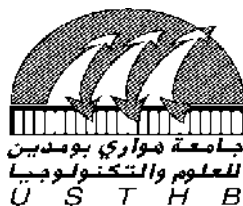


N° d'ordre : 21/2015_M/GP

REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE
Ministère de l'Enseignement Supérieur et de la Recherche Scientifique
Université des Sciences et de la Technologie Houari Boumediène
Faculté de Génie Mécanique et Génie des procédés



MEMOIRE

Présenté pour l'obtention du **diplôme** de **MAGISTER**

En : GÉNIE DES PROCÉDÉS

Spécialité : Génie des procédés industriels

Par : BRAKCHI Linda

Sujet

Conception et Réalisation d'un bioréacteur en lit fluidisé

Soutenu publiquement, le 01/07/2015, devant le jury composé de :

M ^{me} L. BOUMEHDI	Professeur	à l'USTHB	Présidente
M ^{me} K. ALLIA	Professeur	à l'USTHB	Directrice de mémoire
M ^{me} Z. SALEM	Professeur	à l'USTHB	Examinatrice
M ^{me} O. BENHABILES	Maître de Conférence	à l'USTHB	Invité

SOMMAIRE

Remerciements

Liste des tableaux

Liste des figures

Nomenclature

Introduction Générale 1

CHPITRE I : Les bioréacteurs anaérobies

I.1. La digestion anaérobie	3
I.2 Microbiologie de la digestion anaérobie	4
I.3 Les facteurs environnementaux affectant La digestion anaérobie	6
I.4 Les configurations du réacteur anaérobie	13
I.5 Partie théorique – modèles mathématiques de la digestion anaérobie	20

CHAPITRE II : La fluidisation

II.1. Introduction	30
II.2. Définition	31
II.3. Régime de fluidisation	32
II.4. Limites du domaine de fluidisation	33
II.5. L'expansion du lit	36
II.6. Problème pratique de la fluidisation	38
II.7. Avantages et inconvénients de la fluidisation	39

CHAPITRE III : Partie expérimentale

III.1 Conception, dimensionnement, et mise au point d'un bioréacteur en lit fluidisé	40
III.1.1 Introduction	40
III.1.2. Dispositif de l'installation expérimentale	41

III.1.3. Dimensionnement d'un bioréacteur anaéorobie	42
III.2. Matériels et méthodes	46
III.2.1. Introduction	46
III.2.2. Matières premières	46
III.2.3. Méthodes de mesure	48
III.2.4 Caractérisation physique des particules solides	49
III.2.5. Mesure de la DTS	50
CHAPITRE IV : Résultats et discussion	
IV.1. Introduction	54
IV.2. Étude hydrodynamique	54
IV.3. Mesure de la DTS	61
Conclusion Générale	66
ANNEXE	
Résumé	

Remerciements

Dieu merci de m'avoir guidé, afin de présenter ce modeste travail.

Je remercie tout d'abord ma promotrice **M^{me}ALLIA Khedidja**, Professeur à USTHB et directrice du Laboratoire LSGPI, pour m'avoir permis de réaliser ce mémoire au sein de son laboratoire et pour m'avoir si bien suivie et encadrée tout au long de mon travail.

J'exprime ma gratitude à Madame la présidente du jury **M^{me} L. BOUMEHDI** Professeur à l'USTHB ainsi qu'aux membres du jury **M^{me} Z.SALEM** Professeur à l'USTHB et **M^{me} O. BENHABILES** Maître de conférence à L'USTHB pour avoir accepté de juger ce travail, **et pour toute leur aide, leur orientation et leurs conseils.**

Je tiens à exprimer mes vifs remerciements à **M^r SAMIR**, propriétaire d'Algeropack pour son grande aide et sa contribution pour la réalisation du prototype expérimental.

Mes remerciements vont vers ceux qui ont contribué à la réalisation de ce mémoire et à mes enseignants qui m'ont suivi tout au long de mon cursus universitaire.

Nomenclature

ΔP_{lit}	perte de charge du lit	Pa
ΔP_{dist}	perte de charge de distributeur	Pa
U_{or}	vitesse du fluide dans les orifices de la grille de distribution	cm.s⁻¹
Re_p	nombre de Reynolds particulaire	-
Re_{mf}	nombre de Reynolds au minimum de fluidisation	-
N_{or}	nombre d'orifices	-
L_{or}	distance entre les orifices sur la plaque distributrice	μm
d_{or}	diamètre des orifices	μm
d_{50}	diamètre médian des particules	μm
d_{32}	diamètre de Sauter	μm
Ar	nombre d'Archimède	μm
A_{or}	aire des orifices	μm
d_p	diamètre des particules	μm²
E	expansion du lit	μm
g	accélération de pesanteur	-
H	hauteur du lit fluidisé	m.s⁻²
H_0	hauteur du lit fixe	m
Q_{mf}	débit minimale de fluidisation	m
T	température	ml.s⁻¹
U_{mf}	vitesse minimale de fluidisation	°C
U_t	vitesse terminale de chute des particules	cm.s⁻¹
ε	porosité du lit de particules	cm.s⁻¹
ε_0	porosité du lit fixe	-
ε_{mf}	porosité du lit au minimum de fluidisation	-
ψ	facteur de sphéricité	-
μ_f	viscosité dynamique du fluide	-
ρ_f	masse volumique du fluide	Pa.s
ρ_a	masse volumique apparente du lit	cm.s⁻³
ρ_p	masse volumique de la particule	cm.s⁻³
ρ_s	masse volumique du solide	cm.s⁻³

C	concentration adimensionnée du traceur	cm.s⁻³
C _D	coefficient de trainée	-
D _c	diamètre de la colonne de fluidisation	-
n	coefficient de Richardson-Zaki	m
N	nombre de densité de particules ; nombre de particules par unité de volume	-
ΔP	pression du fluide	-
S	l'aire de la section de la colonne	Pa
S _p	Surface d'une particule	cm² μm²

Liste des tableaux

Tableau I.1 :Composition des éléments typiques des bactéries méthanogénique (mg.L^{-1})

Tableau I.2: Effets de micronutriments sur certains processus physiologiques et opérationnels de la digestion anaérobie.

Tableau I.3: Concentration (mg.L^{-1}) en métal lourd qui provoquent une réduction de 50% de production de gaz dans les digesteurs de laboratoire.

Tableau I.4: Conditions opératoire des diverses configurations des digesteurs anaéorobies.

Tableau I.5: exemple des caractéristiques physique de supports utilisé pour former des biofilm.

Tableau II.1 : Nombres caractéristiques adimensionnels.

Tableau II.2 : Corrélations pour le calcul de la vitesse minimale de fluidisation biphasique.

Tableau III.1.1 : Conditions opératoires des bioréacteurs en lit fluidisé.

Tableau III.2.1 : Caractéristiques des particules solides.

Tableau IV.1 : propriétés physiques du lit fixe.

Tableau IV.3 : Comparaison des résultats expérimentaux avec ceux prévus par la littérature pour les trois poudres à différentes hauteur pour leva, Pillai et Rajaro, et Lucas et al.

Tableau IV.4 : Tableau de résultats relatif au traceur.

Tableau IV.5 : Résultats relatives à la DTS.

Liste des figures

Figure I.1 : Schéma simple représentant le processus d'une digestion anaérobie.

Figure I.2: Différentes configurations des réacteurs anaérobies utilisés pour le traitement des eaux usées

Figure I.3 : Réactions dans le bioréacteur anaérobie

Figure I.4 : stratégies d'utilisation des biofilms.

Figure I.5 : Schéma de principe des réacteur mettant en œuvre des biofilm fixés sur support

Figure I.6 : Modélisation des processus biochimique de l'ADM1

Figure I.7 : Schéma de fonctionnement biochimique du modèle AM2.

Figure I.8 : Les solutions possibles des cas $\mu_1(S_1) = \alpha D(A)$ et $\mu_2(S_2) = \alpha D(B)$

Figure I.9 : Les positions possibles de S_{2in} par rapport à λ_2^1 et λ_2^2 quand $S_{1in} < \lambda_1(D)$.

Figure II.1 : Boucle fermée de la fluidisation liquide.

Figure II.2 : lits fluidisés (vitesses croissantes de fluide gaz et liquide).

Figure II.3 : Classification de Geldart.

Figure II.4 : Perte de charge dans un lit fluidisé en fonction de la vitesse du fluide de fluidisation.

Figure III.1.1 : le bioréacteur à lit fluidisé : schéma du dispositif expérimental.

Figure III.1.2 : schéma de la disposition des orifices du distributeur (A) en triangle équilatéraux (B) en carré.

Figure III.1.3 : Coefficient de traînée C_D en fonction du Re_p .

Figure III.1.4 : photo du distributeur utilisé.

Figure III.2.1 : Distribution granulométrique des billes de verre obtenue par tamisage.

Figure III.2.2 : Distribution des particules solides obtenue par granulométrie laser.

Figure III.2.3 : Fréquence cumulée des billes de verre.

Figure III.2.4: Courbe de distribution des temps de séjour

Figure III.2.5 : Types d'injection et réponses associés pour la détermination de la distribution des temps de séjour.

