci n'est pas suffisante pour assurer un enlèvement biologique des phosphates.

2. Evolution de la DCO

Le suivi de l'évolution de la matière organique au cours de la période d'étude a conduit aux résultats portés au Tableau IV.32 (Annexe II) et figures IV.25 - IV.26.

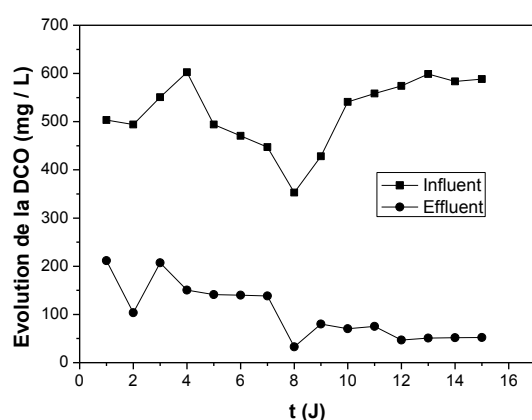


Figure IV.25 : Evolution de la DCO de l'influent et de l'effluent

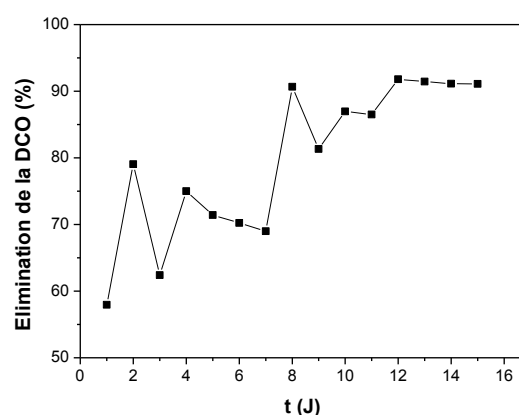


Figure IV.26 : Evolution de l'élimination de la DCO

Ces résultats montrent des concentrations en DCO variant entre 353 et 602 mg/L dans l'influent. Celles-ci diminuent dans l'effluent pour atteindre des valeurs comprises entre 33 et 211.76 mg/L, conduisant à une élimination moyenne de 79.73 % et une concentration moyenne de 103.6 mg/L. Cette valeur permet de répondre aux normes (≤ 120 mg/L).

Le système à CFSF semble, donc, bien adapté aux effluents laitiers.

3. Evolution des composés azotés

Les tableaux IV.33 - IV.35 (Annexe II) et figures IV.27 - IV.29 rendent compte des résultats relatifs au suivi de l'évolution de l'ammonium, des nitrites et des nitrates en fonction du temps.

• Evolution de l'azote ammoniacal

Notons que les teneurs en azote ammoniacal varient entre 4,09 et 10,58 mg/L dans l'influent ; elles diminuent dans l'effluent pour atteindre des valeurs comprises entre 2,14 et 8,13 mg/L,

impliquant une valeur moyenne 3.94 mg/L. Cette valeur permet de satisfaire aux normes de rejet (≤ 10 mg/L).

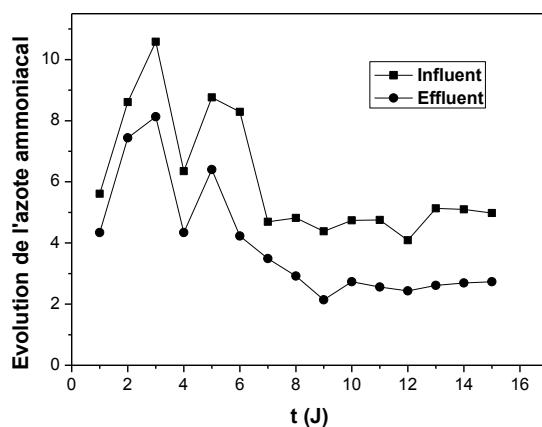


Figure IV.27 : Evolution de l'élimination de l'azote ammoniacal en fonction du temps

• Evolution des nitrites

Dans l'influent, les concentrations en nitrites sont très faibles, elles sont comprises entre 0,13 et 1,21 mg/L. Elles diminuent pour atteindre des valeurs comprises entre 0,05 et 0,84 mg/L dans l'effluent. Les nitrites étant une forme instable, les faibles valeurs peuvent s'expliquer par leur transformation en nitrates.

• Evolution des nitrates

Les valeurs en nitrates dans l'influent ne sont pas très importantes, elles varient entre 1.57 et 3.93 mg/L. Elles ne sont pas aussi importantes que les concentrations habituellement rencontrées dans les rejets laitiers (Corthondo, 2004, Ménoret, 2001). Ces faibles valeurs peuvent s'expliquer par une dilution par les eaux de pluie. Celles-ci diminuent pour atteindre des valeurs comprises entre 0.11 et 1.80 mg/L dans l'effluent. La diminution des concentrations en nitrates est le résultat de la dénitrification qui a lieu dans les zones du massif filtrant devenues anoxiques, sans qu'il soit, cependant, aisé de la quantifier (FNDAE N°25).

Lors d'un traitement biologique, l'azote est éliminé selon deux voies : l'assimilation et la nitrification/dénitrification.

Au cours de l'assimilation, les bactéries qui assurent le traitement de la charge polluante organique ont besoin d'azote pour leur métabolisme (Pambrun, 2005, Wouters-Wasiak, 1994).

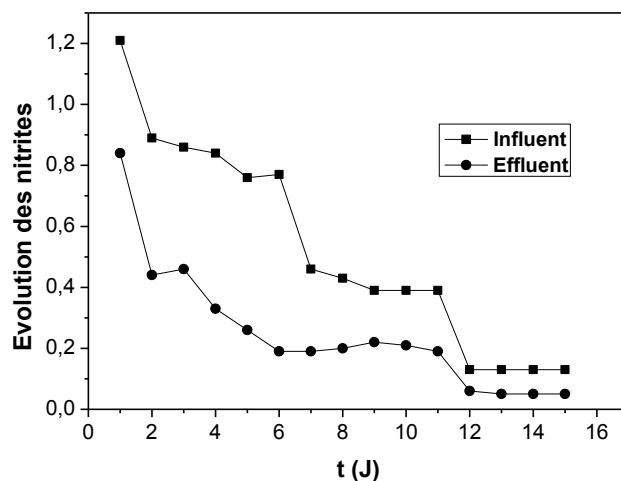


Figure IV.28 : Evolution des nitrites en fonction du temps

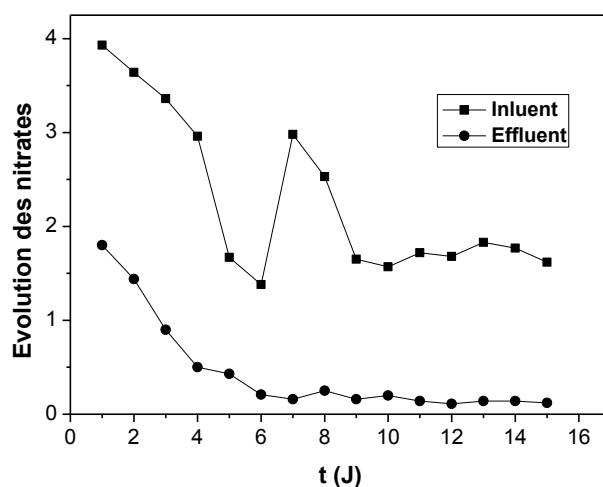


Figure IV.29 : Evolution des nitrates en fonction du temps

Lors de notre étude, nous n'avons pas observé de nitrification dans le massif filtrant car la concentration en oxygène dissous était faible dans la colonne. Les valeurs du Tableau IV.36 montrent de très faibles concentrations en O_2 dissous dans l'influent [0.01-0.09] mgO_2/L et légèrement plus importantes dans la colonne [0.2- 0.5] mgO_2/L , mais elles restent faibles pour induire une nitrification.

L'examen des conditions obtenues dans la colonne dans laquelle s'effectue le traitement (Tableau IV.37) permet de constater que la concentration en oxygène dissous ne permet pas

de satisfaire aux conditions de la nitrification. En effet, les valeurs obtenues dans la colonne varient de 0.18 et 0.5 mg O₂/L et restent, donc, inférieures à celles exigées pour la nitrification.

Tableau IV.36 : Evolution du pH et de l'oxygène dissous dans l'influent et l'effluent

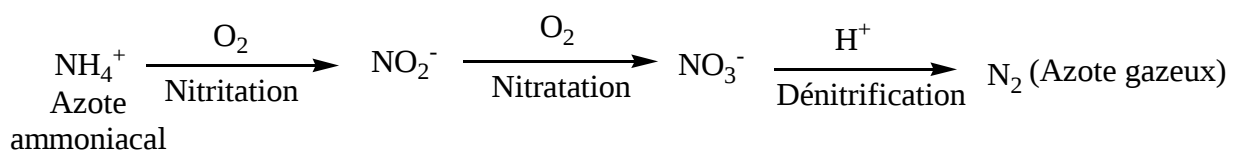
t (jours)	pH _{inf}	pH _{eff}	O _{2 inf}	O _{2 eff}
1	6.77	7.30	0,09	0.50
2	5.80	7.35	0.09	0.50
3	6.12	7.42	0.07	0.45
4	7.10	7.54	0.06	0.40
5	6.79	7.43	0.06	0.40
6	6.95	7.45	0.04	0.30
7	6.62	7.25	0.02	0.25
8	6.55	7.12	0.01	0.20
9	6.60	7.14	0.01	0.20
10	6.70	7.1	0.04	0.30
11	6.95	7.40	0.04	0.30
12	7.14	7.55	0.03	0.27
13	7.22	7.60	0.01	0.18
14	7.18	7.56	0.01	0.18

Les conditions favorables au processus de nitrification sont résumées dans le Tableau IV.37.

Tableau IV.37 : Conditions favorables à la nitrification (Wouters-Wasiak. 1994)

Paramètres	Valeurs
- Rapport C/N de l'influent	Faible
- T (°C)	<4°C
- pH	7.2 à 8.5
- O ₂ dissous	Concentration minimale : 0.5 à 3 mg/L, la fourniture d'O ₂ globale doit être suffisante

La nitrification est l'oxydation de l'azote ammoniacal en azote nitrique par des microorganismes spécifiques. Elle s'effectue en présence d'oxygène en deux étapes successives : la *nitritation*, réalisée par les bactéries nitreuses, particulièrement les *Nitrosomonas*, et la *nitratation*, réalisée par les bactéries nitriques (du genre *Nitrobacter*). Les nitrates sont, ensuite, réduits en azote gazeux, en absence d'oxygène dissous, durant l'étape de dénitrification.



Les bactéries nitrifiantes sont aérobies strictes. Leur croissance et, donc, la réaction de nitrification ne se font qu'en présence d'oxygène dissous. Il a été prouvé que les bactéries nitrifiantes se développaient plus en profondeur dans le biofilm où l'oxygène est encore présent pour la nitrification. Cependant, l'assimilation des phosphates requiert de l'oxygène et il y a compétition entre les bactéries déphosphatantes et nitrifiantes au profit des déphosphatantes pour l'utilisation de l'oxygène, c'est ce qui peut expliquer la bonne élimination des phosphates et l'absence de nitrification.

Pour le pH, la zone favorable à une bonne nitrification se situe entre 7.2 et 8.5, des pH inférieurs à 6.5 ralentissent la nitrification, et des pH inférieurs à 6 inhibent totalement la nitrification (Shammas, 1986 cité par Wouters-Wasiak, 1994), car il y a production d'acides, ce qui a pour effet de ralentir considérablement la vitesse de croissance des bactéries nitrifiantes. Dans l'effluent, le pH varie entre 7.12 et 7.60

En général, l'établissement d'un bilan de matière « entrée – sortie » des formes azotées est très difficile, voire impossible, en raison de l'instabilité et de la rapidité des mécanismes décrits ci-dessus au cours d'un cycle de fonctionnement, incluant une phase d'alimentation et de repos.

L'étude présentée a consisté en une modification du procédé « infiltration-percolation » sur sable, à travers la granulométrie du support (passage au gravier), afin d'augmenter les apports d'oxygène et imiter les risques de colmatage. L'absence de système d'aération forcée (grand consommateur d'énergie) et la volonté de proposer un procédé simple d'utilisation et exempt de gestion des boues rapproche le système étudié du procédé à culture fixée sur support fin (CFSF). La colonne retenue est garnie de gravier et alimentée en alternance, de façon à ménager des périodes de repos durant lesquelles la biomasse produite se régule par respiration endogène.

Dans cette étude, nous nous sommes intéressés à la performance de ce procédé à travers les rendements épuratoires de quelques paramètres, notamment, les phosphates, la DCO, les différentes formes d'azote, ainsi qu'à l'évolution du pH.

Les résultats obtenus se sont avérés très intéressants, en effet, 83,64 % des phosphates ont été éliminés et ceci s'est traduit par une concentration moyenne dans l'effluent de 1.49 mg/L (norme ≤ 2 mg/L), de même, un abattement important de la matière organique a été observé conduisant à une concentration moyenne en DCO dans l'effluent de 104,5 mg/L (norme 120

mg/L). Les concentrations des nitrates de l'eau à traiter étaient faibles, elles ont diminué en raison de la dénitrification opérée dans la colonne, ce qui a conduit à un pourcentage d'élimination en fin de traitement à 92.6 %. Le pH des eaux traitées se situe entre 7.12 et 7.60.

IV.5.10. Conclusion

Les résultats obtenus ont montré que l'élimination des phosphates est d'autant plus importante que la vitesse est faible. Elle atteint 85 % en fin de traitement pour une vitesse de 0.3 m/h, alors qu'elle est de 80.5 % pour une vitesse de 0.6 m/h. Parallèlement, 97 % des MO sont éliminées pour $V = 0.3$ m/h, et 95 % pour $V = 0.6$ m/h. Nos essais ont été conduits à 0.3 m/h.

La condition *sine qua non* pour la réalisation de l'EBP du phosphore est l'alternance de phases anoxie-anaérobie-aérobie.

Théoriquement, de grandes difficultés sont associées à la création de conditions alternées dans les systèmes à biofilm opérant en continu. A cet effet, deux dispositifs expérimentaux à biomasse fixée en alimentation continue, avec alternance de phases, au sein de chaque système, ont été étudiés. Les deux systèmes ont montré leur aptitude à éliminer les phosphates en dégradant la matière organique. C'est ainsi que 95.7 % des phosphates ont été éliminés parallèlement à une dégradation moyenne de la DCO de 56.8 % pour le premier système, de même 71 et 36 % en moyenne pour les phosphates et la DCO, respectivement, ont été éliminés avec le deuxième système. Mais en raison du faible relargage durant la phase anaérobie (pour les deux systèmes), l'élimination des phosphates peut être attribuée à leur assimilation par les microorganismes pour leur croissance et non pas à une déphosphatation biologique car l'établissement de l'alternance de phases au sein d'une même colonne s'est avéré difficile à établir, notamment en raison des fluctuations des paramètres opératoires.

Un autre système de traitement a été étudié, il s'agit d'un procédé hybride combinant lit bactérien et « infiltration-percolation » sur sable. La modification de la granulométrie (passage du sable au gravier) a permis non seulement d'augmenter les apports en oxygène au sein du massif filtrant, mais aussi de limiter les risques de colmatage.

Les performances épuratoires sont résumées dans le Tableau IV.38.

Enfin, compte tenu des concentrations importantes en phosphore des boues épuratrices, celles-ci peuvent être valorisées en agriculture si la concentration en métaux lourds le permet.

Tableau IV.38 : Performances épuratoires du procédé à CFSF

Paramètres	Influent	Effluent	Concentrations moyennes dans l'eau traitée.	Normes
P-PO ₄ (mg/L)	4.86 - 18.95	1.03 - 12.51	1.49	≤ 2
DCO (mg/L)	352.94 - 602.35	32.94 - 211.76	104.5	≤ 120
N-NO ₃ (mg/L)	1.38 - 3.93	0.11 - 1.80	0.45	≤ 10
pH	6.12 - 7.22	7.12 - 7.60	-	6.8-8

IV.6. Elimination des phosphates par traitement combiné sur support actif

Nous nous proposons dans cette partie d'examiner les possibilités de traitement des rejets laitiers par combinaison des procédés physico-chimique et biologique et d'en comparer les performances. Il s'agit en fait d'une élimination biologique à culture fixée sur support actif. Le processus physico-chimique est assuré, dans ce cas, par le support supposé être chimiquement actif.

Avant de procéder à cette étude, il nous paraît utile de donner un aperçu aussi bien sur le traitement des eaux usées sur support, ainsi que sur les techniques d'élimination des phosphates par combinaison des procédés physico-chimique et biologique.

IV.6.1. Théorie sur le traitement des eaux sur support

IV.6.1.1. Traitement biologique des eaux sur support

Les recherches en cours s'intéressent aux mécanismes « bactérie-support-substrat », permettant une fixation importante de bactéries et une élimination optimale des matières polluantes.

Parmi les espèces bactériennes actives, se développent essentiellement celles qui sont capables de dégrader le maximum de matières organiques en des temps les plus courts possibles. La composition de la microflore dépend de divers facteurs forts complexes et difficiles à définir totalement, car s'il est relativement aisé d'estimer une densité bactérienne, la part à accorder aux interactions bactériennes, notamment aux phénomènes de compétition dans la croissance des populations, ne peut être précisée.

En général, les composés facilement dégradables, tels que les protéines ou les hydrates de carbone, peuvent être utilisés par une très grande variété d'espèces bactériennes. Toutefois, certaines d'entre-elles, qui ont un taux de croissance plus élevé, se multiplient plus activement et, parfois même, libèrent dans le milieu des produits de métabolisme qui peuvent inhiber les compétiteurs.

Cependant, tous les microorganismes qui utilisent les mêmes facteurs nutritifs n'entrent pas pour autant en compétition, il arrive que certains substrats ne puissent être utilisés que par l'action complémentaire de plusieurs espèces. Ainsi, il est difficile de réaliser l'inventaire des différentes espèces bactériennes qui entrent en jeu dans l'épuration.

Si l'on retient, par contre, le cas favorable de bonnes conditions d'environnement (eau bien oxygénée, par exemple, il s'effectue une sélection naturelle parmi les espèces qui vont se développer.

IV.6.1.2. Traitement combiné physico-chimique et biologique

La déphosphatation apparaît comme un phénomène complexe. La maîtrise de la voie biologique est plus difficile que la voie physico-chimique. La solution mixte permet de garantir la qualité du rejet.

La déphosphatation physico-chimique est l'une des méthodes les plus appropriées pour l'élimination du phosphore. Dans les solutions aqueuses contenant des orthophosphates, chacune des espèces Fe^{2+} , Fe^{3+} , Al^{3+} et Ca^{2+} , forme des précipités de très faible solubilité. Pour des raisons cinétiques, Fe^{2+} , Fe^{3+} , Al^{3+} sont les plus fréquemment utilisés dans le traitement des eaux, car ils sont capables de former des floccs facilement décantables en des temps très courts (Wang et *al.*, 2006).