Figure IV.1 : Schéma du lit fixe de particules

Figure IV.2: Évolution de la perte de charge en fonction de la vitesse superficielle de l'eau.

Figure IV.3 : évolution de la perte de charge en fonction de la vitesse superficielle de l'eau pour différentes hauteurs du lit. (**Série 1**=0,065m, **série 2**=0,100m, **série 3**=0,110m).

Figure IV.4 : Détermination graphique de U_{minf} et ΔP_{max}

Figure IV.5 : Distribution des temps de séjour pour $U= 0,023$ cm/s

Introduction Générale

Les réacteurs en lit fluidisé sont rencontrés dans de nombreux et divers domaines d'applications, à l'exemple : du chauffage/refroidissement de gaz ou de solides divisés, à contact direct ou via des échangeurs immergés, la production ou la récupération d'énergie thermique, la calcination de minerai, le séchage/désorption, la gazéification de combustibles solides la méthanisation, la biodégradation. [1]

Cette technique de mise en contact présente un certain nombre d'avantages qui sont à la base de son véritable développement dans les années qui ont suivi la seconde guerre mondiale. L'une des propriétés les plus avantageuses de la fluidisation est le fait que la phase solide est parfaitement mélangée au sein de la suspension. De ce fait, le lit fluidisé est tout à fait homogène en température et concentration. Cette homogénéité donne aux lits fluidisés un avantage indéniable par rapport aux lits fixes qui sont souvent soumis à un fort gradient de température et au colmatage. [2]

La fluidisation est un phénomène intermédiaire entre l'état fixe d'un lit de particules et leur transport, elle se produit dans une gamme de vitesses comprises entre la vitesse au minimum de fluidisation (U_{mf}) et la vitesse terminale de chute (U_t) des particules.

L'objectif de notre travail a été de concevoir et de réaliser un bioréacteur anaérobie liquide solide en lit fluidisé et d'étudier et de caractériser l'hydrodynamique de ce dernier.

On présentera dans ce mémoire une synthèse bibliographique sur les connaissances relatives ;

- aux *bioréacteurs anaérobies*, dont le taux de charge organique élevé réduit et la faible production de boues sont parmi les nombreux avantages qu'il présente par rapport aux autres opérations unitaires biologiques. Mais aussi, une caractéristique majeure et qui est un facteur important pour l'application de ces bioréacteurs anaérobies est la production d'énergie. Cette dernière, étant une énergie positive car le biogaz produit pourrait remplacer les sources de combustibles fossiles et, par conséquent, aurait un effet positif et direct sur la réduction de gaz à effet de serre.
- A la *fluidisation*, et les différents travaux réalisés dans les bioréacteurs en lit fluidisé.
- Par la suite nous présenterons la mise au point du fonctionnement du bioréacteur conçu à l'échelle du laboratoire et le *comportement hydrodynamique de trois (03) systèmes biphasés*

avec lesquels nous avons travaillé (liquide-particules solides), en termes de pertes de charges et régime de fluidisation, du temps de séjour, avec leurs différentes techniques de mesure.

- À la fin une partie est consacrée *aux résultats relatifs à l'hydrodynamique des trois systèmes dans des conditions opératoires précises*, qui nous aideront lors de l'étude cinétique de la biodégradation d'une eau usée, mais aussi la combinaison des études hydrodynamiques et cinétiques qui nous permettront par la suite de modéliser la dégradation d'une eau usée au sein du bioréacteur anaérobie.

En conclusion, nous mentionnerons les principaux résultats obtenus lors de l'étude hydrodynamique liquide-particules solides, et d'autre part la caractérisation et la modélisation du bioréacteur en lit fluidisé (liquide-particules solides).

I.1. La digestion anaérobie

Le terme de digestion anaérobie est utilisé pour décrire les différents procédés de traitement anaérobie des déchets. Le principe de base commun à tous est le fait que la dégradation biologique des composants organiques soit effectuée sans que l'oxygène moléculaire (de l'air) ne soit nécessaire. Dans la plupart des cas, les processus de digestion anaérobie sont également méthanogènes, à savoir que la plupart des atomes de carbone en provenance de la matière de déchets est réduite en méthane (CH_4), produit final du métabolisme biologique dans les environnements anaérobies[3]. La valeur économique du méthane produit par la digestion anaérobie peut être un facteur important dans le choix de cette technologie de traitement, permettant des niveaux significatifs de récupération d'énergie pour le chauffage, l'éclairage et la production d'électricité. Ceci bien que la dégradation anaérobie des polluants organiques puisse être réalisée sans formation de méthane, à l'exemple des bactéries dénitrifiantes et sulfato-réductrices qui utilisent le nitrate et le sulfate comme accepteurs d'électrons terminaux. Ce terme se réfère généralement à la digestion anaérobie pour le processus méthanogène dans lequel le dioxyde de carbone agit comme l'accepteur d'électron terminal [4].

La faisabilité de la digestion anaérobie a été démontrée pour de nombreux et différents types de déchets, cependant, seule une proportion relativement faible a montré des avantages cohérents par rapport aux technologies de traitement aérobie lorsqu'ils sont mis en œuvre à l'échelle industrielle. En conséquence, la gamme d'applications éprouvées est actuellement faible par rapport au nombre d'applications potentielles et la digestion anaérobie est généralement limitée au traitement des déchets de haute résistance ayant une composition relativement constante. Ceci inclut notamment; la transformation des aliments et du papier, les eaux usées, les boues d'épuration, les engrais agricoles, les résidus de récolte, et plusieurs autres eaux usées industrielles spécifiques. Le taux de charge organique maximal utilisé dans ces cas est souvent supérieur à un ordre de grandeur élevé comparativement au processus aérobie équivalent. De plus, de nombreux polluants organiques, tels que les pesticides, les composés halogénés et les mélanges chimiques complexes présents dans les lixiviats de décharge, ne sont pas particulièrement favorables aux voies de dégradation aérobie, mais peuvent être facilement traitées par voie anaérobie. Aussi, en tant que technologie émergente, son succès a été initialement entravé par les modèles de réacteurs insatisfaisants qui avaient été hérités des procédés classiques (aérobie). En effet, ces derniers ont échoué

dans l'optimisation de l'efficacité du traitement, ce qui a souvent été la cause de l'échec du processus. Toutefois, les développements récents dans la conception du réacteur anaérobie ont permis au potentiel de la digestion anaérobie d'atteindre les objectifs souhaités.

Aussi, jusqu'à récemment, l'écologie microbienne complexe de la boue (biomasse) dans les systèmes de digestion anaérobie a été mal comprise, ce qui a sans aucun doute joué un rôle dans le lent mouvement vers l'exploitation de cette technologie dans le traitement des effluents pollués. Ces questions ont été complètement élucidées au cours des deux dernières décennies, et c'est ce qui a permis la conception, la gestion et le contrôle d'installations modernes de traitement à grande échelle, avec un degré élevé de confiance quant à leur performance. Le traitement anaérobie est sans doute le système de traitement des eaux usées le plus prometteur pour répondre aux critères souhaités pour la future technologie et est favorable au développement durable de l'environnement[4]. Notons qu'une littérature florissante quant à ce procédé montre le niveau atteint du point de vue ; biochimie, microbiologie anaérobie, procédés anaérobies et surtout pour les applications de traitement des eaux usées industrielles.

I.2 Microbiologie de la digestion anaérobie

La production de méthane est l'étape finale dans une cascade de réactions biochimiques qui se déroulent dans les digesteurs anaérobies traitant les composants organiques des boues et des eaux usées. Cependant, aucun micro-organisme particulier n'est capable d'effectuer toutes ces réactions de façon indépendante. Par conséquent, les procédés de traitement anaérobies sont des écosystèmes complexes comprenant plusieurs et divers microbiens (organismes qui ont le même rôle spécialisé dans leur communauté) qui agissent ensemble de manière coordonnée pour convertir les composants organiques en méthane et dioxyde de carbone. Les premières études sur la digestion anaérobie indiquent que le processus de transformation impliquerait au moins deux étapes, l'acidification initiale de la matière organique complexe suivie par la formation de gaz à partir d'intermédiaires simples (Figure I.1).

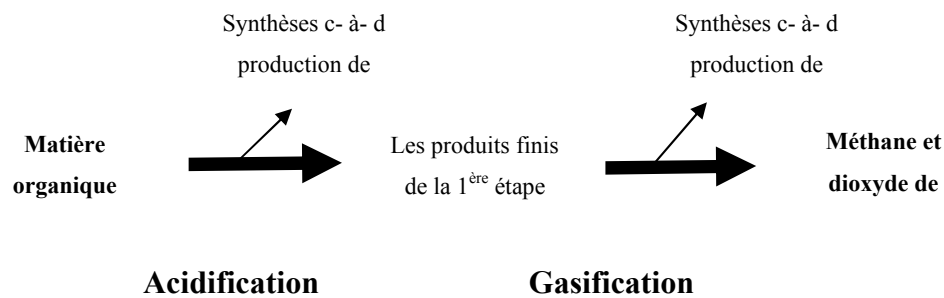


Figure I.1 : **Schéma simple représentant le processus d'une digestion anaérobie.**[4]

Une plus grande compréhension du processus anaérobie a permis de détailler le processus et proposer de nouveaux schémas alternatifs qui détaillent à la fois la conversion du substrat et le flux dans la transformation de matière organique en méthane et dioxyde de carbone.[10]

Comme aucune des étapes ci-dessus ne se produit par des réactions chimiques spontanées à un quelconque degré significatif, les étapes individuelles sont catalysées par des groupes distincts de microorganismes, ayant chacun un rôle spécifique dans le processus global. Ces consortiums microbiens affectent une répartition complète des substrats organiques complexes, bien que la série du métabolisme, un processus impliquant l'écoulement séquentiel des substrats et des produits d'une guildes microbienne à l'autre. La classification suivante illustre le consortium bactérien de la digestion anaérobie et met en lumière les relations entre chacun des groupes bactériens concernés :

1. Le premier groupe microbien, est composé de bactéries hydrolytiques. Celles-ci décomposent les lipides, les molécules polymériques complexes (par exemple, protéines et hydrates de carbone) et la matière organique particulaire en composants solubles plus simples tels que des acides gras à chaîne courte, le glycérol, des peptides, des acides aminés, des oligosaccharides et des sucres.
2. Le second groupe concerne les bactéries formant des acides et se compose de deux acidogènes (l'acide organique) et les bactéries acétogènes (l'acétate). Ces bactéries acidogènes convertissent les produits finaux à partir du premier groupe à la fois dans les substrats essentiels de la méthanogénèse, à savoir l'acétate, de l'hydrogène, du dioxyde de carbone, et un certain nombre de produits intermédiaires mineurs tels que le formiate, le propionate, le butyrate, le valérate, etc
3. La séquence est terminée par le troisième groupe de bactéries, les méthanogènes, qui consomment les produits finaux du deuxième groupe de bactéries et les convertissent

en produits finis définitifs (méthane et dioxyde de carbone). Les méthanogènes comprennent deux groupes distincts du point de vue physiologique les bactéries formant du méthane, à savoir les bactéries méthanogènes acétoclastique et les bactéries méthanogènes utilisant l'hydrogène.[4]

I. 3 Les facteurs environnementaux affectant la digestion anaérobie

Une dégradation anaérobie efficace de la matière organique nécessite des populations saines de groupes bactériens concernés d’agir en synergie. Dans tous les procédés de traitement biologique des eaux usées, l'élimination efficace des polluants et contaminants dépend non seulement du potentiel métabolique des microorganismes, mais aussi de l'existence de conditions d'environnement appropriées. Dans les procédés de traitement anaérobie, principalement en raison de la nature critique des relations syntrophiques[4], les conditions environnementales nécessitent une surveillance et un contrôle rigoureux quant aux paramètres notamment la composition en nutriments, la température, le pH, le mélange, la toxicité et l'inhibition etc.

I.3.1 Les nutriments

Les besoins nutritionnels des bactéries anaérobies sont d'une importance fondamentale car les nutriments fournissent les blocs de construction de base pour la croissance cellulaire, et s’assurent que la cellule soit capable de synthétiser les enzymes et cofacteurs qui initient les réactions biochimiques et métaboliques. Les éléments nutritifs peuvent être divisés en deux groupes ; les macroéléments et oligo-éléments, en fonction des quantités relatives requises par la cellule. Il est essentiel pour les deux types d'éléments nutritifs d'être présents sous une forme disponible dans le milieu de croissance, afin de permettre une absorption efficace. *Idéalement, les teneurs en éléments nutritifs doit être supérieure à la concentration optimale requise comme les bactéries anaérobies peuvent être sévèrement inhibées par même de légères carences en nutriments.* Cependant, de nombreux nutriments essentiels peuvent devenir toxiques lorsqu'ils sont présents avec des concentrations élevées [4], un fait qui exclut l'utilisation d'ajouts excédentaires. Une estimation grossière de la quantité théorique de macroéléments, de l'azote (N), du phosphore (P) et du soufre (S), qui sont requis dans les digesteurs peut être déduite de la composition élémentaire des cellules bactériennes à l'intérieur de la boue anaérobie [4].

La formule empirique de la biomasse étant $C_5 H_7 O_2 N$, l'exigence d'azote serait 3-6 kg N / 1000 kg de DCO consommés ou de 0,5 à 10 kg N / 60 m³ de méthane produite. Toutefois, certains résultats donnent un rapport optimal (C/N égal 30/1)[4]. Il est à noter, que les vrais bilans d'éléments nutritifs dans les deux systèmes de traitement aérobie et anaérobie ne sont pas des ratios fixes et varient en fonction de conditions de fonctionnement (charge organique, la température, temps de séjour des boues). L'azote peut se produire dans une grande variété de formes inorganiques, l'ammoniac étant la plus courante (NH_3), le nitrate (NO_3), les nitrites (NO_2), et de l'azote gazeux (N_2). L'ammoniaque est la forme inorganique la plus utilisée de l'azote, elle existe à l'état réduit qui est requis pour le métabolisme anabolique et un état non chargé qui facilite l'absorption cellulaire.

Quant au phosphore, plusieurs rapports N/P de l'ordre de 7/1 et DCO/P variant entre 80/1 et 200/1[10]. Les formes habituelles prises par le phosphore en solution aqueuse comprennent les orthophosphates, les polyphosphates, et le phosphate organique. Les orthophosphates, par exemple PO_4^{-3} , HPO_4^{2-} , $H_2PO_4^-$, H_3PO_4 , sont immédiatement disponibles pour le métabolisme biologique sans autre modification, des phosphates organiques doivent généralement être hydrolysés par la cellule pour libérer du phosphate inorganique avant utilisation.

En plus des deux macronutriments principaux (N et P), les exigences en soufre (S) des bactéries anaérobies devraient aussi être satisfaites, ce qui peut être fourni sous forme de soufre, de sulfure, thiosulfate, sulfate ou acides aminés (cystéine et méthionine). Les concentrations optimales du digesteur de S qui ont été rapportées se trouvent entre 0,001 et 1,0 mg.L⁻¹. [5].

En ce qui concerne les micronutriments, les bactéries anaérobies exigent une gamme d'oligo-éléments pour le métabolisme et la croissance. Ces prescriptions peuvent être déduites de la composition élémentaire des bactéries anaérobies (tableau I.1). En outre, les effets physiologiques et des concentrations de micronutriments individuels qui ont été signalés pour améliorer la performance du processus sont portées sur le tableau I.2.

Tableau I.1 :Composition des éléments typiques des bactéries méthanogénique (mg.L⁻¹) [4]

Eléments	Intervalles	
C	370 000	440 000
H	55 000	65 000
N	95 000	128 000
Na	3 000	40 000
K	1 300	50 000
S	5 600	12 000
P	5 000	28 000
Ca	85	4 500
Mg	900	5 300
Fe	700	2 800
Ni	65	180
Co	10	120
Mo	10	70
Zn	50	630
Cu	<10	160
Mn	<5	25

Tableau I.2: Effets de micronutriments sur certains processus physiologiques et opérationnels de la digestion anaérobie. [4]

Nutriments	Concentration nécessaire mg.L ⁻¹		Effet sur la digestion
Ca	100à	200	Granulation et augmentation de l'activité
Mg	75à	150	Granulation et augmentation de l'activité
Na	100à	200	Augmentation de l'activité
Fe	20à	100	Augmentation de l'activité et précipitation du sulfure
K	200à	400	Augmentation de l'activité
Ba	0,01 à	0,1	Effet du cation divalent, bonne granulation
Co		20	Formiate déshydrogénase
W		-	Formiate déshydrogénase

Se	0,8	la source de la synthèse cellulaire de soufre
SO ₄	0,1 à 10	

I. 3.2 Température

La température est l'un des facteurs des plus influents car elle contrôle l'activité de tous les microorganismes à travers deux effets contrastés. En général, une élévation de température amène à une augmentation de la vitesse des réactions biochimiques et enzymatiques dans les cellules, ce qui provoque une augmentation des taux de croissance. Cependant, au-dessus d'une température spécifique, qui est caractéristique de chaque espèce, ce phénomène fait place à une inhibition et ensuite à la mortalité, car les protéines et les composants structuraux de la cellule deviennent irréversiblement dénaturés [10]. Aussi, en plus de son effet sur la vitesse du processus de biodégradation, elle affecte la viscosité du liquide filtré et la solubilité de divers composés et des gaz. Étant donné que dans les conditions pratiques, les températures des eaux usées ne peuvent pas être altérées, la température de fonctionnement revêt une importance significative pour le traitement des eaux usées municipales [6].

Bien que la formation de méthane soit biologiquement possible à toutes les températures entre 0 °C et 100 °C, il existe deux plages de températures distinctes associées à la digestion anaérobie. Celles-ci sont définies comme *mésophile*, avec un optimum de température entre 30-37 °C et *thermophile*, avec un optimum entre 55-60 °C, la première étant plus couramment utilisée dans les procédés de traitement anaérobie.