Par ailleurs, la déphosphatation biologique consiste en une accumulation du phosphore dans la biomasse et son assimilation. Les hypothèses formulées, quant aux mécanismes biologiques, indiquent une précipitation chimique du phosphore organique au voisinage des bactéries et son accumulation par les microorganismes eux-mêmes (FNDAE n°29).

Ces précipitations seraient dues à une élévation du pH ou à une augmentation de la concentration d'ions précipitants (Roques, 1990).

De nombreux auteurs (Spatzierer et *al.*, 1985 ; Barnard, 1975), ont montré qu'une culture bactérienne soumise à des conditions anaérobies, alors que sa concentration en Ca^{2+} intracellulaire diminue, rejette du phosphore, du potassium et du magnésium (Le potassium et le magnésium étant des ions stabilisateurs des polyphosphates intracellulaires). La libération d'ions phosphates provoque une baisse de la concentration en Ca^{2+} , d'où l'hypothèse d'une précipitation.

Le traitement combiné du phosphore, qui associe les voies biologique et physico-chimique, présente les avantages de ces deux filières.

Nous nous sommes, donc, proposé d'examiner les possibilités d'un traitement mixte combinant les réactions chimiques de précipitation des phosphates et les mécanismes biologiques de leur élimination. Ainsi, il s'agit de précipiter chimiquement les phosphates à éliminer par passage de l'effluent sur un matériau basique et de faire assimiler les phosphates résiduels par les bactéries qui se développent sur ce matériau.

Cependant, et avant d'entamer une étude en continu dans un réacteur biologique à biofilm aéré dans lequel le support est actif chimiquement, nous avons entrepris une série d'essais en batch, afin de montrer la complémentarité des deux processus.

IV.6.2. Matériel et Méthodes

IV.6.2.1. Dispositif expérimental

Le réacteur dans lequel les processus physico-chimique et biologique ont lieu, est un bécher de 0.5 L disposé sur un agitateur magnétique. En plus de la liqueur mixte (effluent à traiter + boues activées) d'un volume de 350 mL (200 et 150 mL de boues activées), il contient 5g de matériau permettant la précipitation. Il s'agit de roches calcaires et de roches ferrugineuses concassées dont la composition est donnée au Tableau IV.39.

Tableau IV.39 : Composition chimique des matériaux précipitants (ENDMC)

Composition (%)	Roches calcaires	Roches Ferrugineuses
- SiO ₂	4.72	5.45
- AlO ₃	0.72	0.19
- Fe ₂ O ₃	0.78	48.73
- CaO	41.26	17.56
- MgO	8.55	2.64
- SO ₃ ⁻	0.02	0.20
- K ₂ O	0.07	0.04
- Na ₂ O	0.04	0.30
- Pertes au feu	42.72	22.04
- TiO ₂	0.036	0.042
- MnO ₂	0.062	1.40
- P ₂ O ₅	0.275	0.723
- Cr ₂ O ₃	0.005	0.012

La détermination de la composition chimique des matériaux précipitants utilisés a été réalisée au Laboratoire de l'entreprise nationale de développement des matériaux de construction (ENDMC), sise à Boumerdès. Elle fait apparaître une présence importante d'oxydes de calcium et de magnésium (49.81 %) pour les roches calcaires. Les roches ferrugineuses présentent une teneur en Fe₂O₃ égale à 48.73 %. Sont rangées sous le nom de roches ferrugineuses, celles qui contiennent au moins 10 % de fer sous forme de Fe₂O₃.

Les essais se sont faits à température ambiante, soit $22 \pm 2^\circ\text{C}$. Les méthodes d'analyse pour ces essais restent analogues à celles des cinétiques précédentes (Chapitre III).

IV.6.2.2. Influence de l'ajout d'un matériau précipitant sur l'élimination des phosphates

Afin d'examiner la possibilité de la combinaison des processus biologique et physico-chimique, les essais ont été réalisés avec :

- l'effluent à traiter seul ;
- ajout du matériau précipitant (Roches calcaires et ferrugineuses).

La concentration initiale en phosphore dans l'effluent à traiter a été fixée à 10.45 mg/L.

Sur les Tableaux IV.40 - IV.42 (Annexe II) et les figures IV.30- IV.31 sont portés les résultats obtenus, en suivant l'évolution de la concentration et du rendement d'élimination des phosphates en fonction du temps, respectivement.

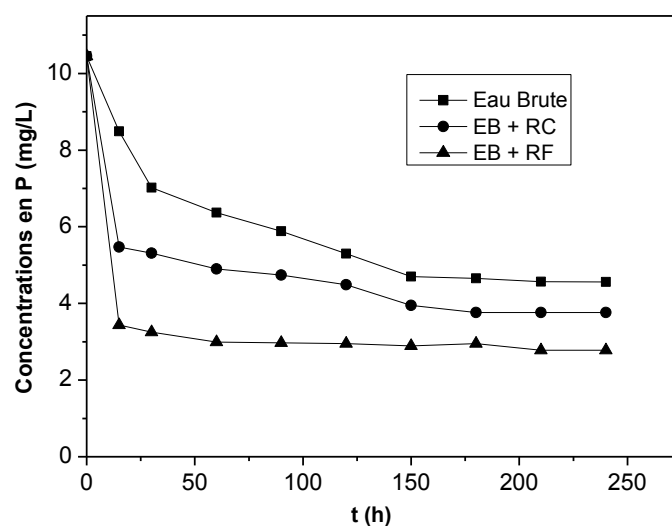


Figure IV.30 : Evolution des phosphates

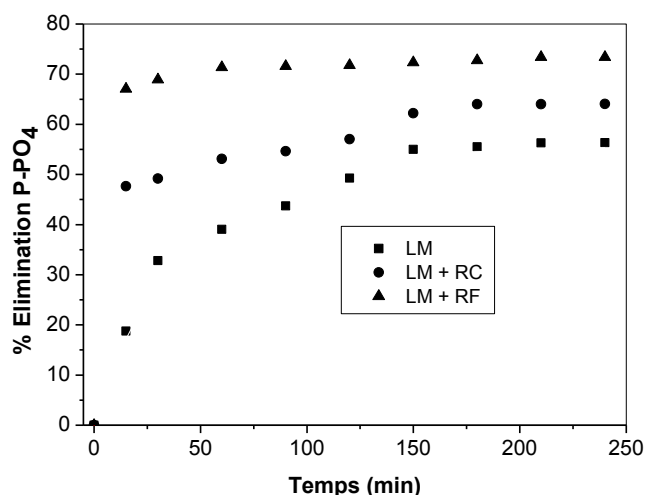


Figure IV.31 : Evolution de l'élimination des phosphates

avec :

L.M = Liqueur mixte (processus biologique : Effluent à traiter + boues activées)

R.C = Roches calcaires (Effluent + roches calcaires)

R.F = Roches ferrugineuses (Effluent + roches ferrugineuses)

L'analyse de ces résultats nous permet de noter que :

- l'utilisation d'un matériau calcaire ou ferrugineux permet d'améliorer le processus d'élimination des phosphates. En effet, de 40.67 % pour le processus biologique seul, l'élimination moyenne passe à 51.58 et 64.26 %, en utilisant, respectivement, les roches calcaires et ferrugineuses concassées, confirmant ainsi l'activité des matériaux support et la contribution du processus physico-chimique dans l'élimination des phosphates (Tableau IV.43).
- Pour une même concentration en matériau (5 g/L), l'élimination moyenne obtenue en utilisant les roches ferrugineuses est plus importante que celle obtenue avec des roches calcaires. Ceci est dû au fait que la chaux engendre un pH basique, incompatible avec le pH optimal de déphosphatation.

Tableau IV.43 : Elimination moyenne des phosphates

% Elimination PO ₄ ³⁻		
Liqueur mixte	L.M + roches calcaires	L.M + roches ferrugineuses
40.67	51.58	64.26

Les résultats obtenus à l'issue de ces essais ont permis de montrer que les matériaux support choisis pour assurer le processus chimique sont actifs et permettent de précipiter les

phosphates. Cette conclusion sera confirmée par des essais sur colonne immergée fonctionnant en continu.

Cependant, vu que le meilleur rendement de déphosphatation a été obtenu en utilisant les roches ferrugineuses comme matériau précipitant, celles-ci seront utilisées dans la suite des essais.

La déphosphatation mixte est, souvent, réalisée en culture libre (sur des boues activées), nous avons, alors, tenté de savoir si un tel processus pouvait avoir lieu en culture fixe, en appliquant la technologie du biofilm qui offre l'avantage de préserver une grande surface spécifique favorisant ainsi le contact entre l'eau à traiter, les microorganismes épurateurs et le matériau assurant la précipitation.

IV.6.3. Elimination des phosphates en continu sur support actif

IV.6.3.1. Dispositif expérimental

Le dispositif expérimental (figure IV.32) consiste en une colonne remplie de roches ferrugineuses concassées (support actif), immergée grâce au flux ascendant de l'alimentation en eau blanche de rejet laitier contenant les phosphates à éliminer. Une pompe péristaltique à débit réglable alimente de façon continue le réacteur, aéré à l'aide d'un compresseur assurant une concentration en oxygène dissous de 3.5 mgO₂/L.

La vitesse de passage de l'effluent dans le réacteur est de 0.3 m/h.

Les conditions de fonctionnement du réacteur (alimentation continue, vitesse de passage optimale, oxygénation) favorisent le développement bactérien sur le support.

Le réacteur est, initialement,ensemencé par des boues activées provenant du bassin d'aération de la station d'épuration de Baraki, fonctionnant à moyenne charge.

IV.6.3.2. Caractéristiques physiques de la colonne et du support actif

Les caractéristiques physiques de la colonne et du matériau support sont résumées au Tableau IV.43 :

Tableau IV.44: Caractéristiques des colonnes et du support utilisé

- Colonne en verre	Diamètre (cm)	3,2
	Hauteur(cm)	120
	Hauteur utile (cm)	72
- Support utilisé	Roches ferrugineuses	
- Caractéristiques	Diamètre des grains (mm)	3-4
	Masse volumique (g/cm ³)	1.28
	Porosité	0,43

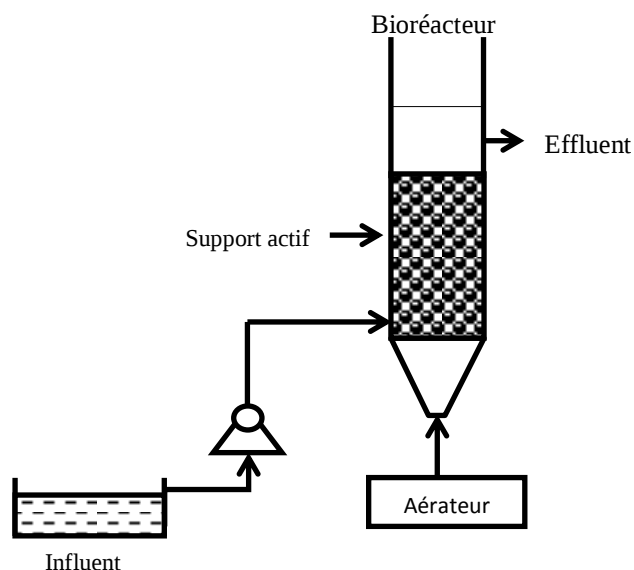


Figure IV.32 : Dispositif expérimental

Les méthodes d'analyse des phosphates, de la DCO, des différentes formes d'azote (NH_4^+ , NO_3^- et NO_2^-) et du pH sont identiques à celles des essais précédents.

La composition chimique des roches ferrugineuses, donnée au Tableau IV. 39, montre une proportion de 48.73 de Fe_2O_3 , d'où le caractère ferrugineux de ce matériau.

IV.6.3.3. Composition de l'effluent à traiter

L'effluent à traiter est prélevé régulièrement toutes les 48 h. La composition chimique est analogue à celle des essais précédents, la période de prélèvements est différente (Tableau IV.45).

Tableau IV.45 : Composition chimique de l'eau à traiter

- DCO (mg/L)	505- 1500
- DBO_5 (mg/L)	337-848
- N-NH_4^+ (mg/L)	0.152- 0.530
- N-NO_3^- (mg/L)	1.21- 125.65
- P-PO_4^{3-} (mg/L)	2.91- 23.06
- pH	5.04- 7.43
- K (DCO/ DBO_5)	1.5-1.77

IV.6.4. Résultats et Discussion

Le suivi du fonctionnement de l'unité pilote s'est effectué après une période d'adaptation de 15 jours et s'est étalé sur plus de cinq semaines au cours desquelles, l'évolution des différents paramètres a été étudiée.

IV.6.4.1. Evolution des phosphates en fonction du temps

L'évolution de l'élimination des phosphates en fonction du temps a conduit aux résultats portés dans le Tableau IV.46 (Annexe II) et figure IV.33.

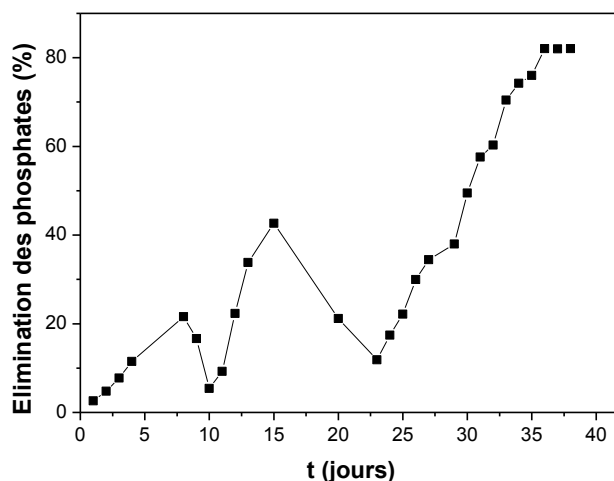


Figure IV.33 : Evolution de l'élimination des phosphates

L'examen de ces résultats donne lieu aux remarques suivantes :

- Dans l'eau brute, la concentration en phosphates varie entre 2.78 et 23.06 mg/L ; elle diminue pour atteindre des valeurs comprises entre 1.82 et 22.46 mg/L dans l'eau traitée, conduisant à une concentration moyenne de 7.58 mg/L.
- Nous observons des fluctuations dans les performances d'élimination entre le 1^{er} et le 23^{ème} jour, ceci peut être dû à la phase de formation du biofilm, qui est analogue à celle rencontrée dans le cas du support inerte (Paragraphe IV.4.2.1). A partir du jour 23^{ème}, le rendement augmente pour atteindre 82 % en fin de traitement, ce rendement est compatible avec celui attendu pour la déphosphatation (80 %). Cette phase correspond à la stabilité du biofilm.

Cette élimination peut s'expliquer par une précipitation et une adsorption sur le support, associée à une assimilation par les bactéries épuratrices. Selon (Wang and *al.*, 2006), la combinaison des processus biologique et chimique peut avoir lieu dans un environnement fortement oxygéné comme dans un réacteur à biofilm aéré. Nous tenterons de confirmer cette observation dans la suite de l'étude.

IV.6.4.2. Evolution de la DCO en fonction du temps

L'évolution de l'élimination de la DCO en fonction du temps a conduit aux résultats portés au Tableau IV.47 (Annexe II) et figure IV.34.

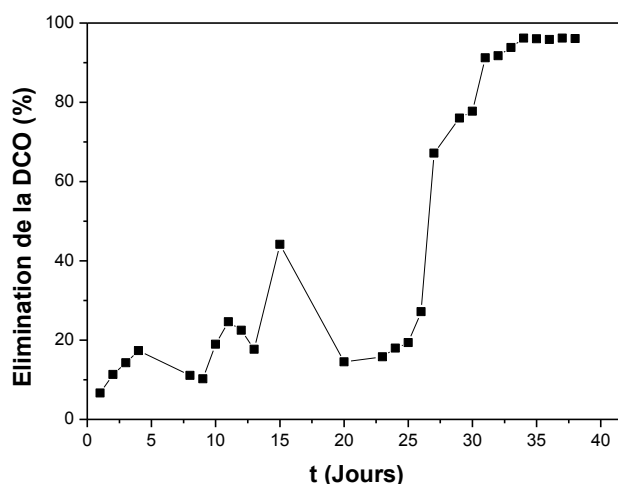


Figure IV.34 : Evolution de l'élimination de la DCO

Les concentrations en matières organiques (exprimées en DCO) dans l'eau brute sont importantes ; elles varient entre 505 et 1500 mg/L dans l'eau brute. Celles-ci sont compatibles avec les valeurs habituellement rencontrées dans les rejets laitiers (Corthondo et Trépos, 2004), elles diminuent pour atteindre des valeurs comprises entre 43 et 793 mg/L.

La dégradation de la DCO se fait parallèlement à l'élimination des phosphates, et peut être expliquée à la fois par une consommation par les microorganismes épurateurs et une adsorption sur le support actif. En effet, l'élimination chimique des phosphates peut s'expliquer par une précipitation. Selon Roques (1990), l'élimination chimique du phosphore ne fait pas intervenir seulement des phénomènes de précipitation mais aussi des phénomènes d'adsorption. Ajoutons à cela, le fait que le milieu dans lequel a lieu la précipitation est une eau résiduaire plus ou moins chargée en matières organiques, elles-mêmes susceptibles de s'adsorber sur les précipités.

IV.6.4.3. Relation entre phosphates éliminés et DCO dégradée

Dans ce cas, nous tenterons de confirmer que la complémentarité des processus biologique et chimique dans l'élimination des phosphates, est assurée aussi bien par les bactéries épuratrices, que par le matériau support utilisé, qui est supposé être actif chimiquement.

Nous ne considérons que les résultats relatifs à la phase stable de formation du biofilm, c'est-à-dire les résultats obtenus à partir du 23^{ème} jour.

La formule communément admise de la biomasse $C_{106}H_{180}O_{46}N_{15}P$, montre que la synthèse bactérienne exige un rapport C/P de 100/1 (Le carbone exprime la matière organique contenue dans l'eau).

D'une manière générale, la concentration en matières organiques d'un effluent s'exprime en DCO ou en DBO_5 , et on définit, alors, des rapports minimums exigés pour une épuration biologique $DCO/N/P = 150/5/1$.

Théoriquement, le rapport DCO éliminée/P devrait être de 150/1. Notons, cependant, que pour une élimination moyenne en DCO de 762.93 mg/L ; 6.52 mg/L de phosphates sont réellement éliminés, les prévisions théoriques indiquent une élimination moyenne en phosphates de 5.09 mg/L (Tableau IV.49). Ceci implique que la quantité de phosphates réellement éliminés est supérieure à celle théoriquement attendue. La prévision théorique n'étant valable que dans le cas d'une épuration biologique seule, la différence entre les valeurs réellement obtenues et celles théoriquement attendues est due à la contribution du processus chimique dans l'élimination des phosphates.

Les valeurs moyennes en DCO dégradée et phosphates éliminés ont été calculées à partir du Tableau IV.48 (Annexe II).

Tableau IV.49 : DCO dégradée et phosphates éliminés en moyenne

DCO moyenne éliminée (mg/L)	PO_4^{3-} théoriquement éliminés (rapport 150/1)(mg/L)	PO_4^{3-} réellement éliminés (mg/L)
762.93	5.09	6.52

IV.6.4.4. Evolution des différentes formes d'azote

Dans les rejets d'industries laitières, l'azote est essentiellement soluble et présent sous forme organique ou d'ion ammonium. La concentration en azote est relativement faible par rapport à la concentration en matières organiques. Le rapport DBO_5/N est, souvent, proche de 100/5 (Castillo, 2005).

Le suivi de l'évolution des concentrations en azote ammoniacal et en nitrates a conduit aux résultats portés au Tableau IV.50 (Annexe II).

L'examen de ces résultats permet de noter :

- la présence de faibles concentrations en NH_4^+ dans l'eau brute, celles-ci varient entre 0.152 et 0.53 mg/L. Ceci peut s'expliquer par le fait que le point de prélèvement concerne uniquement l'atelier de fabrication et n'inclut pas les eaux sanitaires. En effet, la présence

d'azote ammoniacal en quantité relativement importante peut être l'indice d'une pollution par des rejets d'origine domestique.

- Une diminution des concentrations en azote ammoniacal durant toute la période de traitement impliquant une élimination qui varie entre 1.88 et 72 % et des concentrations dans l'eau traitée variant entre 0.07 et 0.52 mg/L. Généralement, l'élimination de l'azote ammoniacal se fait par nitrification, qui conduit à une production importante de nitrates qui s'ajoutent aux quantités normalement présentes dans l'eau brute.

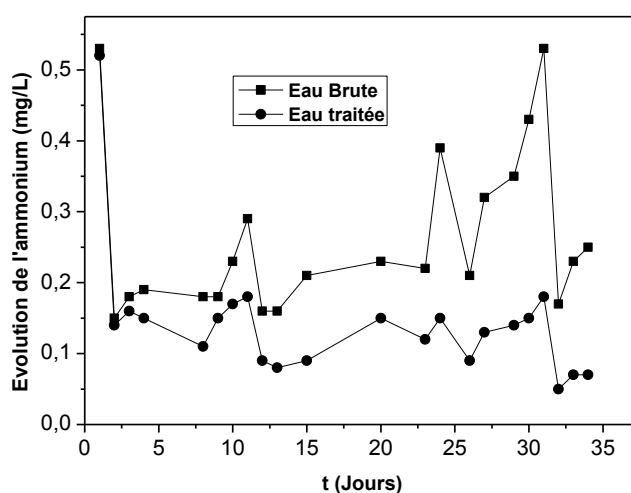


Figure IV. 35 : Evolution de l'azote ammoniacal

Les résultats obtenus (Tableau IV.51, Annexe II) montrent qu'une moyenne de 0.13 mg/L d'azote ammoniacal consommé, conduit parallèlement à la formation de 18.78 mg/L de nitrates et à la consommation de 5.09 mg/L de phosphates. Les concentrations en nitrates dans l'eau traitée ne sont pas conformes à celles théoriquement attendues, elles sont plus importantes que ces dernières. En effet, selon la réaction stœchiométrique :



1mg de NH_4^+ devrait conduire à la formation de 3.44 mg/L de NO_3^- , ce qui devrait donner 0.45 mg/L de nitrates en moyenne pour une élimination moyenne en azote ammoniacal de 0.13 mg/L. Or, la concentration moyenne en nitrates réellement obtenue (18.78 mg/L) est largement supérieure à celle théoriquement attendue. Il semblerait, donc, que ces fortes concentrations ne soient pas le résultat d'une nitrification, mais plutôt des valeurs qui s'ajoutent à celles déjà présentes dans l'eau brute. Deux raisons principales pourraient expliquer cette affirmation :

- Les bactéries nitrifiantes sont, essentiellement, autotrophes, leur présence est inhibée par de fortes concentrations en matières organiques (comme c'est le cas pour l'eau à traiter utilisée). En effet, la nitrification est assurée par des bactéries nitrifiantes qui se développent plus en profondeur au sein du biofilm où l'oxygène est encore présent pour la nitrification. Cependant, l'assimilation des phosphates requiert de l'oxygène, et il y a compétition entre les bactéries déphosphatantes et les nitrifiantes au profit des déphosphatantes pour l'utilisation de l'oxygène, c'est ce qui peut expliquer la bonne élimination des phosphates. Les travaux d'Okabe et *al.*, (1999), cité par Salem, (2007), ont montré qu'un rapport C/N important ($C/N > 1.5$), diminue les performances de la nitrification dans les biofilms. Dans les eaux usées, ce rapport doit être inférieur à 0.25 pour une nitrification effective. Dans notre cas, le rapport C/N, exprimé en DCO/NO_3^- est de l'ordre de 41 environ, expliquant l'inhibition de la nitrification. Par ailleurs, les bactéries nitrifiantes peuvent être rencontrées au sein d'une biomasse épuratoire subissant une alternance de phases, ce qui n'est pas le cas pour cette étude puisque le réacteur est aéré de façon continue.
- Les bactéries nitrifiantes ont une croissance et une activité optimale pour des pH compris entre 7.5 et 8.5. Or, le pH varie entre 5.04 et 6.95 dans l'eau brute, et entre 5.03 et 7.02 dans l'eau traitée. Ces valeurs sont de ce fait incompatibles avec celles requises par la nitrification.

Notons, cependant, qu'une analyse microbiologique s'avère nécessaire pour déterminer le type de microorganismes impliqués dans ce traitement, car aux bactéries déphosphatantes peuvent s'ajouter probablement des bactéries ferrugineuses dont la présence est favorisée, non seulement par le fer mais aussi par l'oxygène. En effet, les bactéries ferrugineuses ou ferro-bactéries évoluent dans des conditions aérobies, et ont un rôle important dans l'élimination du fer, elles peuvent de ce fait être compétitives par rapport aux bactéries responsables de l'élimination des phosphates.

IV.6.4.5. Evolution du pH

Dans l'eau brute, le pH varie entre 5.04 et 6.95. Ces valeurs n'augmentent pas de façon significative dans l'eau traitée. En effet, le pH moyen de l'eau brute est de 6.30, il passe à 6.82 en moyenne dans l'eau traitée (Tableau IV.52, Annexe II). Selon Roques, 1990, les conditions requises pour une déphosphatation physico-chimique se situent à un pH de 5 pour

l'ion Fe^{3+} . Hsu cité par Roques, (1990), signale au terme d'une revue bibliographique très fouillée, que la littérature fournit des valeurs optimales de pH de précipitation de Fe PO_4 variant entre 4 et 7.3.

Les valeurs de pH obtenues pour ce système de traitement sont compatibles avec celles proposées par Hsu, et indiquent que l'élimination chimique est assurée par précipitation sur le matériau support témoignant ainsi de son activité et, donc, de la complémentarité des processus chimique et biologique d'élimination des phosphates. La valeur moyenne du pH de l'eau traitée (6.82) est compatible avec celle requise pour une déphosphatation biologique, qui trouve son optimum dans l'intervalle [6.8- 8] (Martin, 1987).

IV.6.4.6. Production de boues

La production de boues est l'une des considérations les plus importantes d'évaluation du procédé de traitement (Filali, 2003).

La combinaison des réactions chimiques de précipitation du phosphore et des mécanismes biologiques de son assimilation par les bactéries présentes dans le milieu entraîne une production croissante de boues, qui tend à colmater progressivement le matériau support.

Cette production de boues est due à la précipitation d'une partie des phosphates par le Fe^{3+} , qui se dissout dans l'eau et forme du FePO_4 , qui selon Roques, (1990) est un composé très peu soluble. Les phosphates résiduels sont, alors, assimilés par les microorganismes épurateurs. La réaction d'assimilation de la matière organique par les bactéries hétérotrophes, en présence d'oxygène dissous, peut être représentée par la réaction simplifiée suivante (FNDAE n°29, 2002) :



L'assimilation se traduit, donc, par une production de boues dont la quantité s'ajoute à celles générées par le processus chimique. La surface active des précipités dans l'eau est souvent inconnue et à peine accessible par des mesures expérimentales, des estimations lors d'expériences d'enlèvement du phosphore sont la plupart du temps été réalisées (Filali, 2003).

Les lavages effectués nous ont permis d'avoir connaissance des quantités de boues formées au cours de la durée du traitement. Les résultats obtenus (Tableau IV. 53) représentent les valeurs obtenues après 2 cycles de lavage de la colonne.

Tableau IV. 53 : Production de boues de la combinaison des processus chimique et biologique

Lavage des colonnes	Production de boues [MES (g)]
1 ^{er} lavage	12.30
2 ^{ème} lavage	15.82

Ces résultats montrent que si l'efficacité de la déphosphatation est élevée en utilisant un support actif chimiquement, elle se traduit par une production de boues importante, qui impose des lavages du matériau support. Ces boues sont formées de précipités de phosphates ferriques ainsi que de microorganismes qui se sont développés lors du traitement biologique. Des essais complémentaires sont nécessaires pour déterminer la composition précise de ces boues.

IV.6.4.7. Conclusion

Au terme de l'étude de ce système de traitement, les conclusions suivantes peuvent être tirées :

- la combinaison des processus biologique et physico-chimique en culture fixe sur colonne est possible et permet d'atteindre de bons rendements d'élimination des phosphates.
- le matériau support sur lequel se fixe le biofilm est un paramètre important, il est actif dans ce cas, puisqu'il permet non seulement la fixation des microorganismes intervenant dans le processus biologique mais assure, également, la précipitation des phosphates assurant ainsi le processus physico-chimique.
- l'aération du milieu permet de travailler dans des conditions aérobies favorables au développement bactérien.
- le processus physico-chimique de déphosphatation permet d'éliminer la plus grande partie des phosphates du milieu.

Toutes ces observations confirment la simultanéité des processus biologique et physico-chimique.

IV.7. Modélisation mathématique de l'élimination du phosphore dans les bioréacteurs étudiés

Un modèle est un système d'équations mathématiques rendant compte de toutes les données expérimentales connues du phénomène biologique étudié. Le modèle permet entre autres :

- de mieux comprendre un processus biologique ;
- d'agir sur le système de façon optimale.

Dans le cas de la modélisation de l'enlèvement du carbone et des nutriments, la plupart des modèles ont été testés sur des effluents synthétiques et municipaux, et, relativement, peu d'études ont porté sur la modélisation appliquée à des effluents industriels.

Pratiquement, tout phénomène est modélisable avec plus ou moins de difficultés selon les données disponibles. Grâce aux méthodes d'approximation, le modèle peut se ramener à un système d'équations algébriques (linéaires ou non linéaires).

Plusieurs études ont été mises en place pour modéliser le traitement des effluents par un système de boues activées. En raison de la complexité du procédé, l'optimisation heuristique est rarement efficace, et une approche, basée sur la modélisation, est souvent nécessaire.

La modélisation appliquée à un effluent industriel soumis à des fluctuations dynamiques et qui ne peut pas toujours être caractérisé de manière extensive, représente un défi de taille. Cette étude en est un exemple.

Dans ce chapitre, nous présenterons les modèles généralement utilisés pour étudier les cinétiques d'élimination du phosphore, nous décrirons de façon détaillée ceux utilisés dans notre étude.

Dans la présente étude, différents bioréacteurs à biofilm opérant en continu ont été utilisés pour évaluer la faisabilité du traitement des eaux de rejet de laiterie.

IV.7.1. Modèles utilisés

La performance des bactéries dans l'élimination des phosphates peut être décrite par une étude cinétique. La cinétique est un outil important pour comprendre la dégradation du substrat, la conception et le fonctionnement du réacteur (Padilla-Gasca et Lopez, 2010).

Les études cinétiques sont à la base de la conception des bioréacteurs industriels. En général, les résultats des études cinétiques déduits de l'expérimentation peuvent être utilisés pour estimer l'efficacité de traitement en réacteurs à grande échelle opérant avec les mêmes

conditions de fonctionnement que les bioréacteurs utilisés en laboratoire. A cet effet, différents modèles cinétiques de types Monod, Grau du second ordre, Stover-Kincannon modifié, et du premier ordre sont en général appliqués pour déterminer la cinétique d'élimination du substrat (Pandian et *al.*, 2011).

Les modèles cinétiques sont, généralement, divisés en deux classes :

Les modèles structurés et non structurés.

V.7.1.1. Modèles structurés

Les modèles structurés prennent en considération les voies métaboliques et sont, généralement, complexes. Les modèles cinétiques non structurés sont beaucoup plus simples que les structurés (Bailey et Ollis, 1986).

IV.7.1.2. Modèles non structurés

Dans les modèles cinétiques non structurés, les microorganismes sont, généralement considérés comme une composante ou un réactif dans le système. Les modèles cinétiques non structurés sont les plus fréquemment utilisés pour modéliser des systèmes microbiens parce qu'ils sont simples, mais assez bons pour des raisons techniques. L'analyse cinétique est une voie acceptée pour décrire les performances des systèmes de traitement biologique et prédire leur performance (Yetilmezsoy et Sakar, 2008 ; Debik et Coskun, 2009).

IV.7.2. Présentation des modèles

Les modèles de Monod, de Grau, du premier ordre et de Stover-Kincannon modifié, figurent parmi ceux le plus couramment utilisés pour décrire la cinétique globale de la réaction biologique d'élimination des substrats dans un réacteur opérant en continu. Ils ont été appliqués pour déterminer la cinétique d'élimination des phosphates contenus dans les eaux usées issues de l'industrie laitière. Nous nous proposons dans ce qui suit de les présenter.

IV.7.2.1. Modèle de Monod

L'équation de ce modèle s'écrit comme suit :

$$-\frac{dS}{dt} = \frac{Q}{V}(S_i - S_e) - \frac{\mu X}{y} \quad (23)$$

avec :

S_i et S_e sont les concentrations en substrat dans l'influent et l'effluent, respectivement (mg/L) ; X : concentration en biomasse dans le réacteur (g MVS/L) ; μ : taux de croissance cellulaire spécifique (j^{-1}) ; y : rendement cellulaire (g MVS/g DCO) ; Q : débit d'alimentation (L/J) ; V : volume du réacteur (L).

IV.7.2.2. Modèle de Grau (modèle du second ordre)

L'équation générale s'écrit :

$$-\frac{dS}{dt} = k_s X - \left(\frac{S_e}{S_i}\right)^2 \quad (24)$$

avec :

X : concentration moyenne en biomasse dans le réacteur (g/L) ; k_s : constante de vitesse du second ordre (j^{-1})

Les modèles de Monod et de Grau ne peuvent pas être utilisés dans notre cas, en raison du manque de données. Il s'agit notamment de X (concentration en micro-organismes) dans les différents réacteurs, μ (le taux de croissance cellulaire) et Y (rendement cellulaire).

IV.7.2.3. Modèle du premier ordre

La variation de la concentration en phosphates par unité de temps pour de la cinétique du premier ordre peut être exprimée comme suit (équation 25):

$$\frac{ds}{dt} = Q \frac{(S_i - S_e)}{V} - K_1 S_i \quad (25)$$

A l'équilibre, le terme (dS/dt) est négligeable, l'équation (25) se réduit à :

$$Q \frac{(S_i - S_e)}{V} = K_1 S_i \quad (26)$$

La valeur de la constante cinétique de premier ordre peut être obtenue en traçant $Q(S_i - S_e)/V$ en fonction de S_i , selon l'équation (26). La valeur de K_1 est obtenue à partir de la pente de la droite.

IV.7.2.4. Modèle de Stover-Kincannon modifié

Le modèle de Stover-Kincannon est, généralement, utilisé pour déterminer l'efficacité des cinétiques de dégradation de la matière organique (DCO) dans les réacteurs à biofilm opérant en continu (Pandian et *al.*, 2011 ; Padilla-Gasca and Lopez, 2010). Par contre, le modèle de Stover-Kincannon modifié figure parmi ceux qui sont les plus utilisés pour le développement de la cinétique de dégradation des nutriments (phosphates, nitrates) dans les systèmes à film fixe opérant en continu (Hooshyari et *al.*, 2008 ; Jin et *al.*, 2009), il est décrit par les équations (27 et 28).

La dégradation de la concentration en phosphates (S) peut être exprimée comme suit :

$$\frac{ds}{dt} = \frac{U_{\max}(QS_0/V)}{K_B + (QS_0/V)} \quad (27)$$

$$\left(\frac{dS}{dt}\right)^{-1} = \frac{V}{Q(S_i - S_e)} = \frac{K_B}{U_{\max}} \cdot \frac{V}{QS_i} + \frac{1}{U_{\max}} \quad (28)$$

L'équation (28) est obtenue par linéarisation de l'équation (27) :

où : dS/dt : vitesse d'élimination des phosphates (mg P/L.J) ; S_i : Concentration en phosphore dans l'influent (mg/L) ; S_e : Concentration en phosphore dans l'effluent (mg/L) ; $U_{\max}$: Constante de vitesse d'élimination maximale (mg/L.J) ; K_B : constante de saturation (mg/L.J).

$U_{\max}$ et K_B sont déduits à partir de la pente et de l'ordonnée à l'origine de la droite obtenue en traçant $\frac{V}{Q(S_i - S_e)}$ en fonction de $\frac{V}{QS_i}$.

IV.7.3. Validation et calibration d'un modèle

Un modèle n'est jamais parfait, ni totalement représentatif de la réalité, il est valide s'il est capable de reproduire correctement les données observées.

L'estimation des paramètres peut se faire par :

- le critère des moindres carrés ;
- la régression linéaire.

Le coefficient de corrélation R^2 a été retenu comme critère pour choisir le modèle le plus approprié pour représenter la cinétique d'élimination du phosphore dans les bioréacteurs testés dans cette étude.

Dans ce qui suit, nous allons procéder à l'application des modèles du premier ordre et de Stover-Kincannon aux résultats obtenus à partir de l'étude comparative entre deux bioréacteurs, l'un opérant avec une alternance de phases (Bioréacteur 1), l'autre étant aéré de façon continue (Bioréacteur 2). Ce système de traitement a été étudié dans le paragraphe IV.4 du chapitre IV. Le but principal est de montrer l'importance de l'alternance de phase dans les procédés d'enlèvement biologique des phosphates (EBP).

IV.7.4. Application du modèle du premier ordre

Rappelons que dans ce cas, il s'agit de tracer $(S_i - S_e)/t$ en fonction de S_i , la pente de la droite obtenue nous conduit à la valeur de K_1 .

Les différents Tableaux de valeurs sont portés en annexe III (Tableaux V.1 et V. 4). La figure IV.36 illustre l'application du modèle du premier ordre pour les deux bioréacteurs.

La valeur de K_1 est obtenue à partir de la pente de la droite $Q(S_i - S_e)/V$ en fonction de S_i selon l'équation (26). La Figure IV.36 montre que le coefficient de corrélation R^2 est égal à

0.844 et 0.710, respectivement pour les bioréacteurs 1 et 2. Les faibles valeurs du coefficient de corrélation indiquent que la cinétique de premier ordre ne peut pas être appliquée avec un bon degré de précision, ce qui ne permet pas de valider l'application de ce modèle pour le développement de la cinétique de dégradation des phosphates dans les systèmes à film fixe.

Par ailleurs, selon le modèle du premier ordre, la courbe obtenue devrait être une droite qui passe par l'origine. Dans notre cas, la droite obtenue ne passe pas par l'origine pour les deux bioréacteurs, ce qui nous permet d'affirmer que l'application de ce modèle n'est pas appropriée.