Il est généralement admis que les réacteurs thermophiles sont plus efficaces que les réacteurs mésophiles et les expériences en laboratoire révèlent que les taux de production de méthane dans les réacteurs thermophiles peuvent être le double de celui des réacteurs mésophiles. Aussi, les réacteurs thermophiles peuvent également accepter des taux plus élevés de charge organique et produire des quantités plus faibles de boues. Cependant, un certain nombre d'inconvénients ont été observés pour les digesteurs thermophiles tels que : souvent moins stables que les réacteurs mésophiles ; nécessitent plus d'énergie pour chauffer le réacteur et produisent des concentrations élevées d'acides gras volatils (VFA volatils fatty acid).

1.3.3 pH

Les bactéries anaérobies méthanogènes, en particulier, présentent une caractéristique de sensibilité extrême au pH. Par conséquent, le maintien d'un pH approprié et stable dans le digesteur doit être une priorité majeure pour assurer une digestion efficace méthanogène.

Ceci parce que la concentration de l'ion hydrogène a *une influence critique* sur les micro-organismes responsables de la digestion anaérobie, la biochimie de la digestion, l'alcalinité tampon en plus de plusieurs autres réactions chimiques qui affectent la solubilité et la disponibilité des ions dissous. La meilleure gamme de pH semble se situer autour de la neutralité, la gamme entre 6,5 et 7,8 est généralement considérée comme optimale. Cependant, il y a des exceptions pour lesquelles aucune explication satisfaisante n'a été donnée, tels que la digestion anaérobie survenant dans des conditions de pH acide [4]

Il existe quatre types de réaction biochimiques et chimiques qui influencent le pH d'un digesteur. Ces réactions sont les suivantes:

- consommation et libération d'ammoniac ;
- production et consommation d'acide gras volatil ;
- libération de sulfure par réduction de sulfate ;
- conversion du carbone organique neutre en méthane et en dioxyde de carbone.

1.3.4 Mélangeage[4]

Le contact entre la matière organique et les micro-organismes peut être amélioré par un mélange amélioré, conduisant à des performances du réacteur plus élevé. Le niveau et le type de mélange affecte également le taux de croissance et la distribution de micro-organismes dans les boues, la disponibilité du substrat, le taux d'utilisation, la formation de granules, et la production de gaz. Le mélange peut être renforcé par l'utilisation:

- des dispositifs mécaniques (pagaies, des turbines et des hélices) ;
- la force de cisaillement hydraulique (alimentation recyclage) ;
- la recirculation de gaz.

1.3.5 Toxicité et inhibition[4]

La toxicité est un effet négatif (pas nécessairement mortelle) sur le métabolisme bactérien, tandis que l'inhibition est une altération de la fonction bactérienne.

Il y a beaucoup de substances qui pourraient être présentes, soit en tant que composants d'une alimentation du réacteur ou comme sous-produits du métabolisme anaérobie, ce qui peut ralentir la vitesse de digestion (toxicité) ou de l'échec du processus d'inhibition. Des exemples communs comprennent, les métaux lourds, les métaux alcalins et alcalino-terreux, les acides gras volatils, l'oxygène, l'ammoniac et le sulfure.

I.3.6 Métaux

Des quantités excessives de certains métaux peuvent entraîner une toxicité ou une inhibition. Les effets toxiques d'un certain nombre d'ions métalliques, représentées par la concentration nécessaire pour une réduction de 50% du taux de production de gaz sont représentés dans le tableau suivant :

Tableau I.3: Concentration (mg.L^{-1}) en métal lourd qui provoquent une réduction de 50% de production de gaz dans les digesteurs de laboratoire.[4]

Métaux	Concentration(mg.L^{-1})
Zinc	163.0
Cadmium	180.0
Cuivre	170.0
Plomb	2.0

I.3.7 Les acides gras volatils

Les concentrations élevées des acides gras volatils (AGV) sont souvent associées avec les effets de la toxicité et de l'inhibition. Il est généralement admis que l'inhibition des AGV est due à leur accumulation et une réduction consécutive de la valeur du pH. Cependant, plusieurs expériences ont montré que les AGV sont eux-mêmes toxiques. Par exemple, selon le pH, la concentration d'acide propionique dans l'ordre de quelques grammes par litre peuvent être tolérés avec un degré minimal de toxicité. Toutefois, à de faibles valeurs de pH beaucoup plus d'acide propionique existe sous la forme HPr non dissocié qui est beaucoup plus toxique que l'ion propionate, Pr^- , dans un digesteur fonctionnant correctement, la concentration des AGV est généralement inférieure à 100 mg.L^{-1} .

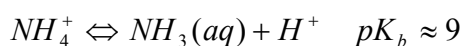
I.3.8 L'oxygène

Les procédés anaérobies sont très sensibles à l'exposition à l'oxygène en effet il peut provoquer une dissociation irréversible de certaines enzymes et cofacteurs, comme le F420 [10]. Un autre effet néfaste de l'oxygène provient de sa capacité à augmenter le potentiel d'oxydoréduction standard. La production de méthane optimale se produit avec un potentiel d'oxydoréduction entre -520 et -530 mV avec une valeur limite de l'ordre de -350 mV. Par conséquent, il est nécessaire de maintenir des environnements très réduits (absence d'oxygène) pour promouvoir les bactéries anaérobies[7]. Cependant, la production de méthane est possible même en présence d'oxygène car la plupart des bactéries de fermentation impliquées dans les premières étapes sont facultatives, et va consommer l'oxygène éventuellement présent dans l'alimentation du réacteur. De plus, les bactéries anaérobies qui existent souvent dans les populations structurées (par exemple des granulés, des flocons et des biofilms) où les couches externes de cellules sont responsables de la création de micronoyau anoxique ou anaérobie adapté pour les méthanogènes sensibles.

I.3.9 Ammoniac

L'ammoniac est libéré par la fermentation des acides aminés, des protéines et de la répartition de la méthylamine et d'autres composés azotés[8].

Bien que l'ammoniac agit pour tamponner un peu de l'acidité produite par la digestion anaérobie, et il sera bénéfique pour les bactéries anaérobies à de faibles concentrations, à des concentrations élevées il peut conduire à l'échec du processus. Selon le pH des réacteurs anaérobies, l'ammoniac peut être présent soit sous la forme d'ion ammonium (NH_4^+) ou de l'ammoniac gazeux dans la solution (NH_3). L'équilibre entre les deux peut être exprimé comme suit:



À des valeurs de pH autour de la neutralité 99% de l' $\text{NH}_3\text{-N}$ sera présent sous forme de NH_4^+ , qui est beaucoup moins toxique que l'ammoniac dissous. Toutefois, à des valeurs de pH plus élevées qui sont compatibles avec la digestion anaérobie (pH=8), l'équilibre se déplace vers l'ammoniac libre plus toxique, avec des concentrations d'un ordre de grandeur plus élevé que pH égal 7.

I.3.10 Le Soufre

Les formes inorganiques de soufre présent dans l'alimentation du réacteur sont rapidement converties par les bactéries réductrices de sulfate (SRB) à des formes réduites, sulfures (S^{2-}), et de l'hydrogène sulfuré (H_2S), qui sont classés comme inhibiteurs importants de la digestion anaérobie[8]. Les sulfures dans le traitement anaérobie peuvent résulter d'autres composés contenant du soufre dans la charge.

I. 4 Les configurations du réacteur anaérobie

Dans les systèmes anaérobies, les populations microbiennes clés, ont généralement un taux de croissance plus faible que leurs homologues dans les réacteurs aérobies. Ceci nécessite qu'un temps de rétention des boues fourni (SRT) soit plus long, afin de permettre un équilibre stable entre les divers membres de la communauté microbienne dans la boue anaérobie. Par conséquent, le maintien d'un temps de séjour (SRT) a été jusqu'à récemment, le point d'intérêt majeur dans l'application pratique du procédé anaérobie [9]. En tant que technologie émergente, il est devenu évident que le traitement anaérobie à haut débit pourrait être atteint, en utilisant des méthodes de rétention de la biomasse efficace, et permettant un temps de rétention des solides (SRT), d'être maintenu bien au-delà du temps de rétention hydraulique (HRT), conduisant ainsi à des densités plus élevées de la biomasse au sein du système, et ainsi confère une plus grande résistance à des substances inhibitrices de la charge. Pour atteindre l'efficacité et la fiabilité de traitement associées à un long temps de séjour, un certain nombre de nouvelles configurations de réacteurs anaérobiques ont été développés et de nouvelles configurations de réacteur ont apparues. Cependant, la plupart d'entre eux, n'ont été évalués qu'à l'échelle du laboratoire et à l'échelle pilote. La figure I.2 illustre les différentes configurations des réacteurs anaérobiques.