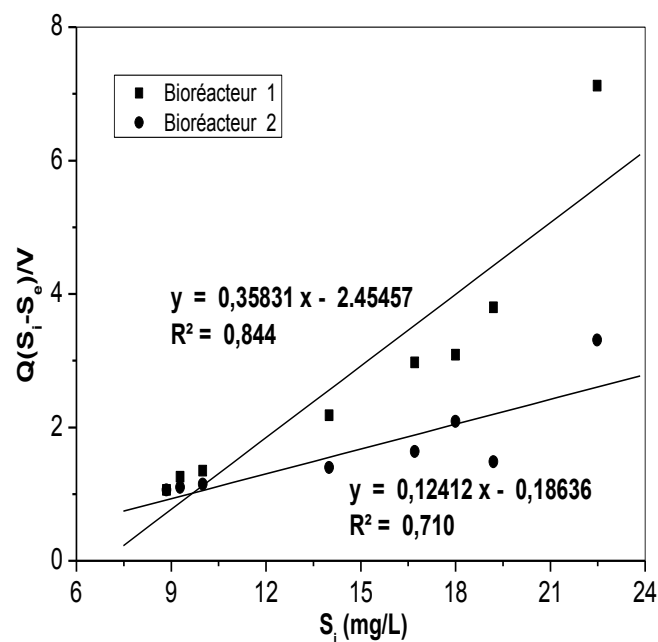


Figure IV.36 : Détermination des constantes cinétiques du modèle du premier ordre

IV.7.5. Application du modèle de Stover-Kincannon modifié

Dans ce cas, il s'agit de tracer $\frac{V}{Q(S_i - S_e)}$ en fonction de $\frac{V}{QS_i}$, ou encore $t/(S_i - S_e)$ en fonction de t/S_i ; la pente et l'ordonnée à l'origine de la droite obtenue permettent d'accéder aux valeurs de K_B et de U_{max} , selon l'équation (28).

La figure IV.37 montre que la courbe obtenue est une droite qui ne passe pas par l'origine pour les deux bioréacteurs.

Les valeurs de K_B sont de 6.193 et 6.878 mg/L.J, respectivement pour les deux bioréacteurs 1 et 2. De même, les valeurs de U_{max} sont égales à : 6.895 et 3.369 mg/L.J, respectivement, pour les bioréacteurs 1 et 2.

Les droites obtenues ont des coefficients de corrélation linéaire R^2 de 0.986 à 0.802 pour les bioréacteurs 1 et 2, respectivement, confirmant l'application de l'équation (28) pour le bioréacteur 1, mais pas pour le bioréacteur 2. L'importance du modèle de Stover-Kincannon modifié réside dans le fait que la connaissance des constantes cinétiques ($U_{\max}$ et K_B) permet d'accéder à d'autres données comme le calcul du volume optimal du réacteur.

Le calcul du volume du réacteur à biofilm est important car dans le modèle original de Stover-Kincannon formulé par l'équation (29), A : représente la surface totale occupée par le biofilm ou encore la surface spécifique totale du support sur lequel se fixe le biofilm et qui définit la relation entre la biomasse attachée et l'efficacité du traitement. Cette information est utile car elle est directement liée à l'efficacité du bioréacteur. Il est, cependant, très difficile de la calculer et elle est, donc, remplacée par le calcul du volume du réacteur requis pour un traitement efficace dans un réacteur à biofilm opérant en continu, comme celui utilisé dans notre travail (équation 30).

$$\frac{dS}{dt} = \frac{U_{\max} \left(\frac{QS_i}{A} \right)}{K_B + \frac{QS_i}{A}} \quad (29)$$

$$V = \frac{QS_i}{\frac{U_{\max} S_i}{S_i - S_e} - K_B} \quad (30)$$

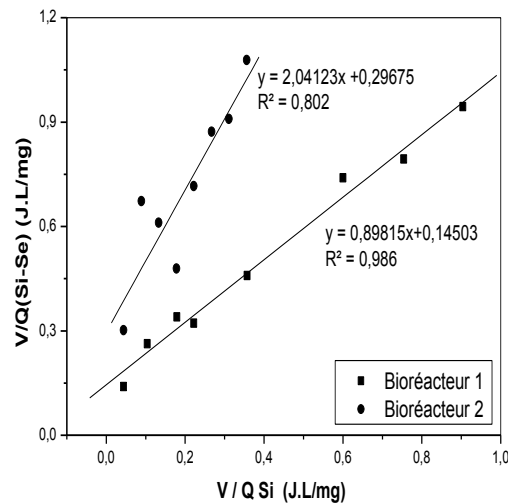


Figure IV.37 : Détermination des constantes cinétiques pour le modèle de Stover-Kincannon modifié

IV.7.6. Prédiction et validation

Afin de tester la validité du modèle, les résultats obtenus à partir des valeurs expérimentales des phosphates de l'effluent pour le bioréacteur 2 ont été comparées aux valeurs prédites par le modèle de Stover-Kincannon modifié (équation 28). Ces valeurs sont portées au Tableau IV.54 (Annexe II) et la figure IV.38.

Les valeurs prédites (S_e) ont été calculées à l'aide de l'équation (32) obtenue en injectant les valeurs des constantes cinétiques obtenues $U_{\max}$ et K_B dans l'équation (28).

$$S_e = S_i - \frac{U_{\max} S_i}{K_B + \frac{S_i}{t}} \quad (31)$$

Soit

$$S_e = S_i - \frac{6,895 S_i}{6,193 + S_i/t} \quad (32)$$

La validation du modèle a été vérifiée par le coefficient de corrélation (R^2). Dans ce cas, $R^2 = 0.983$ indique que seulement 1.70 % des variations totales n'ont pas été expliquées par le modèle de régression. On pourrait en déduire que les résultats prévus sont en bon accord avec les données expérimentales en appliquant le modèle de Stover-Kincannon modifié.

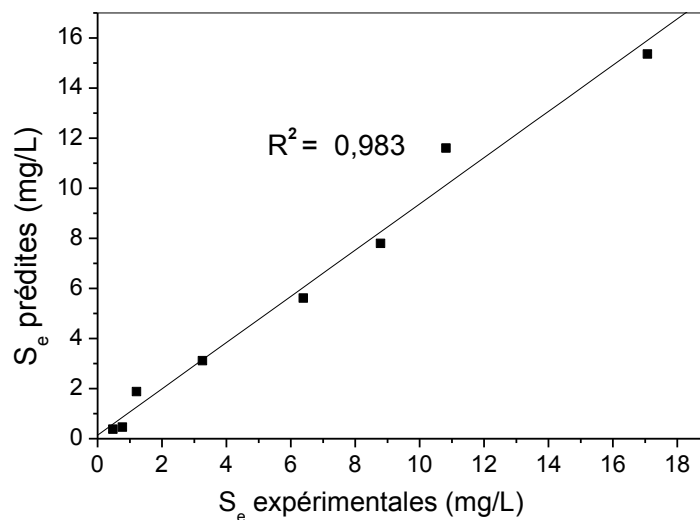


Figure IV.38 : Comparaison entre les valeurs de S_e prédites par le modèle et les valeurs expérimentales

Selon l'équation (32), les valeurs de $U_{\max}$ et K_B obtenues peuvent, donc, être utilisées pour déterminer la valeur de la concentration en phosphates (S_e) dans l'effluent, et ce, pour un volume V et une concentration initiale en phosphates (S_i) donnés.

Dans le Tableau IV.54, nous rapportons les valeurs comparées des constantes cinétiques obtenues avec celles de la littérature.

Tableau IV.54 : Comparaison des constantes cinétiques du modèle de Stover-Kincannon modifié, cités dans la littérature, avec celles obtenues

Substrat	Réacteur	S _i (mg/L)	Constantes (mg/L)		Références
			U _{max}	K _B	
EUU ^a	HIFFASS	4.33 – 16.1	2.05	2.51	Hooshyari et <i>al.</i> , 2008
EUS ^b	AUAF	280 - 462	12.40	12.00	Jin et <i>al.</i> , 2009
RL ^c	APS	8.85 – 22.48	6.89	6.19	Balamane et Aït-Amar, 2002

a : Eau usée urbaine, b : Eau usée synthétique, c : Rejet laitier

HIFFASS: Hybrid Integrated Fixed Film Activated Sludge System.

AUAF: Anammox Upflow Anaerobic Filter.

APS: Alternating Phases System.

IV.8. Conclusion

Les études cinétiques permettent d'orienter les études de design des réacteurs industriels. En général, les résultats des études cinétiques obtenues peuvent être utilisés pour estimer l'efficacité du traitement en réacteurs à l'échelle industrielle et opérant dans les mêmes conditions. A cet effet, différents modèles cinétiques tels que : Monod, Grau du second ordre, Stover-Kincannon modifié, et du premier ordre ont été appliqués pour déterminer la cinétique d'élimination du substrat.

Le facteur de corrélation a été retenu comme critère de choix pour apprécier la validité d'un modèle. Une forte valeur de ce facteur confirme cette validité.

L'application de modèles du premier ordre et de Stover-Kincannon modifié aux deux réacteurs, l'un opérant avec alternance de phases (bioréacteur 1) ; l'autre aéré de façon continue (bioréacteur 2), a montré que le modèle du premier ordre n'est pas valide en raison de la faible valeur du coefficient de corrélation ($R^2 = 0.844$ et 0.710 , respectivement pour les bioréacteurs 1 et 2).

De même, le modèle de Stover-Kincannon modifié ne s'est pas avéré applicable au bioréacteur 2. Par contre, en raison d'un facteur de corrélation important ($R^2 = 0.986$), ce modèle est parfaitement applicable pour le bioréacteur 1, soulignant de ce fait l'importance de l'alternance de phases dans le processus d'élimination biologique du phosphore (EBP). Les constantes cinétiques obtenues U_{max} et K_B ont pour valeurs 6.89 et 6.19 mg/L.J, respectivement.

L'application de ce modèle permet de déterminer les constantes $U_{\max}$ et K_B et d'accéder au calcul du volume optimal du bioréacteur, nécessaire à l'obtention d'une élimination maximale des phosphates.

L'importance de ces résultats permet, non seulement, de noter la performance du bioréacteur 1 dans l'abattement des concentrations en phosphates contenus dans un rejet laitier, mais aussi d'indiquer que les modèles cinétiques sont capables de décrire le comportement biocinétique du réacteur.

Cependant, comme l'étalonnage n'a été effectué que sur un nombre très limité de données expérimentales, les résultats doivent être interprétés avec beaucoup de précaution. Certains points mériteraient d'être approfondis.

Conclusion Générale

Cette étude a permis d'examiner la faisabilité d'un traitement de déphosphatation des eaux de rejet de laiterie, notamment des eaux blanches, qui sont fortement chargées en phosphore, azote et matières organiques.

Des essais préalables en batch, menés en milieux aérobie, anoxie et anaérobie ont permis d'effectuer une étude cinétique et ce, dans le but de déterminer les conditions opératoires optimales pour une efficacité maximale. Nous avons ainsi pu montrer que :

- l'élimination biologique du phosphore est possible dans les conditions expérimentales appliquées ;
- cette élimination est plus importante en milieu aérobie qu'en milieu anoxie.
- la réaction de déphosphatation est limitée par la concentration en matières organiques présentes dans le milieu. C'est ainsi qu'une DCO de 815 mg/L conduit à une vitesse de déphosphatation de 1.17 mg P / g MES.h, en aérobiose, et 0.70 mg P / g MES.h, en anoxie, alors qu'une DCO de 5350 mg/L conduit à des vitesses de 5.40 mg P / g MES.h et 3.57 mg P / g MES.h, respectivement en milieux aérobie et anoxie.
- l'élimination du phosphore est proportionnelle à la quantité de boues présentes dans le réacteur. En effet, pour 1.26 g/L de boues, l'élimination est de 29.4 % en milieu aérobie et 20 % en anoxie, alors qu'elle est, respectivement, de 48.2 et 42.6 % pour une concentration de 3.35g/L.
- une quantité importante de phosphore est relarguée dans le milieu extracellulaire en absence d'oxygène. Ce relargage est d'autant plus important à mesure que l'on ajoute un substrat organique à courte chaîne carbonée dans le réacteur biologique.
- pour la déphosphatation d'une eau, la combinaison des processus biologique et physico-chimique est possible.
- l'utilisation d'un matériau minéral favorisant la précipitation permet d'améliorer l'élimination du phosphore. En effet, de 40.70 % en procédé biologique, l'élimination passe à 51.60 et 64.30 %, en utilisant, respectivement, des roches calcaires et des roches ferrugineuses.
- l'alternance de phases « anaérobie/aérobie/anoxie » est une condition indispensable pour l'application du processus d'élimination biologique du phosphore.

Ces essais de traitabilité ont permis de poursuivre les travaux dans des conditions expérimentales en continu. Pour cela, plusieurs systèmes de traitement ont été étudiés. Les

meilleurs rendements d'élimination des phosphates et de la DCO (85 et 97 %, respectivement en phosphates et en DCO) ont été obtenus pour la plus faible vitesse (0.3 m/h).

L'application de l'EBP dans des réacteurs à biofilm a été testée dans divers types de bioréacteurs : réacteur biologique séquentiel à biofilm, réacteur biologique séquentiel à bio-disques, réacteur biologique à lit fluidisé, réacteur biologique submergé à lit fixe, etc. Le problème principal est la soumission de la biomasse à une séquence de phases « anaérobie/aérobie », qui est essentielle pour la sélection des bactéries déphosphatantes, nécessaires à l'accomplissement de ce processus.

Par ailleurs, l'application de l'EBP au traitement des rejets industriels n'est pas commune, car ces effluents peuvent contenir des concentrations élevées en phosphates (de l'ordre de 150 mg/L, pour les effluents laitiers).

Le bioréacteur testé dans ces essais est une colonneensemencée à l'aide de boues activées, et comportant un support inerte destiné à favoriser la formation du biofilm dans lequel l'alternance de conditions « anoxie-anaérobie-aérobie » a été obtenue par la mise en marche et l'arrêt de l'aération. Les résultats obtenus ont permis d'observer :

- des fluctuations dans les performances d'élimination entre le 1^{er} et 24^{ème} jour. Ceci correspond à la phase initiale de formation du biofilm, qui se traduit par une faible activité de celui-ci. La formation et le développement du biofilm sont des moments critiques dans les systèmes de traitement d'eaux usées à biofilm.
- A partir du 24^{ème} jour, le rendement augmente pour atteindre 95,70 %, conduisant à des valeurs de 0.80 mg/L dans l'effluent. Ceci correspond à la phase lente de formation et de développement d'un biofilm stable et actif.

Cependant, bien que ce système de traitement présente une aptitude à éliminer le phosphore, de faibles pourcentages ont été obtenus (45 % en moyenne pour les phosphates et 56,8 % pour la DCO). Plusieurs raisons peuvent être avancées à cet effet :

- la complexité du procédé à accumuler des bactéries déphosphatantes dans le biofilm ;
- un faible temps de rétention de l'influent en phase anoxie ;
- des concentrations importantes en nitrates dans l'influent, qui impliquent une compétition entre les espèces déphosphatantes et non déphosphatantes ;

- le relargage partiel durant la phase anaérobie, qui n'a pas permis le stockage de fortes quantités de P durant la phase aérobie.

Dans le but d'améliorer les performances de ces procédés, et tenant compte des fluctuations observées, une autre étude a été entreprise avec le même procédé, en maintenant la séquence de phases identique, la vitesse de passage de l'influent dans le bioréacteur a été réduite à 0.2 m/h, afin d'augmenter le temps de contact entre les microorganismes épurateurs et l'eau à traiter. De même, les temps de rétention dans chaque phase ont été modifiés.

Des fluctuations dans la composition chimique de l'effluent à traiter, notamment de faibles concentrations en matières organiques (DCO), n'ont pas permis d'améliorer le rendement de déphosphatation (42,5 % en moyenne pour les phosphates), qui est très largement lié à la composition des eaux usées. Une forte concentration en DCO étant favorable à la déphosphatation biologique.

Il convient de noter que les systèmes de biofilm fixe, développés dans ces deux études, avec alimentation continue, ont montré leur aptitude à éliminer le phosphore et la matière organique contenus dans les eaux usées laitières, en dépit du relargage partiel observé dans la phase anaérobie pour les bioréacteurs opérant avec une séquence de phases.

Dans le quatrième système de traitement étudié, nous nous sommes proposé d'examiner les possibilités de traitement des rejets laitiers par une combinaison de procédés : physico-chimique et biologique. Il s'agit, en fait, d'une élimination biologique en culture fixée sur support actif. Le processus physico-chimique est assuré dans ce cas par un support actif chimiquement. Ainsi, il s'agit de précipiter chimiquement les phosphates par passage de l'effluent sur un matériau basique, des roches ferrugineuses dans notre cas, et de faire assimiler les phosphates résiduels par les bactéries se développant sur ce matériau.

En se basant sur les résultats expérimentaux, l'élimination des phosphates pour ce système de traitement confirme, non seulement, la réactivité du matériau support, mais, également, la simultanéité possible des processus chimique et biologique ainsi que la prédominance du processus physico-chimique, comparé au biologique.

Enfin, la dernière partie de notre étude a concerné la validation d'un modèle mathématique, notamment le modèle de Stover-Kincannon modifié, pour l'élimination biologique du phosphore dans un bioréacteur opérant avec une alternance de phases

« anoxie/anaérobie/aérobie ». En effet, la plupart des modèles ont été testés sur des effluents synthétiques et municipaux, et peu d'études ont porté sur la modélisation appliquée à des effluents industriels. A l'issue de cette étude, il apparaît que ce modèle est parfaitement applicable, soulignant de ce fait l'importance de l'alternance de phases dans le processus d'enlèvement biologique du phosphore (EBP).

Au terme de cette étude, et à travers les résultats obtenus, vu la complexité et l'incertitude des procédés biologiques, des améliorations doivent être envisagées.

Pour le procédé opérant avec alternance de phases, des efforts doivent être consacrés à :

- l'analyse microbiologique du biofilm, afin d'identifier avec précision les espèces bactériennes impliquées dans le traitement. Cette connaissance peut être utile pour élucider certaines difficultés d'interprétation ou, mieux, renforcer certaines affirmations ;
- Identifier avec précision les constituants de la matière organique ;
- améliorer la conception du bioréacteur.
- concernant le procédé associant les processus biologique et chimique, il serait judicieux de déterminer avec précision la nature du processus chimique impliqué dans l'élimination des phosphates.

Références bibliographiques

- Abu-Ghararah, Z.H. and Randall, C.W., (1991). The effect of Organic Compounds on Biological Phosphorus Removal. *Water Science and Technology*, 23 (4-6).585-594.
- Arvin, E., (1985a). Biological Removal of Phosphorus from wastewater. *CRC, Critical Reviews in Environmental Control*.15 (1), 25-64.
- Baetens, D., (2001). Enhanced biological phosphorus removal: modeling and experimental design. *Thèse de Doctorat.Faculté de Landbouwkundige,Suède*, 200p.
- Bailey, J.E., Ollis, D. F., (1986). *Biochemical Engineering Fundamentals*, 2nd Edition, Mac Graw-Hill Education Private Limited, New Delhi.
- Balamane, O., (1995). *Etude de la déphosphatation d'une eau usée urbaine. Thèse de Magister en Génie des Procédés : Université des Sciences et de la technologie HouariBoumediene (USTHB), Alger*, 172p.
- Baljić-Zelović, T., Leduc, R., (2002). L'enlèvement biologique du phosphore dans les technologies à biofilm : une synthèse de la problématique. *Water Qual. Res. J. Canada*, Volume 37, No. 2, 327–351.
- Barnard, J.L., (1984). Activated Primary Tanks for Phosphate Removal, *Water SA*. 10.(3) 121-126.
- Boisson, C.,(2000). Enlèvement des nutriments d'un effluent agroalimentaire par procédé combiné biologique-chimique. *Thèse M. Sc. A. Ecole Polytechnique de Montréal*, 192p.
- Bourdon, C., (2005). Vers une validation du test BAP comme outil de prédiction du rendement de déphosphatation biologique. *Thèse de Doctorat : Sciences de l'environnement : Ecole Nationale de Génie rural, des eaux et Forêts, Paris*, 253p.
- Broughton, A., Pratt, S., Shilton, A., (2008). Enhanced Biological Phosphorus removal for high-strength wastewater with a low rb COD: P ratio, *Bioresource Technology* 99, 1236-1241.
- Carlsson, H., Aspegren, H., Miller, A., (1996). Interactions between wastewater quality and phosphorus release in the anaerobic reactor of the EBPR process. *Water Research*. 30 (6). 1517- 1527.
- Castillo de Campins, S., (2005). *Etude d'un procédé compact de traitement biologique aérobie d'effluents laitiers. Thèse de Doctorat en Microbiologie et Biocatalyse industrielles, INSA de Toulouse*, 201p.
- Chachuat, B., (1998). *Traitements d'effluents concentrés par cultures fixées sur gravier. Rapport de DEA, Ecole Nationale du Génie de l'Eau et de l'Environnement de Strasbourg*, 118p.
- Chen, Y., Xu, Q., Zhou, Q. et Gu, G., (2005). Comparison between acclimated and unacclimated biomass affecting anaerobic-aerobic transformations in the biological removal of phosphorus. *Process Biochemistry*. 40. 723-732.
- Chochoy, I., (2004). *Déphosphatation biologique des eaux résiduaires urbaines : vers la détermination du ratio Péluminé/AGVs consommés, Cemagref Antony QHAN, DFA Sciences et Techniques de l'Environnement, Université Paris XII*, 41p.
- Comeau, Y., (1990a). La déphosphatation biologique : Métabolisme microbien. *Sciences et Techniques de l'eau*. 23 (1). 47-60.
- Comeau, Y., (1990b). La déphosphatation biologique : Procédés et Conception. *Sciences et Techniques de l'eau*. 23 (2). 199-216.
- Comeau, Y., Hall, K.J., Oldham W.K., (1996). Biochemical model for enhanced biological phosphorus removal. *Water Res*. 20:1511–1521.
- Corthondo, F., Trepos, F., (2003-2004). *Traitement des Effluents Laitiers*, [http : // www. Apesa.fr iso_ album traitement_ effluents_ laitiers](http://www.Apesa.fr_iso_album_traitement_effluents_laitiers.Pdf). Pdf. 13p.

- Choubert, J. M., (2002). Analyse et optimisation du traitement de l'azote par les boues activées à basse température. Thèse de Doctorat en Biologie. Université de Strasbourg, France, 190p.
- Daigger, G.T., Randall, C.W., (1987). Factors affecting biological phosphorus removal for VIP process, a high rate, University of Capetown type process, Proceedings of an IAWPRC Specialized Conference held in Rome, Biological Phosphate Removal from wastewaters, Italy, 28-30 September, pp. 185-200.
- Daumer, M.L., (2007). Analyse des transformations du phosphore lors du stockage et du traitement biologique et physico-chimique des lisiers de porc en vue d'un recyclage. Thèse de Doctorat en Génie des Procédés de l'Environnement. Institut des Sciences appliquées de Toulouse, 211p.
- Debik, E., Coskun, T., (2009). Use of the static granular bed reactor (SGBR) with anaerobic sludge to treat poultry slaughter-house wastewater and kinetic modeling, *Bioresource Technol.* 100, pp. 2777-2782.
- El Falaki, K., (1996). Impact de produits lessiviels sur le traitement biologique par boues activées et sur la composition du sédiment. Thèse de Doctorat. Université de Rennes I, 198p.
- Ekama, G.A., Marais, G. V. R., Siebritz, M. I. P., (1984). Theory, design and operation of nutrient removal activated sludge processes. WRC, PO BOX 824, Pretoria, South Africa.
- Falkentoft, C.M., Harremoës, P., Mosbæk, H., (1999). The significance of zonation in a Denitrifying phosphorus removing biofilm. *Water Res.* 33.3303–3310.
- Filali Meknassi, Y., (2003). Traitement biologique des eaux usées hautement riches en matières nutritives provenant d'abattoirs de porcs dans un réacteur biologique séquentiel. Thèse de PhD en Sciences de l'Eau, Institut national de la recherche scientifique, Université du Québec, 250p.
- FNDAE N° 22. (1998). Filière d'épuration adaptées aux petites collectivités. Ministère de l'Agriculture de la Pêche et de l'Alimentation et Cemagref. France. 40p.
- FNDAE N° 25. (2002). Traitement de l'azote dans les stations d'épuration biologique des petites collectivités. Ministère de l'Agriculture de la Pêche et de l'Alimentation et Cemagref. France. 45p.
- FNDAE N°29. (2004). Traitement du phosphore dans les petites stations d'épuration à boues activées. Ministère de l'Agriculture de la Pêche et de l'Alimentation et Cemagref. France. 49p.
- Foglar, L., Vuković, M., (2005). High nitrate removal from synthetic wastewater with mixed bacterial culture. *Biores. Technol.* 96. 879- 888.
- Fukase, T., Shibata, M., (1985). Factors affecting biological phosphorus removal, *Japanese J. Wat.Sci. Tech.*, 17, 11/12, 187-198.
- Gonçalves, R.F., Rogalla, F., (2000). Optimizing the A/O cycle for phosphorus removal in a submerged biofilter under continuous feed. *Water Sci. Technol.* 41:503–508.
- Harold, F., (1966). Inorganic polyphosphates in biology structure, metabolism and function. *Bact. Rev.*, 4. 772- 794.
- Hamitouche, A., (2012). Dégradation des polluants organiques par biofiltre. Thèse de Doctorat en Génie des Procédés, spécialité : Energétique des Procédés, USTHB, FGM&GP, 126p.
- Harold, F.M., (1966). Inorganic polyphosphate in biology: structure, metabolism and function. *Bacteriol. Rev.* 30. 772-794.
- Heduit, A., Audic, J.M., Lefevre, F., Grienberger, H., Ezahr, C., (1994). Déphosphatation biologique. Bilan sur site à pleine échelle. *Contrainte d'exploitation, TSM n°6*, 315-320

- Henze, M., (1992). Characterisation of wastewaters for modelling of activated sludge processes. *Wat. Sci. Tech.*, 25, 6, pp. 1-15.
- Henze, M., Gujer, W., Mino, T., Matsuo, T., Wentzel, M. C., Marais, G. v. R., Van Loosdrecht, M., (1998). Activated Sludge model 2. Fourth Seminar on Activated Sludge Modelling, Danemark, 16-18 mars.
- Hooshyari, B., Azimi, A., Mehrdadi, N., (2008). Kinetic analysis of enhanced biological phosphorus removal in a hybrid integrated fixed film activated sludge process. *Int. J. Environ. Sci. Tech.* 6 (1), 149-158.
- Isaacs, S. H., Henze, M., (1995). Controlled carbon source addition to an alternating nitrification-denitrification wastewater treatment including biological phosphorus removal. *Water Research*. 29. 77-89.
- Jin, R., Zheng, P., (2009). Kinetics of nitrogen removal in high rate anammox upflow filter. *Journal of Hazardous Materials* 170.652–656.
- Kang, S.J.K., Astfalk, T.J., Englert, C.J., Deline, R.R., (1991). A new procedure for screening feasibility of biological phosphorus removal for a wastewater. *Wat.Sci. Tech.*, 23, Kyoto, pp.595-602.
- Kern- Jespersen, J. P., Henze, M., (1993). Biological phosphorus uptake under anoxic and aerobic conditions. *Wat. Res.*, 27, 4, pp. 617-624.
- Ky, R. C., (1999). Modélisation de l'enlèvement du phosphore d'un effluent agroalimentaire traité par réacteur biologique séquentiel. Thèse M. Sc. A. Ecole Polytechnique de Montréal, 196p.
- Levin, G., Shapiro, J., (1965). Metabolic uptake of phosphorus by wastewater organism, J. W. P. C. F., 37, 6, 800-821.
- Li, H., Chen, Y., Gu, G., (2008). The effect of propionic to acetic ratio on anaerobic –aerobic (low dissolved oxygen) biological phosphorus and nitrogen removal. *Bioresource Technol.* 99, 4400-4407.
- Liu, W. T., Mino, T., Matsuo, T., and Nakamura, K., (1996). Biological Phosphorus Removal Processes- Effect of pH on anaerobic Substrate Metabolism. *Wat. Sci. and Tech.* 34 (1-2). 25-32.
- Martin, G., Point sur l'épuration et le traitement des effluents (Eau-Air), Technique et Documentation, Tome III, Le Phosphore, Paris, France. (1987).
- Meganck, M., Malnou, D., Le Flohic, P., Faup, G. M. Rovel, J. M., (1985). The importance of the acidogenic microflora in biological phosphorus removal. *Wat. Sci. Tech.*, 17, 11/12. 199- 212.
- Menoret, C., (2001). Traitement d'effluents concentrés par cultures fixes sur gravier ou pouzzolane. Thèse de Doctorat en Sciences de l'Eau et de l'environnement Continental, Université de Montpellier II, France, 130p.
- Miller, D. A., Sack, W. A., Dix, S. P., Faredoon, K. M. et Lambert, M. F., (1994). Solids accumulation on accumulating sand filters on sale wastewater treatment. Actes de la conférence d'Atlanta. Ed. American Society of Agricultural Engineers. 301-309.
- Mino, T., Arun, V., Tsuzuki, Y., Matsu, T., (1987). Effect of phosphorus accumulation on acetate metabolism in the biological phosphorus removal process. IAWPRC specialized conference. Rome (28-30 september). 27- 38.
- Mokrani, M., (1995). Etude de la composition biochimique, protéine et matière grasse de la flore mésophile aérobie revivifiable du lait cru collecté au niveau de la wilaya Boumerdès et de ses environs. Mémoire d'Ingénieur : Génie Biologique : Faculté des Sciences biologiques USTHB, 70p.

- Molle, P., (2003). Filtres plantés de roseaux : Limites hydrauliques et rétention du Phosphore. Thèse de Doctorat en Sciences de l'Eau et de l'environnement Continental, Université de Montpellier II, France, 130p.
- Nguyen, L. M., (2000). Organic matter composition, microbial biomass and microbial activity in gravel bed constructed wetlands treating farm dairy wastewaters. *Ecol. Eng.* 16. 199- 221.
- Nicholls, H.A., Osborn, D.W., (1987). Improvement of the stability of the biological removal process at the Johannesburg Northern Works, Proceedings of an IAWPRC Specialized Conference held in Rome, Biological Phosphate Removal from wastewaters, Italy, 28-30 September, pp.261-272.
- Nittami, T., Oi, H., Matsumoto, K., Robert, J. S., (2011). Influence of temperature, pH and dissolved oxygen concentration on enhanced biological phosphorus removal under strictly aerobic conditions, *New Biotechnol.* 29. 1-7.
- Oehmen, A., Zeng, R. J., Keller, J., (2005c). Anaerobic metabolism of propionate by polyphosphate accumulating organisms in enhanced biological phosphorus removal systems. *Biotechnology and Bioengineering*, 91 (1).43-53.
- Padilla-Gasca, E, López-López, A., (2010). Kinetics of organic matter degradation in an upflow anaerobic filter using slaughterhouse wastewater. *J Bioremed Biodegrad* 1:106.
- Pambrun, V., Paul, E., Sbrana, M., (2008). Control and modelling of partial nitrification of effluents with high ammonia concentrations in sequencing batch reactor. *Chemical Engineering and Processing*. 47. 323-329.
- Pambrun, V., (2005). Analyse et modélisation de la nitrification partielle et de la précipitation concomitante du phosphore dans un réacteur à alimentation séquentielle. Thèse de Doctorat en Génie des Procédés et Environnement. INSA de Toulouse. 261p.
- Pandian, M., Nga, H., Pazhaniappan, S., (2011). Substrate removal kinetics of an anaerobic hybrid reactor treating pharmaceutical wastewater. *Journal of Water Sustainability*, 1, 3, 301-312.
- Panswad, T., Tongkhammak, N., Aotai, J., (2007). Estimation of intracellular phosphorus accumulating organisms at different P: COD feeding ratios. *Journal of Environmental Management* 84, 141-145.
- Pijuan, M., Saunders, A. M., Guisasola, J. A., Casas, C and Blackall, L. L., (2004). Enhanced Biological Phosphorus Removal in sequencing batch reactor using propionate as the sole carbon source. *Biotechnol. Bioeng.* 85, 56-67.
- Pitman, A.R., (1991). Design Considerations for Nutrient Removal Activated Sludge Plants. *Water Science and Technology*. 23.781-790.
- Poulin, E., (2005). Transformation et valorisation des boues rouges de l'industrie de l'aluminium en tant qu'agent de la déphosphatation. Thèse pour l'obtention du grade de Maître ès Sciences. Université du Québec, Canada, 200p.
- Randall, C. W., Barnard, J. L., Stensel, H. D., (1992). Design and retrofit of wastewater treatment plants from biological nutrient removal. *Water Quality Management Library – Volume 5*. Technomic publication, Pensilvania, USA.
- Rodgers, M. G. W., (2010). Production of polyhydroxybutyrate by activated sludge performing enhanced biological phosphorus removal, *Bioretech.* 101. 1049-1053.
- Rodier, J. L'analyse de l'eau, 8^{ème} Ed., Dunod, Paris, France., (1996).
- Roques, H. Fondements théoriques du traitement chimique des eaux, Volume II, Technique et Documentation- Lavoisier, Paris, France., (1990).

- Rogalla, F., Johnson, T. L., McQuarrie, J., (2006). Fixed film phosphorus removal-flexible enough? *Water Science and Technology*. 53. 75-81.
- Samuel, M., (1998). Caractérisation du potentiel de déphosphatation biologique de l'eau usée dans les boues activées. Thèse de Doctorat commencée en 1998 au Cemagref, <http://www.cemagref.fr>.
- Sathasivan, A.,(2009). Biological Phosphorus Removal Processes for Wastewater Treatment, in *Water and Wastewater Treatment Technologies*, [Ed. Saravanamuthu (Vigi) Vigneswaran], in *Encyclopedia of Life Support Systems (EOLSS)*, Developed under the Auspices of the UNESCO, Eolss Publishers, Oxford, UK, [<http://www.eolss.net>].(ISBN: 978-1-84826-644-5).
- Satoh, H., Ramey. W. D., Koch, F. A., Oldham, W. K., Mino, T., and Matsuo, T., (1996). Anaerobic substrate uptake by the enhanced biological phosphorus removal activated sludge treating real sewage. *Water Science and Technology*.34. (1-2).9-16.
- Schneider, I. D., Topalova, Y. I., (2011).Effect of bioaugmentation on anaerobic wastewater treatment in the dairy industry, *J. Dairy Sci*. 94.4389–4397.
- Serafim, L. S., Lemos, P. C., Reis, M. A. M., (2002). Effect of pH control on EBPR stability and efficiency.*Water Science and Technology*. 46. (-5). 179-184.
- Shammas, N. K., (1986). Interactions of temperature, pH and biomass on the nitrification process.*Journal WPCF*, volume 58, N°1.
- Smolders, G.J.F., Van der Meij, J., Van Loosdrecht, M.C.M., Heijnen, J. J., (1994a). Model of the Anaerobic Metabolism of the Biological Phosphorus Removal Process:Stoichiometry and pH influence.*Biotechnology and Bioengineering*.44.461-470.
- Sperandio, M., (1998). Développement d'une procédure de compartimentation d'une eau résiduaire urbaine et application à la modélisation dynamique de procédés à boues activées. Thèse de Doctorat : Génie des Procédés : Institut des Sciences Appliquées de Toulouse, 230p.
- Thomas, M., Wright, P., Blackall, L. L., Urbain, V., (2002). Optimisation of Noosa BNR plant to improve performance and reduce operating costs. *Water Sci. Technol*.47(12). 141-148.
- Tizghadam Ghazani, M., (2007). Etude des performances et optimisation d'un réacteur cascade à biomasse hybride pour le traitement des eaux usées urbaines. Doctorat en Chimie et Microbiologie de l'eau, Université de Limoges, France, 192p.
- Tracy, K. D., Flammino. A.,(1987). Biochemistry and energetic of biological phosphate removal, *Proceedings of an IAWPRC Specialized Conference held in Rome, Biological Phosphate Removal from Wastewaters, Italy*, 28-30 September, pp. 15-25.
- Tsuno, H., Somiya, I., (1987). A kinetic model for biological phosphorus removal incorporating intracellular organics and phosphorus pools, *Proceedings of an IAWPRC Specialized Conference held in Rome, Biological Phosphate Removal from Wastewaters, Italy*, 28-30 September, pp. 99-111.
- T'Seyen, J., (1986). Elimination du phosphore des eaux résiduaires par voie biologique. Thèse de Doctorat en Microbiologie de l'eau, Université de Metz, France, 259 p.
- Tizghadam Ghazani, M., (2007). Etude des performances et optimisation d'un réacteur cascade à biomasse hybride pour le traitement des eaux usées urbaines. Doctorat en Chimie et Microbiologie de l'eau, Université de Limoges, France, 192p.
- Wang, B, Li J, Wang L, Nie M, Li J., (1998). Mechanism of phosphorus removal bySBR submerged biofilm system. *Water Res*. 32. 2633–2638.
- Wang, X. J., Xia, S. Q., Chen, L., J.F. Zhao, J. F., N.J. Renault, N. J., Chovelon, J. M., (2006). Nutrients removal from municipal wastewater by chemical precipitation in a moving bed biofilm reactor.*Proc.Bioch.*, 41: 824–828.

- Wentzel, M.C., Dold, P.L., (1985). Kinetics of biological phosphorus removal release, Wat.Sci.Tech., 17, pp. 57-71.
- Wouters-Wasiak, K., (1994). Etude et contrôle des Processus de Nitrification –Dénitrification déphosphatation Biologique. Thèse de Doctorat : Ingénierie du Traitement et de l’Epuratation des Eaux : Institut National des Sciences Appliquées de Toulouse, 110p.
- Yagci, N., Artan, N., Cokgor, E.U., Randall, C.W., Orthon, D., (2003). Metabolic model for acetate uptake by a mixed culture of phosphate and glycogen- accumulating organisms under anaerobic conditions. Biotechnology and Bioengineering 84 (3), 359-373.
- Yetilmezsoy, K., Sakar, S., (2008). Development of empirical models for performance evaluation of UASB reactors treating poultry manure wastewater under different operational conditions. J. Hazard. Mater., 153, pp. 532-543.