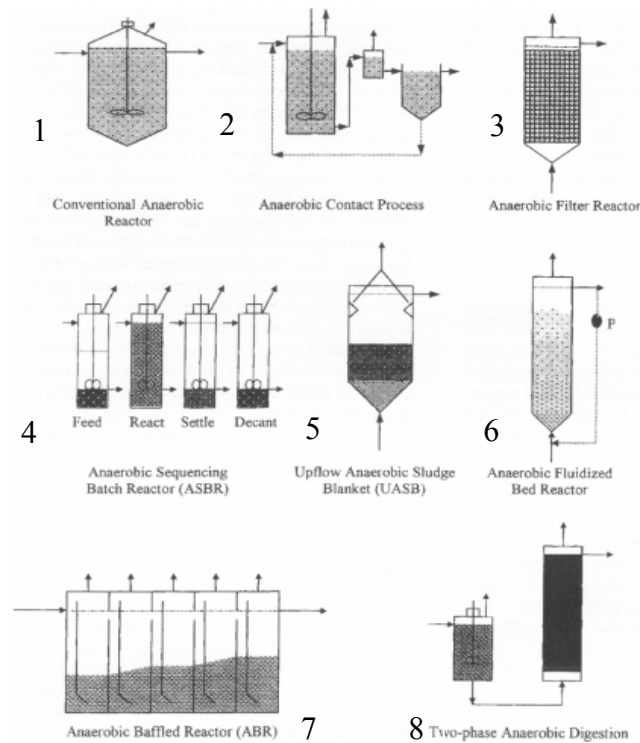


Figure I.2: Différentes configurations des réacteurs anaérobies pour le traitement des eaux usées [10]

Ces types de réacteurs sont ;

1. Le Digesteur anaérobie classique ou complètement mélangés (Conventional or completely mixed anaerobic digester) ;
2. Le Procédé de contact anaérobie (Anaerobic contact process) ;
3. Le Lit à garnissage anaérobie ou filtre anaérobie (Anaerobic packed bed or anaerobic filter) ;
4. Le Réacteur biologique séquentiel anaérobie (ASBR **Anaerobic sequencing batch reactor**) ;
5. Le Lit de boues anaérobies à flux ascendant UASB (*Upflow Anaerobic Sludge Blanket*) ;
6. Les Réacteurs à lit fluidisé et expansé anaérobiques (Anaerobic fluidized and expanded bed reactors) ;
7. Le Réacteur anaérobie à chicanes (Anaerobic baffled reactor ABR) ;
8. Le Digesteur anaérobie à deux phases (**Two-phase anaerobic digestion**).

Tableau I.4: Conditions opératoires des diverses configurations des digesteurs anaérobies. [10]

Type de réacteurs	Charge (kg DCO/m ³ jour)	Temps de séjour (heures)	% de DCO éliminé
1. Digesteur anaérobie classique ou complètement mélangés	1-5..... 1-6	240-360	60-80
2. Procédé de contact anaérobie	1-10	24-120	70-95
3. Réacteur biologique séquentiel anaérobie	2-15	6-24	75-90
4. Lit à garnissage anaérobie ou filtre anaérobie	2-30 5-30	10-85 1-4	80-95 80-90
5. Réacteurs à lit fluidisé et expansé anaérobies		20-150	70-85
6. Lit de boues anaérobies à flux ascendant UASB			

I.4.1 Caractéristiques générales des réacteurs biologiques anaérobies (digesteurs)

La technologie des réacteurs biologiques doit intégrer les caractéristiques des réactions microbiennes qu'il doit réaliser. Les principales caractéristiques que doit intégrer la technologie pour la mise en œuvre de la réaction microbienne en anaérobiose sont généralement : Une absence d'oxygène ; Une vitesse de croissance lente des micro-organismes ; Des températures et des concentrations de matière aussi homogènes que possible dans le digesteur (rarement de flux piston) ; Des conditions hydrodynamiques adaptées à la technologie employée (répartition de flux, vitesses ascensionnelles des liquides, conservation des floes microbiens....) ; Une production de biogaz composé principalement de CH₄CO₂ et parfois de H₂. Ceci conduit à des réacteurs fermés ; mettant en œuvre la rétention des microorganismes (décanteurs, fixations sur support...) ; agités par brassage mécanique ou recirculation de biogaz, ou homogénéisés par recirculation de liquide ; intégrant des systèmes de récupération de biogaz.

I.4.2 Digesteurs à une étape et à deux étapes

La technologie des digesteurs s'est basée sur deux stratégies différentes : les procédés en une étape ou en deux étapes. Dans le cas du digesteur à une étape, l'ensemble des transformations microbiennes se font dans un seul réacteur. Par contre, dans le digesteur à deux étapes, le premier réacteur réalise principalement l'hydrolyse et l'acidogénèse dans la première phase et le second, l'acétogénèse et la méthanogénèse dans la seconde. Lors du traitement des effluents, cette séparation des phases est obtenue en appliquant des temps de séjours courts (quelques heures à quelques dizaines d'heures) et des pH voisins de 6 dans le réacteur des bactéries acidogènes, ce qui ne permet pas aux bactéries méthanogènes. Dans le second réacteur on applique des temps de séjour plus longs où l'on utilise des réacteurs à biomasse fixée. Cette stratégie permet d'appliquer de plus fortes charges dans le second réacteur et d'avoir une plus grande stabilité. Par contre l'investissement est généralement plus important ce qui a conduit la mise en place de procédés de traitement des effluents à une étape généralement.

I.4.3 La méthanisation

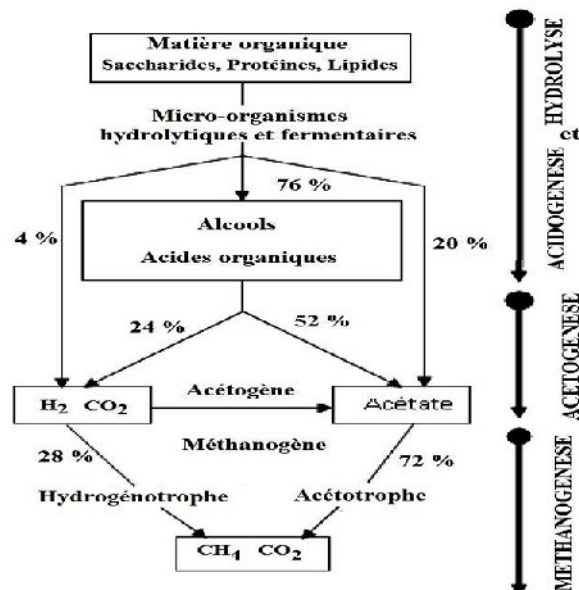


Figure I.3 : Réactions dans le bioréacteur anaérobie [16].

La méthanisation est le produit du métabolisme anaérobie des matières organiques réalisé dans des digesteurs où la masse microbienne est maintenue en suspension en l'absence de l'air et de la lumière. La population microbienne est complexe, composée en majorité, de bactéries anaérobies.

Au cours de son métabolisme, la flore microbienne libère très peu d'énergie aboutissant à de très faible biomasse et transforme la majeure partie du carbone organique en gaz (CO_2 , CH_4) [11]. Les voies métaboliques simplifiées, décrivant le processus de cette transformation, ont été exposées dans un modèle, aujourd'hui largement accepté. Ce modèle fait intervenir plusieurs types de micro-organismes activant dans trois phases distinctes et successives (Figure I.3):

- *La phase d'hydrolyse* et de fermentation (hydrolyse et acidogénèse) durant laquelle la matière organique complexe, telles que les protéines, les polysaccharides et les lipides, est hydrolysée en monomères grâce aux enzymes excrétées dans le milieu. Après hydrolyse, les monomères sont transformés en acides gras volatils (AGV) comme l'acétate, le propionate, le butyrate, l'isobutyrate, le valérate et l'isovalérate, en alcools, en sulfure d'hydrogène (H_2S) responsable de l'odeur caractéristique des méthaniseurs, du dioxyde de carbone (CO_2), et de l'hydrogène (H_2).
- *La phase acétogène* (acétogénèse), les bactéries de cette étape produisent, à partir des produits de la phase de l'acidogénèse de l'acide acétique, de l'hydrogène et de CO_2 , substrat dont ont besoin les bactéries de l'étape suivante.
- *La phase méthanogène* (méthanogénèse): Lors de cette étape, les produits des réactions précédentes, principalement l'acétate, le formate, le dioxyde de carbone et l'hydrogène, sont convertis en méthane par les bactéries dites méthanogènes:
 - La première population comprend les méthanogènes hydrogénophiles qui produisent du méthane à partir de l'hydrogène et du CO_2 . $2 \text{CO}_2 + 2\text{H}_2 \rightarrow \text{CH}_4 + \text{CO}_2$
 - La deuxième population comprend les méthanogènes appelés acétoclastes qui produisent le méthane à partir de l'acétate [16].

A. Procédés mettant en œuvre des micro-organismes formant un biofilm.

Dans les réacteurs mettant en œuvre la digestion anaérobie on trouve deux sortes de biofilms: ceux qui sont formés sur un support minéral ou organique, et les granules (figure 4).

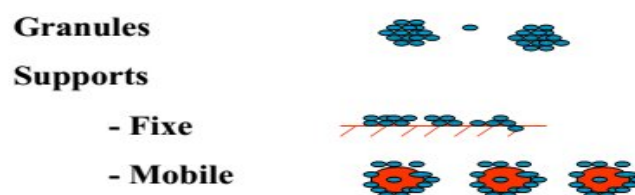


Figure I.4 : stratégies d'utilisation des biofilms.[18]

Les micro-organismes ont la caractéristique de former spontanément, sous certaines conditions, des granules. C'est un mélange de micro-organismes qui s'agglomèrent pour former une bille de quelques dizaines de microns à plusieurs millimètres de diamètre. Ils créent donc un "film biologique" qui présente des caractéristiques de sédimentation supérieures aux cellules libres et aux floccs microbiens.

Les surfaces spécifiques des différents types de garnissages fixes ou mobiles, sont reportées sur le tableau I.5.

Tableau I.5: Caractéristiques physiques de supports pour biofilms utilisés.[17]

Type de réacteur	nature du support		Taille cm	Surface spécifique m ² .m ⁻³	Porosité (vide) ~ % du vol.	Densité réelle kg.m ⁻³
L I T	V R A C	Gravier	0,6 – 3,5	100	40	2,5
		Galets	4	100	42	2,5
		Anneaux céramiques	Ø 2,2, L 2,5	49	83	-
		Anneaux plastiques	Ø 9 cm	114	95	-
		"FLOCOR®"	Ø 3 L 3	230	95	50 – 70
		"PALL®"	Ø 9	102	95	-
		Bioflow 30	Ø 3 x L 3	320	-	0,9 à 1,1
		Mousse polyuréthane	pores 0,25	-	95	40
F I X E	O R D O N N E	Tubes (drains)	Ø 2,5 cm	70 – 143	-	
		Bloc BF Goodrich "Vinyl Core®"	120	125	-	
		Bloc "Koro Z®"		98 – 138		
		Polypropylène perforé	Ø 9 cm	89	95	
		Cloisonyl®			95	
LIT FLUIDISE OU LIT TURBULE		Charbon activé	-	-	60	-
		Sable	01 – 0,3	2 500 – 4 000	40	-
		Hollowsphere®	5.10 ⁻³ -3 10 ⁻²	20 000	40	0,7

B. Les digesteurs mettant en œuvre des biofilms

Les schémas de principe des réacteurs anaérobies mettant en œuvre des biofilms sont reportés sur la figure I.5.

- Réacteur UASB (Up-flow Anaerobic Sludge Blanket)

Cette technologie est basée sur la formation de granules (figure I.5a). L'effluent est réparti sur le bas du réacteur et traverse un lit de boues constitué en partie par des floccs de micro-organismes mais surtout par ces granules.

En haut du réacteur, système de piégeage du biogaz qui permet la réalisation d'un décanteur intégré retenant les granules et les floccs qui seraient entraînés. Cette technologie, très rustique, a été installée dans de nombreux pays.

- Le filtre anaérobie

Le filtre anaérobie est réalisé avec un support fixe, réparti en vrac dans le réacteur ou bien orienté. Ce support est colonisé par les biofilms. Il est traversé par l'effluent à traiter en flux ascendant (figure I.5 b) ou descendant (figure I.5 c). L'effluent est donc distribué soit sur le bas, soit sur le haut du réacteur, et traverse ensuite le garnissage.

Afin de faire travailler l'ensemble du réacteur de manière la plus homogène possible, un recyclage de l'effluent peut être effectué.

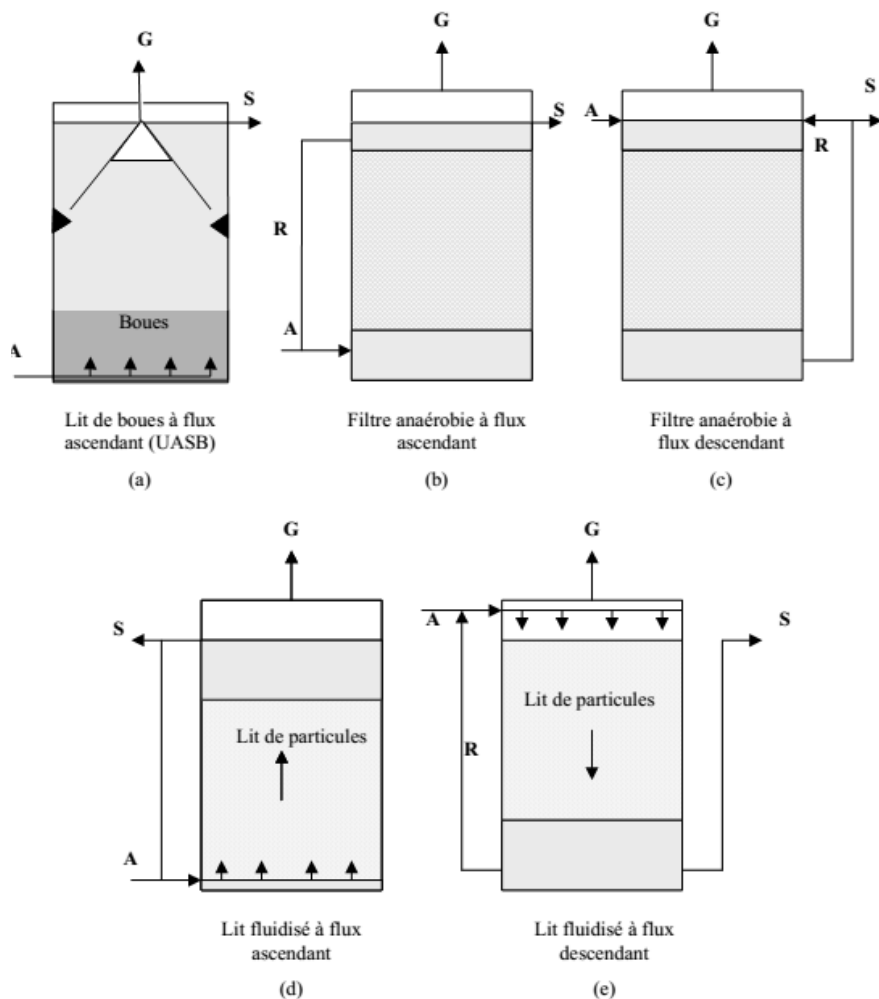


Figure I.5 : Schéma de principe des réacteurs mettant en œuvre des biofilms fixés sur support. [3]

- Le lit fluidisé

Ce réacteur à biomasse fixé présente la particularité d'avoir un support particulaire qui est mis en fluidisation par un courant de liquide ascendant, pour des supports qui ont une masse volumique supérieure au réacteur (figure I.5d), ou l'écoulement descendant pour des masses volumiques de support inférieures (figure I.5e), sur ces particules se développent le biofilm.

Les systèmes industriels actuels ne sont réalisés qu'avec des flux ascendants, ceux à flux descendants commencent à voir le jour. Ce type de réacteur permet d'obtenir de très forte concentration en microorganismes (30 à 40 g.l⁻¹) et peut donc accepter les charges volumiques les plus élevées. Compte tenu des temps de séjour qui peuvent être très courts, une acidification préalable peut être nécessaire pour certains substrats (réacteur à deux étapes). Pour assurer la fluidisation du matériau, il faut maintenir une vitesse de 5 à 10 m.h⁻¹, ce qui demande un recyclage de l'effluent (voir plus si la masse volumique du support est très élevée.).

Un séparateur triphasique en sortie permet de récupérer le matériau qui pourrait être entraîné et de le recycler au moyen d'une pompe. Les caractéristiques des supports vont donc conditionner les conditions hydrodynamiques appliquées. Les principaux avantages du procédé sont l'absence de risque de colmatage, le faible encombrement, des surfaces spécifiques importantes, et donc des charges organiques appliquées très importantes.[17]

I.5. Partie théorique – modèles mathématiques de la digestion anaérobie

I. 5.1 Modélisation du processus biologiques

Le processus biochimique dans un bioréacteur peut se modéliser sous la forme suivante: [1], [2]

$$\begin{cases} \dot{X} = (\mu - D)X \\ \dot{S} = (S_{in} - S) - \mu X \end{cases} \quad (1)$$

S : la concentration en substrat dans le bioréacteur

S_{in} : la concentration en substrat d'entrée

X : la concentration de la biomasse

μ : le taux de croissance

D : le taux de dilution (le rapport entre le débit d'entrée et le volume du réacteur)

- Le Modèle ADM1

Le modèle ADM1 pour la digestion anaérobie, est un modèle qui a été développé par les chercheurs de l'IWA (International Water Association) [12]. Le but était de créer un modèle très complet proche du modèle phénoménologique, permettant de simuler au mieux les réacteurs anaérobies. Comme on peut le constater, par exemple sur le schéma de modélisation Figure II.6, ADM1 est un modèle complexe. En effet, il décrit 19 processus biochimiques, 3 processus cinétiques de transferts gaz-liquide et 7 populations bactériennes différentes.

L'ADM1 permet d'accéder jusqu'à 32 sorties de simulation. Pour pouvoir utiliser ce modèle qui décrit très généralement les procédés de digestion anaérobie, il faut prévoir de régler plus de 80 paramètres. Ce modèle est donc très compliqué à identifier et demande une bonne connaissance des paramètres cinétiques et stœchiométriques du bioréacteur à modéliser. Ce modèle est donc très intéressant en ce qui concerne la précision des simulations si le réglage des paramètres s'avère possible pour le type de substrat qu'on veut utiliser. Cependant, sa complexité est un gros handicap pour faire de l'optimisation ou synthétiser des lois de commande basées sur le modèle. De plus, sa complexité le rend difficile à implanter numériquement [13]. C'est pour ces raisons que ce modèle n'a pas été retenu.