ANNEXE I

Tableau III.3 : Evolution de l'élimination pour $[O_2] = 2,3 ; 3,5$ et $8 \text{ mg } O_2/L$

t (min)	% Elimination du Phosphore		
	2.3 mgO ₂ /L	3.5 mg O ₂ /L	8 mg O ₂ /L
0	0	0	0
30	5.31	11.27	7.14
60	8.39	20.32	11.57
90	12.04	27.25	14.03
120	13.01	35.33	16.70
150	19.97	36.56	20.19
180	20.00	38.00	24.00

Tableau III.4 : Evolution du P et de la DCO pour $DCO_I = 815 \text{ mg/L}$

Temps (h)	P (mg/L)		DCO (mg/L)	
	Aérobie	Anoxie	Aérobie	Anoxie
0	1.3.00	13.00	815	815
1	11,42	12.01		
2	10.66	11.66	650	450
3	10.37	11.34		
4	9.63	11.00	250	250
5	9.36	10.70		
6	9.30	10.66	150	200

Tableau III.5 : Evolution du P et de la DCO pour $DCO_I = 4150 \text{ mg/L}$

Temps (h)	P (mg/L)		DCO (mg/L)	
	Aérobie	Anoxie	Aérobie	Anoxie
0	13.00	13.00	4150	4150
1	9.80	11.00		
2	7.66	9.61	1700	1750
3	6.13	8.32		
4	5.63	7.00	1600	1680
5	5.41	6.41		
6	5.11	6.30	1430	1600

Tableau III.6: Evolution du P et de la DCO pour $DCO_I = 4550 \text{ mg/L}$.

Temps (h)	P (mg/L)		DCO (mg/L)	
	Aérobie	Anoxie	Aérobie	Anoxie
0	13.00	13.00	4550	4550
1	7.00	9.81		
2	6.66	8.70	1750	1720
3	6.21	7.66		
4	4.71	6.35	650	1100
5	4.42	5.90		
6	4.33	5.82	650	950

Tableau III.7: Evolution du P et de la DCO pour $DCO_I = 5350$ mg/L.

Temps (h)	P (mg/L)		DCO (mg/L)	
	Aérobic	Anoxie	Aérobic	Anoxie
0	13.00	13.00	5350	5350
1	6.20	8.20		
2	5.83	7.22	1800	1950
3	4.70	5.66		
4	4.50	5.40	1650	1550
5	4.00	5.33		
6	3.88	5.21	1150	1300

Tableau III.9 : Variation du pH en fonction du temps pour $DCO_I = 815$ mg/L

Temps (h)		0	1	2	3	4	5	6
pH	Aérobic	7	7.3	7.4	7.3	7.3	7.6	7.6
	Anoxie	7	7.1	7.5	7.3	7.2	7.5	7.6

Tableau III.10 : Variation du pH en fonction du temps pour $DCO_I = 4150$ mg/L

Temps (h)		0	1	2	3	4	5	6
pH	Aérobic	6.8	7.2	7.6	7.6	7.8	7.9	8
	Anoxie	6.8	7.2	7.5	7.7	7.7	7.8	7.8

Tableau III.11 : Variation du pH en fonction du temps pour $DCO_I = 4550$ mg/L

Temps (h)		0	1	2	3	4	5	6
pH	Aérobic	6.8	7.5	7.7	8	8	7.8	8.1
	Anoxie	6.8	7.8	7.6	7.8	7.8	7.8	8

Tableau III.12 : Variation du pH en fonction du temps pour $DCO_I = 5350$ mg/L

Temps (h)		0	1	2	3	4	5	6
pH	Aérobic	6.8	7.8	8	8.1	7.9	8.1	8.3
	Anoxie	6.6	7.1	7.3	7.5	7.4	7.4	7.7

Tableau III.13: Evolution du P et de la DCO pour $P_I = 6$ mg/L

Temps (h)	P (mg/L)		DCO (mg/L)	
	Aérobic	Anoxie	Aérobic	Anoxie
0	6.00	6.00	2500	2500
1	2.00	2.91		
2	1.83	2.55	1650	2250
3	1.67	2.51		
4	1.63	2.34	1250	1830
5	1.62	2.32		
6	1.53	2.22	1100	1750

Tableau III.14: Evolution du P et de la DCO pour $P_I = 19.5$ mg/L

Temps (h)	P (mg/L)		DCO (mg/L)	
	Aérobic	Anoxie	Aérobic	Anoxie
0	19.50	19.50	2380	2380
1	16.91	17.70		
2	14.00	16.00	1500	1650
3	12.90	14.88		
4	12.04	14.20	1200	1500
5	11.61	14.04		
6	11.52	13.98	950	1400

Tableau III.15 : Evolution du P et de la DCO pour $P_I = 27.5$ mg/L

Temps (h)	P (mg/L)		DCO (mg/L)	
	Aérobic	Anoxie	Aérobic	Anoxie
0	27.50	27.50	2430	2430
1	25.51	26.12		
2	22.53	24.56	1650	1700
3	20.84	23.32		
4	19.54	21.11	1100	1400
5	19.22	21.28		
6	18.92	21.00	850	1250

Tableau III.16: Evolution du P et de la DCO pour $P_I = 37.5$ mg/L

Temps (h)	P (mg/L)		DCO (mg/L)	
	Aérobic	Anoxie	Aérobic	Anoxie
0	37.50	37.50	2350	2350
1	36.21	36.30		
2	33.53	34.10	1550	1900
3	30.34	33.00		
4	29.29	32.04	1200	1300
5	28.52	31.91		
6	27.63	31.34	750	1100

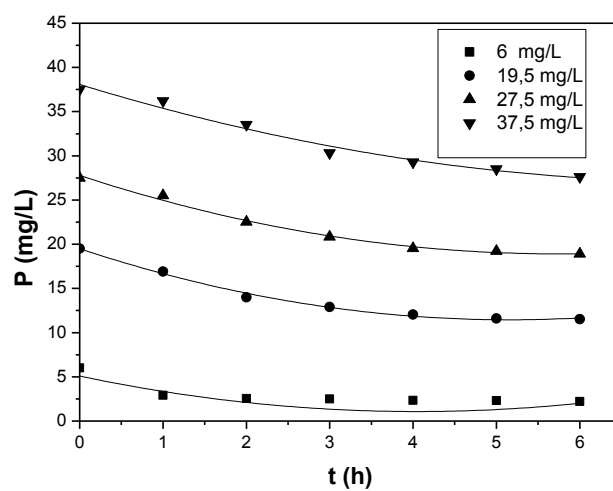


Figure III.10 : Evolution du Phosphore en fonction du temps en milieu aérobie

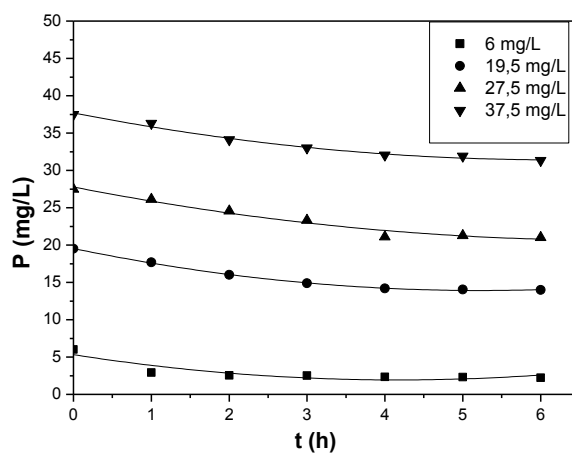


Figure III.11 : Evolution du Phosphore en fonction du temps en milieu anoxie

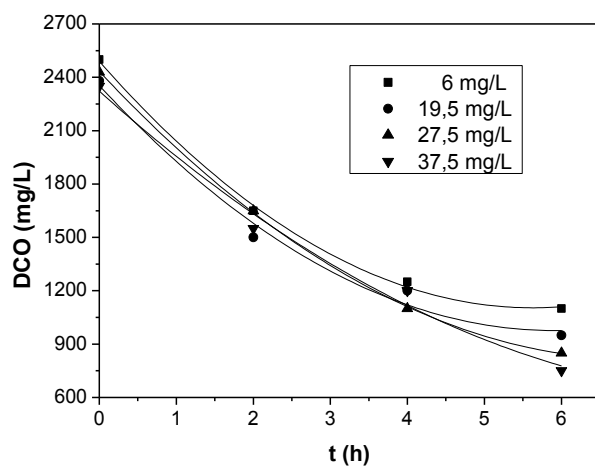


Figure III.12 : Evolution de la DCO en fonction du temps en milieu aérobie

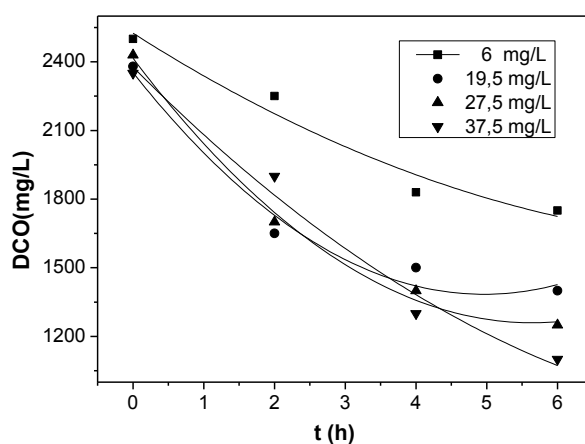


Figure III.13 : Evolution de la DCO en fonction du temps en milieu anoxie

Tableau III.18 : Evolution du P et de la DCO pour MES =1.26 g/L

Temps (h)	P (mg/L)		DCO (mg/L)	
	Aérobie	Anoxie	Aérobie	Anoxie
0	13.20	13.20	4300	4300
1	10.86	12.06		
2	9.78	10.62	1700	1850
3	8.26	10.26		
4	8.13	9.38	1650	1600
5	7.84	9.12		
6	7.18	8.11	1500	1650

Tableau III.19: Evolution du P et de la DCO pour MES = 1.75 g/L.

Temps (h)	P (mg/L)		DCO (mg/L)	
	Aérobie	Anoxie	Aérobie	Anoxie
0	13.20	13.20	4380	4380
1	10.11	11.38		
2	9.22	10.00	1600	1780
3	8.46	8.02		
4	6.73	7.03	1700	1650
5	5.61	6.30		
6	5.11	6.12	1450	1600

Tableau III.20 : Evolution du P et de la DCO pour MES = 2.94 g/L

Temps (h)	P (mg/L)		DCO (mg/L)	
	Aérobie	Anoxie	Aérobie	Anoxie
0	13.20	13.20	4500	4500
1	9.08	10.18		
2	7.10	8.73	1750	1700
3	5.51	7.47		
4	5.48	5.49	1100	1400
5	4.95	4.84		
6	4.48	4.68	900	1250

Tableau III.21: Evolution du P et de la DCO pour MES = 3.35 g/L

Temps (h)	P (mg/L)		DCO (mg/L)	
	Aérobie	Anoxie	Aérobie	Anoxie
0	13.20	13.20	4400	4400
1	8.84	9.56		
2	5.79	7.60	1450	1650
3	5.01	6.12		
4	4.78	5.20	1000	1100
5	4.41	4.50		
6	4.00	4.10	750	950

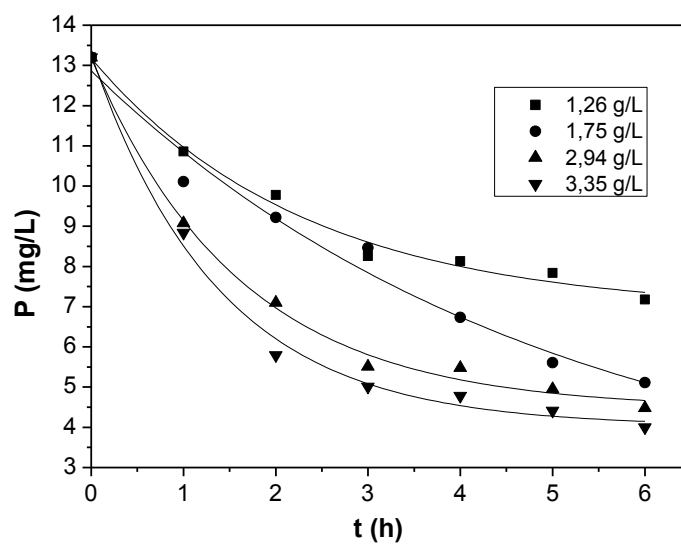


Figure III.16 : Evolution du phosphore en fonction du temps en milieu aérobie

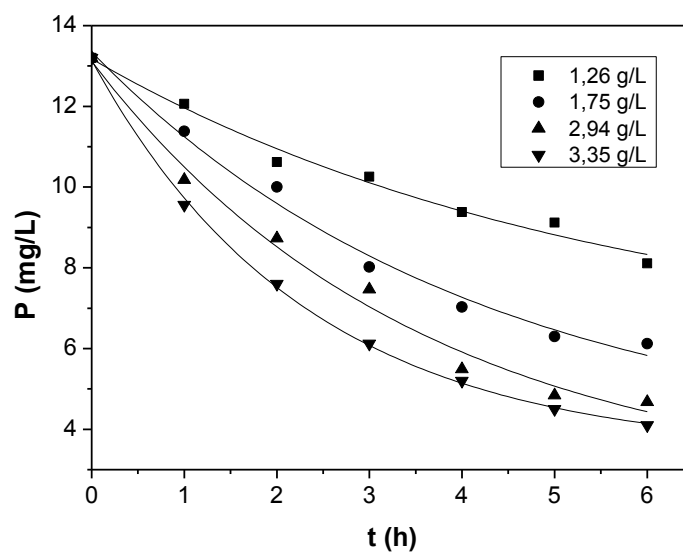


Figure III.17 : Evolution du phosphore en fonction du temps en milieu anoxie

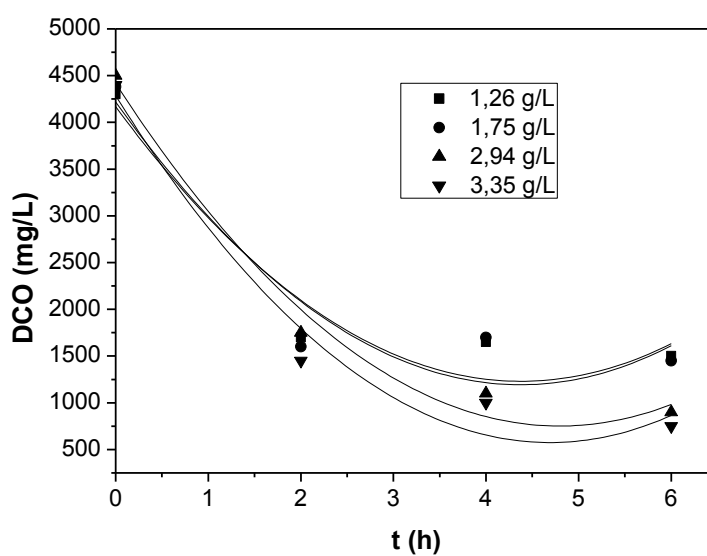


Figure III.18 : Evolution de la DCO en fonction du temps en aérobie

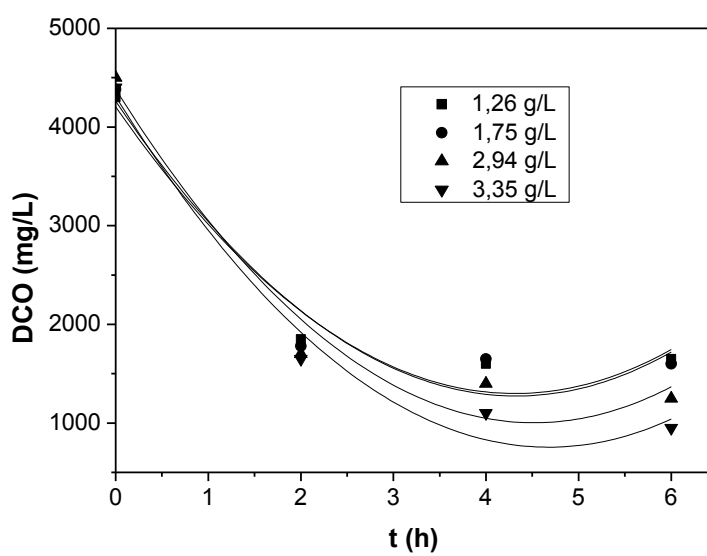


Figure III.19 : Evolution de la DCO en fonction du temps en anoxie

Tableau III.24 : $\ln (C_{p0}/C_p)$ en fonction du temps en milieu aérobie

t (h)	$\ln (C_{p0} / C_p)$			
	MES (g / L)			
	1.26	1.75	2.94	3.35
0	0	0	0	0
1	0.195	0.266	0.374	0.400
2	0.300	0.359	0.824	0.447
3	0.469	0.444	0.873	0.968
4	0.484	0.673	0.879	1.016
5	0.520	0.855	0.980	1.096
6	0.609	0.948	1.080	1.423

Tableau III.25 : $\ln (C_{p0}/C_p)$ en fonction du temps en milieu anoxie

t (h)	$\ln (C_{p0} / C_p)$			
	MES (g / L)			
	1.26	1.75	2.94	3.35
0	0	0	0	0
1	0.090	0.148	0.259	0.322
2	0.217	0.277	0.413	0.552
3	0.278	0.498	0.569	0.768
4	0.341	0.629	0.877	0.931
5	0.350	0.739	1.003	1.076
6	0.487	0.768	1.036	1.169

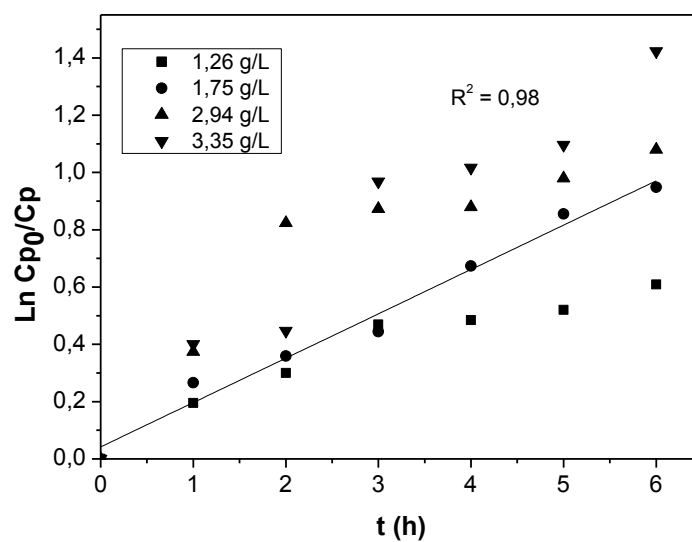
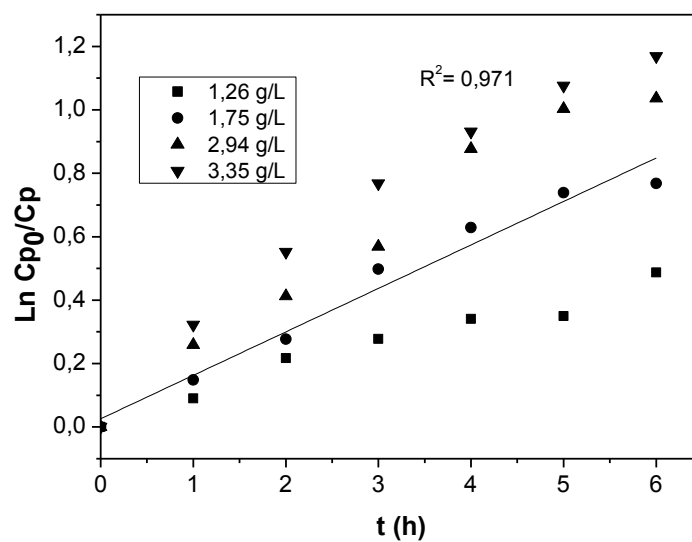
Figure III.22 : $\ln(P_0/P)$ en fonction du temps en milieu aérobieFigure III.23 : $\ln(P_0/P)$ en fonction du temps en milieu anoxie