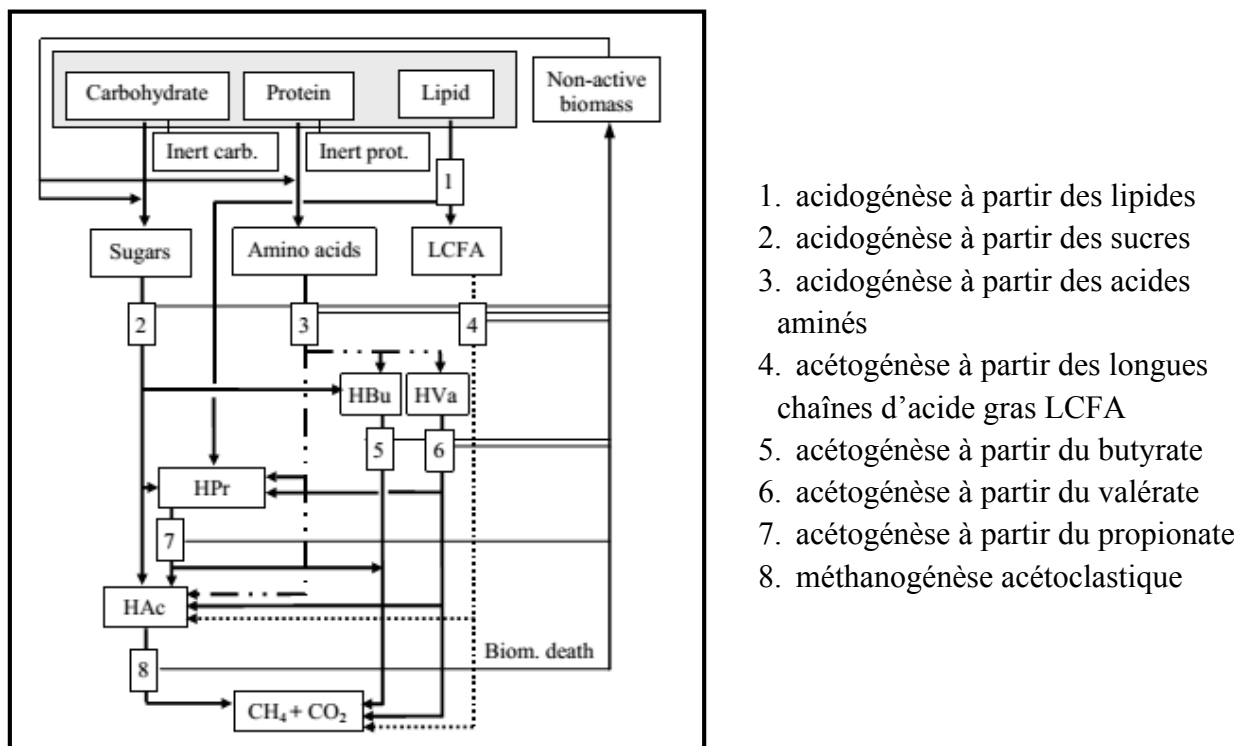


Figure I.6 : Modélisation des processus biochimique de l'ADM1 [14]

Le Modèle AM2

A. Description du modèle AM2

Le modèle AM2 à deux étapes est un modèle simple à identifier comme il est schématisé dans la figure I.6, capable de reproduire le comportement dynamique et de prendre en compte le phénomène de la déstabilisation des digesteurs anaérobies par accumulation des Acides Gras Volatiles (AGV). De tous les modèles actuels, il apparaît comme l'un des plus adaptés pour le contrôle de ces systèmes. [15]

Le modèle AM2 a été développé initialement pour modéliser un bioréacteur à lit fixe du LBE à Narbonne. [19]. Son développement est basé sur l'hypothèse que les populations bactériennes intervenant dans la digestion anaérobie, peuvent être divisées en deux groupes principaux de caractéristiques homogènes et que la digestion anaérobie peut être décrite par un processus à deux étapes. [15] Les réactions biologiques des deux étapes sont décrites par les schémas réactionnels suivants :

1. Acidogénèse



Méthanogénèse



Avec :

S_1 : La concentration de la matière organique à dégrader (DCO),

X_1 : La concentration de la biomasse acidogène,

S_2 : La concentration des acides gras volatiles (AGV),

X_2 : La concentration de la biomasse méthanogène,

k_i : Les coefficients stœchiométriques.

r_1 : vitesse de réaction $r_1 = \mu_1(S_1) X_1$

$\mu_1(S_1)$: taux de croissance spécifique de X_1 sur S_1

r_2 : vitesse de réaction $r_2 = \mu_2(S_2) X_2$

$\mu_2(S_2)$: taux de croissance spécifique de X_2 sur S_2

Le problème majeur de la digestion anaérobie vient en fait d'une éventuelle accumulation des AGV (S_2) dans le bioréacteur durant la méthanogénèse, ce qui peut déstabiliser le processus en acidifiant le bioréacteur. Pour modéliser ce phénomène d'inhibition, la *loi de Haldane* est considérée pour le taux de croissance spécifique des méthanogènes $\mu_2(S_2)$, qui s'écrit :

$$\mu_2(S_2) = m_2 \frac{S_2}{\frac{S_2^2}{K_i} + S_2 + K_2} \quad (4)$$

où :

m_2 : est le taux de croissance maximum de X_2 sur S_2 ,

K_2 : est la constante de demi-saturation associée à S_2 ,

K_i : est la constante d'inhibition associée à S_2 .

Le taux de croissance spécifique des acidogènes $\mu_1(S_1)$ est modélisé par une *loi de Monod* :

$$\mu_1(S_1) = \frac{S_1}{S_1 + K_1} \quad (5)$$

où :

m_1 : est le taux de croissance maximum de X_1 sur S_1 ,

K_1 : est la constante de demi-saturation associée à S_1 .

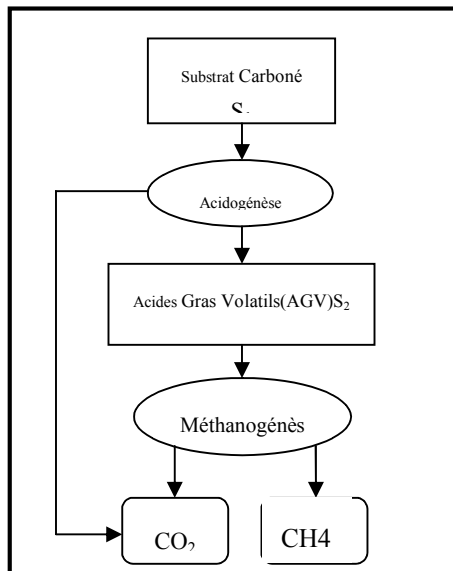


Figure I.7 : Schéma de fonctionnement biochimique du modèle AM2.[14]

B. Équation mathématique du bilan de masse

Les variables d'état suivantes sont considérées :

X_1 : Concentration de la population bactérienne acidogène

X_2 : Concentration de la population bactérienne acétogène

S_1 : Concentration du substrat 1 de matière carbonée

S_2 : Concentration du substrat 2 d'AGV

Z : Alcalinité totale

C : Concentration du carbone inorganique

Alcalinité totale

L'alcalinité totale est définie par la somme des acides dissociés dans le milieu liquide.

$$Z = B + S_2 \quad (6)$$

Carbone inorganique

Ce modèle prédit la concentration de carbone inorganique. Pour un pH entre 6 et 8 celui-ci est égal à la concentration en dioxyde de carbone et de bicarbonate tel que :

$$C = C_{CO_2} + C_B \quad (7)$$

Z et C sont généralement négligés (6), et le vecteur des variables d'état suivant est considéré :

$$\zeta = (S_1, X_1, S_2, X_2)^T$$

A partir des schémas réactionnels (2)-(3) et en utilisant la loi de bilan de masse (8)

$$\dot{\zeta} = K\phi(\zeta) + D(\zeta_{in} - \zeta) - Q \quad (8)$$

Le modèle AM2 réduit de dimension 4 s'écrit alors sous la forme :

$$\dot{S}_1 = D(S_{1in} - S_1) - k_1\mu_1(S_1)X_1 \quad (9)$$

$$\dot{X}_1 = [\mu_1(S_1) - \alpha D]X_1 \quad (10)$$

$$\dot{S}_2 = D(S_{2in} - S_2) - k_2\mu_1(S_1)X_1 - k_3\mu_2(S_2) \quad (11)$$

$$\dot{X}_2 = [\mu_2(S_2) - \alpha D]X_2 \quad (12)$$

Avec :

K : la matrice contenant les coefficients de rendement (stœchiométriques),

ζ_{in} : le vecteur des éléments entrant dans le bioréacteur,

Q : les termes d'échanges gazeux entre la phase gazeuse et la phase liquide,

$\phi(\zeta)$: le vecteur des vitesses de réactions,

D : taux de dilution ($[1/j]$),

$\alpha \in [0, 1]$: paramètre représentant la fraction de la biomasse qui n'est pas retenue dans le bioréacteur,

S_{1in} : la concentration de S_1 dans l'alimentation ($[g/l]$),

S_{2in} : la concentration de S_2 dans l'alimentation ($[mmol/l]$),

k_1 : le rendement de dégradation de S_1 par X_1 ($[g/g]$),

k_2 : le rendement de production de S_2 par X_1 à partir de S_1 ($[mmol/g]$),

k_3 : le rendement de dégradation de S_2 par X_2 ($[mmol/g]$).