Tableau III. 26 : Récapitulatif des essais anaérobies

Temps d'aération (h)	Quantité de substrat utilisé (mg/L)	Concentration maximale en $P_{\text{relargué}}$ (mgP/gMES) Acide acétique	Concentration maximale en $P_{\text{relargué}}$ (mgP/gMES) Acide propionique
1	50	2.25	1.62
	100	3.10	1.95
	150	3.60	5.85
	200	4.18	7.00
2	50	2.48	4.38
	100	3.68	7.38
	150	4.50	9.38
	200	4.68	10.30
3	50	1.28	1.41
	100	1.87	2.00
	150	3.40	3.73
	200	3.92	4.11

ANNEXE II

ANNEXE II

Tableau IV.4: Evolution du rendement d'élimination des phosphates en fonction du temps pour $V = 0.3$ m/h

Temps (j)	$(\text{PO}_4^{-3})_e(\text{mg/L})$	$(\text{PO}_4^{-3})_s(\text{mg/L})$	% Elimination des PO_4^{-3}
1	22.90	21.50	6.11
2	17.40	15.56	10.57
3	25.60	21.70	15.23
4	13.60	12.90	5.14
5	15.12	11.20	25.92
6	11.45	8.20	28.38
7	10.96	7.10	35.22
8	14.76	8.76	40.48
9	19.31	15.76	18.38
10	11.72	8.95	23.63
11	12.15	8.45	30.45
12	9.00	5.76	36.00
13	7.66	4.53	40.86
14	8.21	4.30	47.62
15	7.06	3.45	51.13
16	6.80	2.68	60.59
17	7.84	2.51	68.82
18	9.85	2.36	76.04
19	8.65	1.69	80.46
20	9.08	1.34	85.24
21	10.25	1.52	85.15
23	9.50	1.39	85.28
25	9.05	1.33	85.25

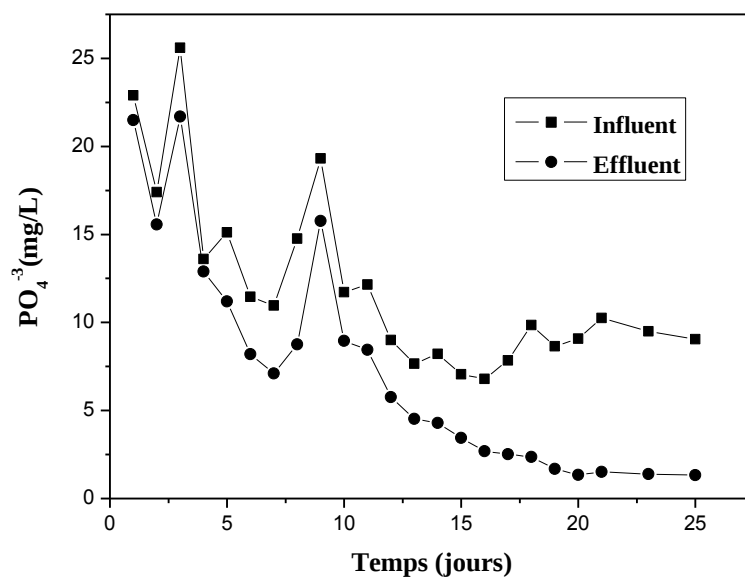


Figure IV. 4 : Evolution des PO_4^{-3} en fonction du temps pour une vitesse de 0.3 m/h

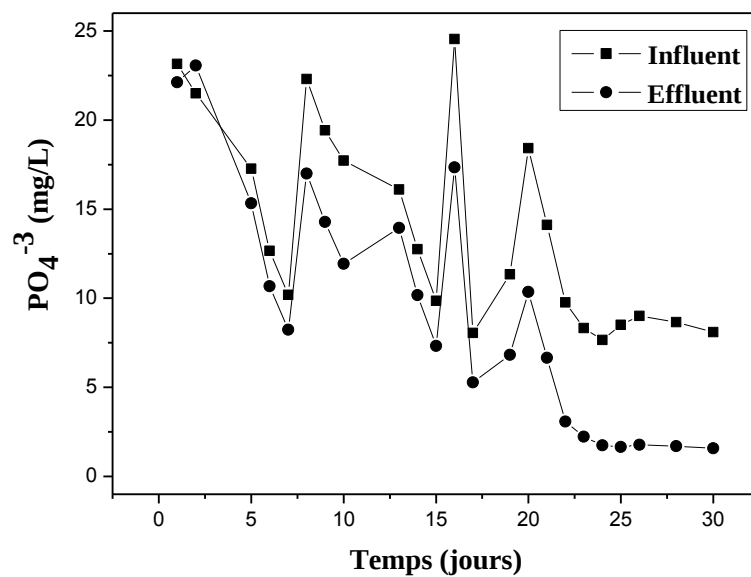


Figure IV.5 : Evolution des PO_4^{-3} en fonction du temps pour une vitesse de 0.6 m/h

Tableau IV.5 : Evolution du rendement d'élimination des phosphates en fonction du temps pour V= 0.6 m/h

Temps (j)	$(\text{PO}_4^{-3})_e(\text{mg/L})$	$(\text{PO}_4^{-3})_s(\text{mg/L})$	Elimination des $\text{PO}_4^{-3}(\%)$
1	23.15	23.18	-
2	21.5	23.06	-
5	17.27	15.33	11.13
6	12.66	10.68	15.64
7	10.19	8.23	19.23
8	22.3	17.00	23.76
9	19.42	14.28	25.47
10	17.72	11.93	32.67
13	16.10	13.95	13.35
14	12.75	10.17	20.23
15	9.85	7.32	24.15
16	24.55	17.35	29.32
17	8.05	5.28	34.40
19	11.34	6.83	39.76
20	18.42	10.36	43.20
21	14.12	6.65	52.90
22	9.77	3.08	68.47
23	8.33	2.23	73.23
24	7.66	1.75	77.15
25	8.50	1.66	80.47
26	9.00	1.77	80.33
28	8.66	1.70	80.36
30	8.10	1.58	80.47

Tableau IV.6 : Evolution de la DCO en fonction du temps pour V=0.3 m/h

Temps (j)	$(\text{DCO})_i(\text{mg/L})$	$(\text{DCO})_e(\text{mg/L})$	Elimination de la DCO(%)
1	6250	5800	7.20
2	5550	4850	12.61
3	5100	4165	18.33
4	3350	3025	9.70
5	4500	3725	17.22
6	3050	2290	24.92
7	4400	2810	36.36
8	4100	2360	42.44
9	7200	6015	16.46
10	9540	6980	26.83
11	6550	4350	33.59
12	5615	3430	38.91
13	4980	2830	43.17
14	3660	1840	50.55
15	5880	2666	54.76
16	3585	1250	65.13
17	2980	755	74.66
18	2715	310	88.60
19	4800	280	94.17
20	6950	205	97.05
21	7000	208	97.03
23	6900	200	97.10
25	6850	200	97.08

Tableau IV.7 : Evolution de la DCO en fonction du temps pour $V = 0.6 \text{ m/h}$

Temps (j)	$(\text{DCO})_i (\text{mg/L})$	$(\text{DCO})_e (\text{mg/L})$	Elimination de la DCO(%)
1	3820	3600	5.76
2	6435	6220	3.34
5	3200	2870	10.31
6	9140	7640	16.41
7	5770	4600	20.27
8	4450	3300	25.84
9	7535	5365	28.80
10	6515	4300	34.00
13	3100	2625	15.32
14	5250	4240	19.24
15	4350	3190	26.66
16	6200	4335	30.08
17	3500	2260	35.43
19	4900	2760	43.67
20	7990	3890	51.31
21	6240	2320	62.82
22	4370	1290	90.48
23	2650	500	81.13
24	4350	330	90.43
25	5500	260	95.27
26	6000	288	95.20
28	5850	279	25.23
30	5400	254	95.28

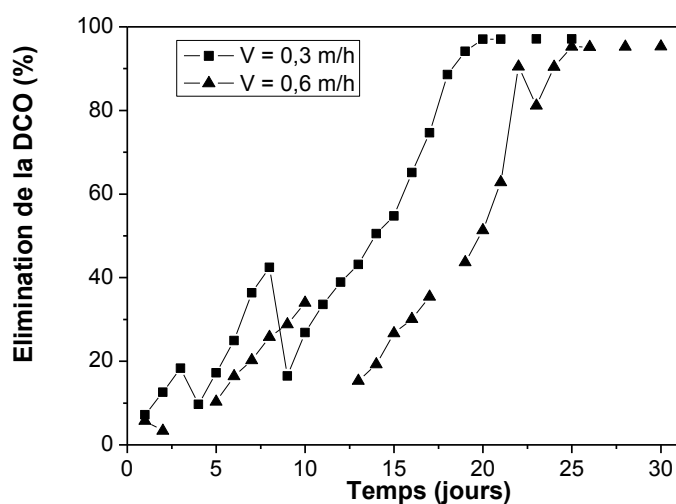


Figure IV. 8 : Evolution de l'élimination de la DCO en fonction du temps pour les deux vitesses

Tableau IV.8 : Evolution des nitrates en fonction du temps pour V= 0.3 m/h

Temps (j)	$(\text{NO}_3^-)_i(\text{mg/L})$	$(\text{NO}_3^-)_e(\text{mg/L})$
1	46.65	50.15
2	30.19	42.33
3	19.85	21.65
4	5.71	4.67
5	1.52	2.81
6	1.83	2.23
7	13.43	7.75
8	23.56	29.73
9	4.83	6.65
10	3.07	4.35
11	52.26	59.33
12	45.12	50.22
13	4.39	7.02
14	3.44	4.66
15	2.75	4.42
16	4.95	6.25
17	3.31	5.06
18	2.90	3.95
19	2.29	5.11
20	2.41	4.24
21	3.4	5.12
23	2.52	4.73
25	2.39	4.15

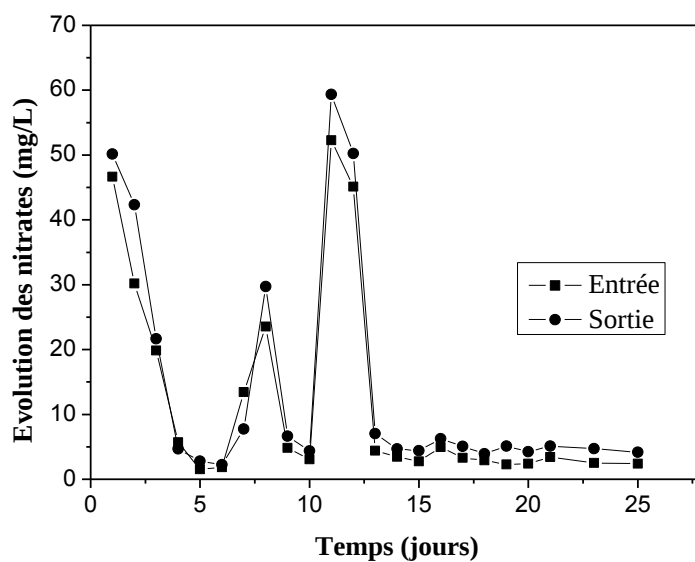


Figure IV.9 : Evolution des nitrates en fonction du temps pour une vitesse de 0.3 m/h

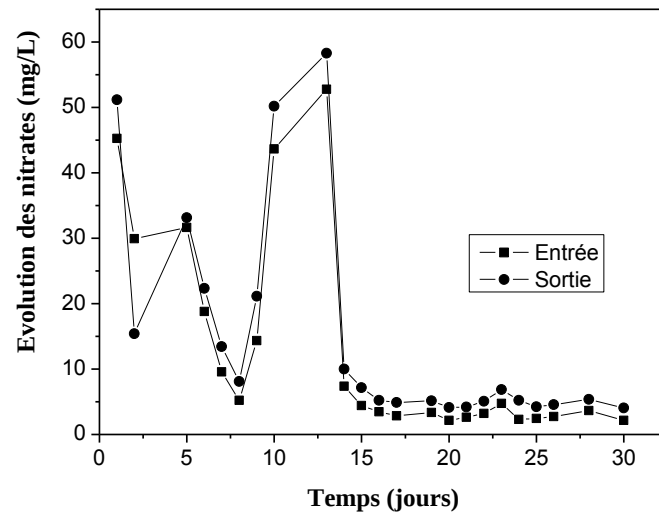


Figure IV.10 : Evolution des nitrates en fonction du temps pour une vitesse de 0.6 m/h

Tableau IV.9 : Evolution des nitrates en fonction du temps pour V= 0.6 m/h

Temps (j)	(NO ₃) _i (mg/L)	(NO ₃) _e (mg/L)
1	45.25	51.17
2	29.94	15.40
5	31.66	33.15
6	18.80	22.35
7	9.55	13.42
8	5.23	8.12
9	14.35	21.12
10	43.65	50.20
13	52.77	58.29
14	7.39	10.01
15	4.41	7.15
16	3.45	5.23
17	2.85	4.90
19	3.34	5.16
20	2.14	4.13
21	2.63	4.19
22	3.21	5.07
23	4.73	6.85
24	2.30	5.21
25	2.43	4.25
26	2.75	4.56
28	3.64	5.37
30	2.15	4.06

Tableau IV.10 : Evolution du pH en fonction du temps pour V=0.3 m/h

Temps (j)	(pH) _i	(pH) _e
1	5.95	6.87
2	6.73	7.14
3	6.05	6.84
4	5.72	6.42
5	6.84	7.50
6	6.65	8.20
7	5.95	6.55
8	6.13	6.80
9	6.04	7.19
10	5.43	5.89
11	6.20	7.40
12	6.25	7.37
13	6.75	7.25
14	6.35	7.64
15	6.82	7.90
16	6.65	8.09
17	6.94	7.66
18	6.80	7.90
19	6.25	8.13
20	6.15	7.20
21	6.75	7.35
23	6.09	7.10
25	6.34	6.90

Tableau IV.11 : Evolution du pH en fonction du temps pour V= 0.6 m/h

Temps (j)	(pH) _i	(pH) _e
1	6.90	7.30
2	6.35	6.50
5	7.20	8.10
6	7.50	7.80
7	6.85	7.43
8	6.13	6.54
9	6.42	7.13
10	6.20	6.93
13	6.05	7.15
14	6.35	7.45
15	6.14	7.22
16	6.75	7.50
17	6.16	7.35
19	6.25	7.10
20	6.35	8.25
21	6.80	7.60
22	6.84	7.44
23	6.25	8.10
24	6.14	7.83
25	6.28	7.35
26	6.35	7.16
28	6.43	7.34
30	6.65	8.04

Tableau IV.12 : Evolution du rendement d'élimination des phosphates en fonction de la charge en phosphates pour V= 0.3 m/h

% Elimination de PO_4^{3-}	C'_V (kg (PO_4^{3-})/m ³ . j)
6.11	0.151
18.38	0.127
23.63	0.077
28.38	0.075
35.22	0.072
76.04	0.065
85.28	0.063

Tableau IV.13 : Evolution du rendement d'élimination des phosphates en fonction de la charge en phosphates pour V= 0.6 m/h

% Elimination de PO_4^{3-}	C'_V (kg (PO_4^{3-})/m ³ . j)
4.45	0.306
23.76	0.294
26.47	0.256
42.20	0.241
52.90	0.180
68.47	0.129
73.23	0.110
80.47	0.107

Tableau IV.19 : Evolution des phosphates en fonction du temps pour les deux bioréacteurs

t (séries)	$[\text{PO}_4^{3-}]_i$ (mg/L)	Bioréacteur 1				Bioréacteur 2	
		Anoxie	Anaérobie	Aérobie		Aérobie	
		$[\text{PO}_4^{3-}]_e$ (mg/L)	$[\text{PO}_4^{3-}]_e$ (mg/L)	$[\text{PO}_4^{3-}]_e$ (mg/L)	%Elim.	$[\text{PO}_4^{3-}]_e$ (mg/L)	%Elim.
1	24.43	22.66	23.91	21.63	11.46	23.88	2.25
2	23.66	21.65	21.05	20.65	12.72	22.05	6.80
3	25.00	21.70	22.44	20.16	19.36	24.00	4.00
4	19.64	15.23	16.80	14.81	24.59	17.16	12.62
5	17.23	12.60	13.32	11.46	33.48	15.55	10.80
6	15.66	11.14	12.08	9.91	36.71	13.00	16.98
7	26.40	22.00	24.00	21.60	18.18	25.00	5.30
8	25.30	19.16	21.00	18.48	26.95	22.16	12.41
9	22.48	16.18	18.04	15.36	31.67	19.17	14.72
10	19.20	12.48	14.33	11.60	39.58	16.23	15.46
11	16.71	8.14	9.15	7.80	53.32	11.80	29.38
12	18.00	6.98	8.55	5.61	68.83	9.65	46.85
13	14.00	4.19	5.66	3.11	77.78	7.02	49.85
14	10.00	2.06	2.30	1.88	81.20	3.12	68.80
15	9.28	0.69	0.92	0.46	95.04	1.58	83.08
16	8.85	0.71	0.80	0.38	95.70	1.43	83.84

$[\text{PO}_4^{3-}]_i$: Concentration en phosphates à l'entrée de la colonne (influent)

$[\text{PO}_4^{3-}]_e$: Concentration en phosphates à la sortie de la colonne (effluent)

Tableau IV. 20 : Evolution de la DCO en fonction du temps pour les deux bioréacteurs

t (séries)	DCO _i (mg/L)	Bioréacteur 1				Bioréacteur 2	
		Anoxie	Anaérobie	Aérobie	% Elim.	Aérobie	% Elim.
		DCO _e (mg/L)	DCO _e (mg/L)	DCO _e (mg/L)		DCO _e (mg/L)	
1	1303.60	1007.40	880.90	1115.00	7.94	836.20	35.85
2	1075.60	1025.80	1013.20	1037.50	3.54	907.00	15.67
3	1009.30	758.40	334.40	856.40	15.15	550.60	45.44
4	2896.70	1128.50	664.90	1258.28	56.56	353.64	87.80
5	1824.00	872.30	684.00	1335.60	25.68	788.87	56.75
6	1551.40	996.96	962.90	1006.70	35.11	983.11	36.63
7	1377.40	983.20	964.60	1001.70	27.27	1205.70	12.46
8	664.43	587.92	507.38	642.28	3.33	567.77	14.84
9	347.85	215.22	116.43	303.80	12.66	165.92	52.30
10	369.00	186.30	160.09	240.48	34.83	206.41	44.15
11	451.30	184.80	150.50	239.17	47.00	176.30	60.93
12	1715.00	1303.00	941.02	1515.20	11.65	1050.10	38.77
13	488.30	312.30	274.20	317.20	35.04	280.60	42.53
14	520.00	294.00	187.50	300.90	42.13	203.40	60.88
15	580.60	160.09	138.11	179.28	69.12	155.50	73.21
16	166.00	150.00	108.50	51.13	69.20	44.60	73.13

Tableau IV.25 : Evolution des phosphates et du rendement d'élimination

t (Jours)	[PO ₄ ³⁻] _e (mg/L)	[PO ₄ ³⁻] _s (mg/L)			% Elim.
		Anoxie	Anaérobie	Aérobie	
1	23.26	15.83	29.39	19.43	16.47
2	16.04	15.17	15.83	13.64	14.98
3	11.67	08.61	10.15	05.55	52.41
4	02.66	05.12	03.70	0.11	95.58
5	02.61	03.70	03.27	0.18	92.83
6	-	-	-	-	-
7	-	-	-	-	-
8	27.03	21.51	32.33	22.59	16.41
9	11.02	16.51	32.33	22.59	16.41
10	24.90	24.35	24.79	20.74	16.68
11	11.67	11.53	11.90	08.07	30.88
12	35.61	33.86	34.66	24.02	32.53
13	26.65	24.65	25.74	17.57	34.05
14	11.46	11.23	12.12	06.43	43.87
15	20.53	19.54	19.90	06.10	70.27
16	19.18	18.64	19.83	05.76	71.07

Tableau IV.26 : Evolution de la DCO et du rendement d'élimination

t (Jours)	DCO _i (mg/L)	DCO _e (mg/L)			% Elim.
		Anoxie	Anaérobie	Aérobie	
1	609.90	390.00	295.60	269.60	55.60
2	469.20	432.48	359.04	352.92	24.80
3	100.80	97.20	-	87.00	13.70
4	564.48	-	349.44	253.12	55.15
5	111.30	-	-	80.14	28.00
6	1622.00	-	-	1038.08	36.00
7	1218.00	-	-	804.00	34.00
8	608.40	432.64	355.72	296.18	51.31
9	343.20	273.60	226.40	244.80	28.90
10	340.00	328.00	242.00	228.00	32.94
11	356.38	290.46	-	210.12	41.04
12	378.00	226	-	188.00	50.30
13	840.48	646.84	622.12	390.46	53.34
14	458.44	-	-	211.00	54.00
15	923.85	-	-	423	54.21
16	736.00	-	-	330.0	55.2

Tableau IV. 27 : Evolution des nitrates

t (Jours)	[NO ₃] _i (mg/L)	[NO ₃] _e (mg/L)			% Elim.
		Anoxie	Anaérobie	Aérobie	
1	1.53	2.38	0.87	1.65	-
2	3.64	1.11	0.01	2.56	29.67
3	1.18	0.03	0.01	2.12	-
4	0.82	0.62	0.89	0.24	70..73
5	0.42	0.13	0.60	0.89	-
6	12.33	10.81	1.47	11.94	3.16
7	6.10	5.87	2.07	6.16	-
8	3.91	3.75	1.43	2.88	26.34
9	1.19	0.61	0.33	1.09	8.40
10	0.23	0.13	0.05	0.14	39.13
11	1.16	0.14	0.06	0.04	96.55
12	0.89	0.73	0.53	0.43	51.68
13	0.63	0.52	0.33	0.29	53.96
14	1.33	0.78	0.01	0.67	49.62
15	1.26	0.69	0.52	0.70	44.44
16	-	-	-	330.0	55.2

Tableau IV.28 : Evolution du pH en fonction du temps

Temps (j)	pH _i	pH _e		
		Anoxie	Anaérobie	Aérobie
1	6.19	6.98	5.95	7.06
2	7.61	7.54	6.23	7.78
3	7.55	7.23	6.82	7.41
4	7.73	7.41	6.22	7.73
5	7.82	7.52	6.67	7.48
6	4.20	4.63	4.56	5.82
7	4.91	5.50	5.34	6.21
8	6.37	7.32	5.81	7.45
9	6.77	7.18	6.15	7.32
10	7.25	7.13	6.92	7.50
11	6.55	6.75	5.33	6.16
12	7.22	6.98	6.46	7.12
13	6.52	7.12	6.41	7.22
14	7.02	7.99	5.94	7.89
15	6.85	6.82	6.61	7.00

Tableau IV. 31 : Evolution des phosphates pour le procédé à CFSF

Temps (j)	$(\text{PO}_4^{-3})_e(\text{mg/L})$	$(\text{PO}_4^{-3})_s(\text{mg/L})$	%Elimin. des PO_4^{-3}
1	18.95	8.79	53.62
2	17.97	9.45	47.44
3	16.71	14.09	15.69
4	16.44	12.51	23.93
5	11.25	3.54	68.49
6	4.86	0.81	83.28
7	11.80	9.28	21.31
8	10.81	1.36	87.44
9	9.88	2.23	77.41
10	9.99	1.30	86.95
11	8.41	1.14	86.44
12	7.53	1.03	86.32
13	8.63	1.96	77.28
14	8.68	1.69	80.57
15	9.06	1.20	86.75

Tableau IV. 32 : Evolution de la DCO pour le procédé à CFSF

Temps (j)	$\text{DCO}_i(\text{mg/L})$	$\text{DCO}_e(\text{mg/L})$	% Elimination de la DCO
1	503.53	211.76	57.94
2	494.12	103.53	79.05
3	550.59	207.06	62.39
4	602.35	150.59	75.00
5	494.12	141.18	71.43
6	470.59	140.10	70.23
7	447.06	138.58	69.00
8	352.94	32.94	90.67
9	428.24	80.00	81.32
10	541.18	70.59	86.96
11	558.28	75.29	86.51
12	574.12	47.06	91.80
13	598.82	51.18	91.45
14	583.53	51.76	91.13
15	588.24	52.35	91.10

Tableau IV.33 : Evolution de l'azote ammoniacal pour le procédé à CFSF

Temps (j)	$\text{NH}_4^+ \text{e}(\text{mg/L})$	$\text{NH}_4^+ \text{s}(\text{mg/L})$	% Elimination NH_4^+
1	5.61	4.34	22.52
2	8.61	7.44	13.57
3	10.58	8.13	23.12
4	6.35	4.34	31.57
5	8.76	6.40	27.01
6	8.29	4.23	48.92
7	4.69	3.49	25.56
8	4.82	2.92	39.31
9	4.38	2.14	51.21
10	4.74	2.73	42.29
11	4.75	2.56	46.13
12	4.09	2.43	40.49
13	5.13	2.61	49.19
14	5.10	2.69	47.32
15	4.98	2.73	45.04

Tableau IV.34 : Evolution des nitrites pour le procédé à CFSF

Temps (j)	$\text{NO}_2^- \text{i}(\text{mg/L})$	$\text{NO}_2^- \text{e}(\text{mg/L})$	% Elimin. NO_2^-
1	1.21	0.84	30.41
2	0.89	0.44	50.00
3	0.86	0.46	47.10
4	0.84	0.33	60.45
5	0.76	0.26	66.39
6	0.77	0.19	75.61
7	0.46	0.19	57.53
8	0.43	0.20	52.94
9	0.39	0.22	44.44
10	0.39	0.21	45.32
11	0.39	0.19	51.61
12	0.13	0.06	55.88
13	0.13	0.05	64.08
14	0.13	0.05	63.56
15	0.13	0.05	62.69

Tableau IV.35 : Evolution des nitrates pour le procédé à CFSF

Temps (j)	$\text{NO}_3^- \text{ (mg/L)}$	$\text{NO}_3^- \text{ (mg/L)}$	% Elimin. NO_3^-
1	3.93	1.80	54.20
2	3.64	1.44	60.44
3	3.36	0.90	73.21
4	2.96	0.50	83.11
5	1.67	0.43	74.25
6	1.38	0.21	84.78
7	2.98	0.16	94.63
8	2.53	0.25	90.12
9	1.65	0.16	90.30
10	1.57	0.20	87.26
11	1.72	0.14	91.86
12	1.68	0.11	93.45
13	1.83	0.14	92.35
14	1.77	0.14	92.09
15	1.62	0.12	92.59

Tableau IV.40 : Evolution des phosphates sans ajout de matériau précipitant

t (min)	0	15	30	60	90	120	150	180	210	240
$\text{PO}_4^{3-} \text{ (mg/L)}$	10.45	8.49	7.02	6.37	5.88	5.30	4.70	4.65	4.57	4.56
% Elim. PO_4^{3-}	0	18.75	32.82	39.04	43.73	49.28	55.02	55.50	56.27	56.36

Tableau IV.41 : Evolution des phosphates avec ajout de roches calcaires concassées

t (min)	0	15	30	60	90	120	150	180	210	240
$\text{PO}_4^{3-} \text{ (mg/L)}$	10.45	5.47	5.31	4.90	4.74	4.49	3.95	3.76	3.76	3.76
% Elim	0	47.65	49.18	53.11	54.64	57.03	62.20	64.01	64.01	64.01

Tableau IV.42 : Evolution des phosphates avec ajout de roches ferrugineuses concassées

t (min)	0	15	30	60	90	120	150	180	210	240
$\text{PO}_4^{3-} \text{ (mg/L)}$	10.45	3.44	3.25	2.99	2.97	2.95	2.89	2.85	2.78	2.78
% Elim	0	67.08	68.90	71.38	71.58	71.77	72.34	72.73	73.39	73.39

Tableau IV. 46 : Evolution de l'élimination des phosphates

t (jours)	PO ₄ ³⁻ _{eb} (mg/L)	PO ₄ ³⁻ _{et} (mg/L)	% Elimin.
1	23.06	22.46	2.60
2	15.37	14.63	4.81
3	16.26	15.00	7.75
4	15.37	13.60	11.52
8	4.12	3.23	21.60
9	4.14	3.45	16.66
10	2.78	2.63	5.40
11	2.91	2.64	9.28
12	22.17	17.22	22.33
13	9.61	6.36	33.82
15	17.00	9.75	42.65
20	11.53	9.09	21.16
23	11.23	9.90	11.84
24	20.32	16.78	17.42
25	20.98	16.33	22.16
26	22.69	15.89	29.97
27	7.00	4.59	34.43
29	7.50	4.65	38.00
30	6.87	3.47	49.49
31	7.03	2.98	57.61
32	7.71	3.06	60.31
33	6.90	2.04	70.43
34	7.07	1.82	74.26
35	16.84	4.04	76.00
36	15.25	2.74	82.03
37	17.49	3.15	81.99
38	17.63	3.17	82.02

Tableau IV. 47 : Evolution de l'élimination de la DCO

t (jours)	DCO _{eb} (mg/L)	DCO _{et} (mg/L)	% Elimination
1	850	793	6.67
2	830	736	11.32
3	800	686	14.25
4	600	496	17.33
8	800	711	11.12
9	800	718	10.25
10	790	640	18.98
11	650	490	24.61
12	800	620	22.50
13	650	287	17.70
15	600	335	44.16
20	800	684	14.50
23	380	320	15.78
24	350	287	18.00
25	300	242	19.34
26	600	437	27.16
27	700	230	67.14
29	505	121	76.00
30	750	167	77.73
31	1481	130	91.22
32	1310	108	91.75
33	1290	102	93.80
34	990	38	96.16
35	1500	60	96.00
36	1390	58	95.83
37	1200	46	96.16
38	1095	43	96.07

Tableau IV. 48 : Phosphates éliminés et DCO dégradée

t (jours)	PO ₄ ³⁻ réel. éliminés	PO ₄ ³⁻ Théo. éliminés	DCO éliminée
23	1.33	0.40	60
24	3.54	0.42	63
25	4.65	0.39	58
26	6.80	1.08	163
27	2.41	3.13	470
29	2.85	2.56	384
30	3.40	3.88	583
31	4.05	9.00	1351
32	4.65	8.01	1202
33	4.86	7.86	1180
34	5.25	6.34	952
35	12.80	7.60	1440
36	12.51	8.88	1332
37	14.34	7.69	1154
38	14.46	7.01	1052

Tableau IV.50 : Evolution de l'azote ammoniacal

t (jours)	NH ₄ ⁺ _{eb} (mg/L)	NH ₄ ⁺ _{et} (mg/L)	% Elimin.
1	0.53	0.52	1.88
2	0.15	0.14	6.66
3	0.18	0.16	11.11
4	0.19	0.15	21.05
8	0.18	0.11	38.88
9	0.18	0.15	16.66
10	0.23	0.17	26.09
11	0.29	0.18	37.93
12	0.16	0.09	43.75
13	0.16	0.08	50.00
15	0.21	0.09	71.43
20	0.23	0.15	34.78
23	0.22	0.12	45.45
24	0.39	0.15	61.54
26	0.21	0.09	57.14
27	0.32	0.13	59.38
29	0.35	0.14	60.00
30	0.43	0.15	65.11
31	0.53	0.18	66.04
32	0.17	0.05	66.67
33	0.23	0.07	69.56
34	0.25	0.07	72.00

Tableau IV. 51 : Evolution de l'azote ammoniacal et des nitrates formés

Temps (j)	Eau brute		Eau traitée		NH ₄ ⁺ Elim. (%)
	NH ₄ ⁺ (mg/L)	NO ₃ ⁻ (mg/L)	NH ₄ ⁺ (mg/L)	NO ₃ ⁻ (mg/L)	
1	0.53	48.65	0.52	52.17	1.88
2	0.15	24.93	0.14	36.29	6.66
3	0.18	25.65	0.16	33.28	11.11
4	0.19	2.82	0.15	1.91	21.05
8	0.18	5.23	0.11	4.12	38.88
9	0.18	1.21	0.15	2.71	16.66
10	0.23	1.51	0.17	1.80	26.09
11	0.29	18.09	0.18	19.10	37.93
12	0.16	1.31	0.09	2.01	43.75
13	0.16	3.05	0.08	6.02	50.00
15	0.21	11.76	0.09	6.58	71.43
20	0.23	3.22	0.15	4.32	34.78
23	0.22	52.77	0.12	58.29	45.45
24	0.39	73.08	0.15	79.32	61.54
26	0.21	45.34	0.09	48.65	57.14
27	0.32	23.52	0.13	28.14	59.38
29	0.35	4.12	0.14	5.83	60.00
30	0.43	4.93	0.15	6.01	65.11
31	0.53	4.02	0.18	5.13	66.04
32	0.17	5.03	0.05	2.21	66.67
33	0.23	2.11	0.07	4.02	69.56
34	0.25	2.31	0.07	5.23	72.00

Tableau IV.52 : Evolution du pH

t (jours)	pH _{eb}	pH _{et}
1	5.75	6.40
2	5.04	5.80
3	6.15	6.62
4	6.61	6.97
8	5.92	6.60
9	5.72	5.90
10	5.74	5.92
11	6.64	7.00
12	6.26	6.95
13	6.04	7.21
15	6.82	7.02
20	5.43	5.87
23	6.20	6.95
24	6.13	6.70
25	5.89	6.94
26	6.63	6.75
27	6.65	6.71
29	6.74	7.07
30	6.65	7.00
31	6.70	6.91
32	6.93	7.00
33	6.95	7.02
34	6.95	7.02

Protocole de dosage du phosphore dans les boues issues du traitement pour les deux vitesses 0.3 et 0.6 m/h

Référence :Méthode inspirée de la norme AFNOR NF T 90-023

Méthode :

Méthode de digestion sous pression des matières minérales des boues au persulfate de potassium en milieu acide sulfurique concentré.

Mode opératoire :

- Carboniser à 550°C 100g de boues issues du traitement pendant 3 heures
- Broyer l'échantillon pendant 10 min
- Prélever 100 mg de cendres et l'introduire dans un tube à essais
- Ajouter 0.5 g de persulfate de potassium et 5 mL de H₂SO₄ à 98 %
- Visser le bouchon à moitié
- Introduire le support avec les tubes à essais dans l'autoclave : 1 bar, 110°C et 1h30
- Une fois la digestion terminée et la pression revenue à un bar, retirer les tubes
- Ajuster le volume de chaque échantillon à 100 mL dans une fiole jaugée, en veillant à bien récupérer tout ce qui est contenu dans les tubes à essais
- Effectuer une dilution au 1/100^{ème}
- Doser les phosphates par colorimétrie.

Remarque : Il est préférable d'éviter d'utiliser du savon pour laver la verrerie (car celui-ci peut contenir des polyphosphates). Si cela est nécessaire, il faut bien rincer à l'eau ainsi qu'une fois à l'acide sulfurique.

Modèle du premier ordre

Tableau IV.53 : Application du modèle du premier pour le bioréacteur 1

S_i (mg/L)	22.48	19.20	16.71	18.00	14.00	10.00	9.28	8.85
$(S_i - S_e)/t$ (mg/L.J)	7.12	3.80	2.97	3.09	2.18	1.35	1.26	1.06

Tableau IV.54 : Application du modèle du premier pour le bioréacteur 2

S_i (mg/L)	22.48	19.20	16.71	18.00	14.00	10.00	9.28	8.85
$(S_i - S_e)/t$ (mg/L.J)	3.31	1.48	1.63	2.08	1.37	1.15	1.10	0.93

Modèle de Stover-Kincannon

Tableau IV.55 : Détermination des constantes cinétiques à partir du modèle de Stover-Kincannon modifié pour le bioréacteur 1

t/S_i (J.L/mg)	0.044	0.104	0.179	0.222	0.357	0.600	0.754	0.904
$t/(S_i - S_e)$ (J.L/mg)	0.140	0.263	0.340	0.322	0.459	0.740	0.794	0.944

Tableau IV.56 : Détermination des constantes cinétiques à partir du modèle de Stover-Kincannon pour le bioréacteur 2

t/S_i (J.L/mg)	0.044	0.089	0.133	0.178	0.222	0.267	0.311	0.356
$t/(S_i - S_e)$ (J.L/mg)	0.302	0.673	0.611	0.479	0.716	0.872	0.909	1.078

Tableau IV.57 : Comparaison entre les valeurs prédites par le modèle de Stover-Kincannon et les valeurs expérimentales pour le bioréacteur 1

S_i (mg/L)	22.48	19.20	16.71	18	14	10	9.28	8.85
S_i/t (mg/L.J)	22.48	9.60	8.35	4.50	2.80	1.66	1.33	1.10
S_e prédits (mg/L)	17.07	10.82	8.79	6.39	3.26	1.21	0.77	0.48
S_e expér. (mg/L)	15.36	11.60	7.80	5.61	3.11	1.88	0.46	0.38