$\mu_1(.)$ et $\mu_2(.)$ sont les cinétiques du système. Elles sont considérées pour notre analyse mathématique ultérieure comme des fonctions génériques satisfaisant les hypothèses suivantes :

Hypothèse 1 : μ_1 est une fonction de S_1 avec :

- $\mu_1(0) = 0$
- $\mu_1'(S_1) = \frac{d\mu_1(S_1)}{dS_1} > 0$ pour $S_1 \geq 0$
- $\mu_1(\infty) = m_1$

Hypothèse 2 : μ_2 est une fonction S_2 avec :

- $\mu_2(0) = 0, \mu_2(\infty) = 0$
- $\mu_2(S_2)$ atteint un $\max \mu_2^M = \mu_2(S_2^M) > 0$ pour $S_2 = S_2^M$
- $\mu_2'(S_2) = \frac{d\mu_2(S_2)}{dS_2} > 0$ si $0 \leq S_2 \leq S_2^M$
- $\mu_2'(S_2) = \frac{d\mu_2(S_2)}{dS_2} < 0$ si $S_2 > S_2^M$

C. Calcul des équilibres

En annulant les dérivées (10) et (12), nous obtenons les différents régimes :

$$\begin{aligned} \dot{X}_1 = 0 &\Rightarrow X_1 = 0 \quad \text{ou} \quad \mu_1(S_1) = \alpha D \\ \dot{X}_2 = 0 &\Rightarrow X_2 = 0 \quad \text{ou} \quad \mu_2(S_2) = \alpha D \end{aligned} \quad (13)$$

$X_1 = 0$ et $X_2 = 0$ est toujours possible, c'est le lessivage total du bioréacteur, faute de contrôle du système, de manque de substrat limitant, ou de surcharge organique [21].

La figure (I.8) illustre les solutions du cas où $\mu_1(S_1) = \alpha D$ et $\mu_2(S_2) = \alpha D$.

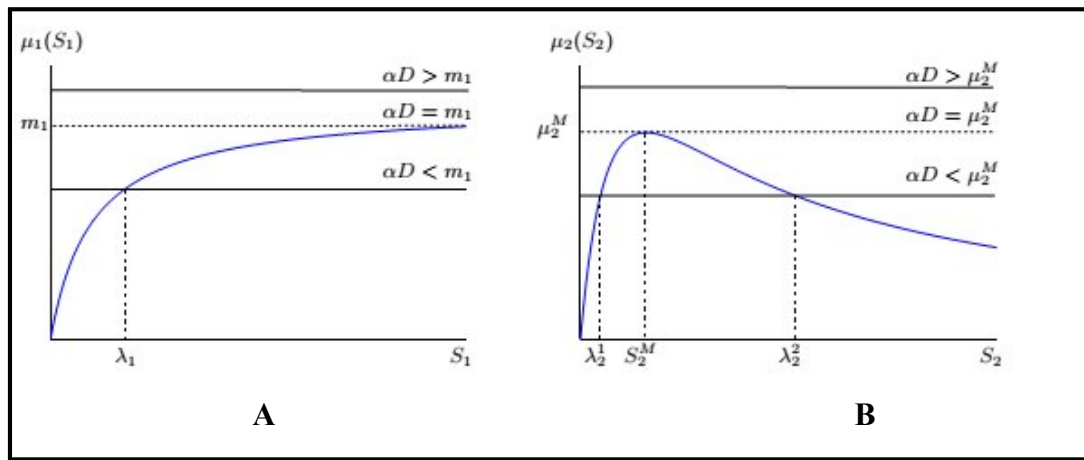


Figure I.8 : Les solutions possibles des cas $\mu_1(S_1) = \alpha D$ (A) et $\mu_2(S_2) = \alpha D$ (B). [23]

- Si $\alpha D < m_1$: l'équation $\mu_1(S_1) = \alpha D$ a une solution $\lambda_1(D)$
- Si $\alpha D \geq m_1$: l'équation $\mu_1(S_1) = \alpha D$ n'a pas de solution et on pose $\lambda_1(D) = +\infty$
- Si $\alpha D < \mu_2^M$: l'équation $\mu_2(S_2) = \alpha D$ a deux solutions $\lambda_2^1(D) < \lambda_2^2(D)$
- Si $\alpha D = \mu_2^M$: l'équation $\mu_2(S_2) = \alpha D$ a seulement une solution $\lambda_2^1(D) = \lambda_2^2(D)$
- Si $\alpha D > \mu_2^M$: l'équation $\mu_2(S_2) = \alpha D$ n'a pas de solution $\lambda_2^1(D) = +\infty$
- Si $\lambda_1(D) < S_{1in}$, S_{2in}^* est définie comme suit :

$$S_{2in}^*(D) = S_{2in} + \frac{k_2}{k_1}(S_{1in} - \lambda_1(D)) \quad (13)$$

Avec :

S_{2in}^* : La concentration totale des AGV disponible pour la réaction méthanogénèse.

S_{2in} : La concentration en entrée du bioréacteur

$\frac{k_2}{k_1}(S_{lin} - \lambda_1(D))$: La concentration produite par la réaction acidogénèse en régime permanent.

D'après (13) nous obtenons 4 cas possibles :

1). Si $X_1 = 0$ et $X_2 = 0$ nous les remplaçons dans (9) et (11) nous obtenons l'équilibre :

$$E_1^0 = \begin{cases} S_1 = S_{lin} \\ S_2 = S_{2in} \end{cases}$$

Cette équilibre correspond au lessivage de X_1 et X_2 .

2). Si $X_1 = 0$ et $X_2 \neq 0$, alors :

$$(9) \Rightarrow S_1 = S_{lin}$$

$$(12) \Rightarrow 2 \text{ solutions pour } \mu_2(S_2) = \alpha D \Rightarrow \lambda_2^1(D) \text{ et } \lambda_2^2(D)$$

$$(11) \Rightarrow X_2^i(D) = \frac{1}{k_3 \alpha} (S_{2in} - \lambda_2^i(D)), i = 1, 2.$$

Pour ce cas, nous avons l'équilibre :

$$E_1^i(D), i = 1, 2 \text{ qui existe si seulement si } S_{2in} > \lambda_2^i(D).$$

Lessivage de la biomasse acidogène X_1 , mais pas de la biomasse méthanogène X_2

3). Si $X_1 \neq 0$, $X_2 = 0$ alors :

$$(10) \Rightarrow \text{La solution de } \mu_1(S_1) = \alpha D \Rightarrow \lambda_1(D)$$

$$(9) \Rightarrow \text{Calcul de } X_1^*(D)$$

$$(11) \Rightarrow S_2^* = S_{2in} + \frac{k_2}{k_1} (S_{lin} - \lambda_1(D))$$

Pour ce cas nous avons l'équilibre $E_0^2(D)$ qui correspond au lessivage de X_2 mais pas de X_1 .

4). Si $X_1 \neq 0$, $X_2 \neq 0$ alors :

$$[10] \Rightarrow \lambda_1(D) = \mu_1^{-1}(\alpha D)$$

$$(11) \Rightarrow \lambda_2^i(D) = \mu_2^{-1}(\alpha D), i = 1, 2$$

(9) et (11) $\Rightarrow X_1^*(D)$ et $X_2^{i*}(D)$

Pour ce nous obtenons l'équilibre $E_2^i(D)$, $i=1, 2$ existe si seulement si $S_{1in} > \lambda_1(D)$ et

$S_{2in}^* > \lambda_2^i(D)$. L'équilibre $E_2^1(D)$ correspond au point de fonctionnement opérationnel du bioréacteur qui est le seul souhaité du point de vue pratique.

D'où les équilibres possibles du système:

- $E_1^0 = (S_{1in}, 0, S_{2in}, 0)$, qui existe toujours et qui ne dépend pas de D .

Ceux qui sont indépendant de D :

- $E_1^1(D) = (S_{1in}, 0, \lambda_2^1(D), X_2^1(D))$ où $X_2^1(D) = \frac{1}{k_3\alpha}(S_{2in} - \lambda_2^1(D))$, qui existe si et seulement

si $S_{2in} > \lambda_2^1(D)$

- $E_1^2(D) = (S_{1in}, 0, \lambda_2^2(D), X_2^2(D))$ où $X_2^2(D) = \frac{1}{k_3\alpha}(S_{2in} - \lambda_2^2(D))$, qui existe si et seulement

si $S_{2in} > \lambda_2^2(D)$.

- $E_2^0(D) = (\lambda_1(D), X_1^*(D), S_{2in}^*(D), 0)$ où $X_1^*(D) = \frac{1}{k_1\alpha}(S_{1in} - \lambda_1(D))$, qui existe si seulement

si $S_{1in} > \lambda_1(D)$.

- $E_2^1(D) = (\lambda_1(D), X_1^*(D), \lambda_2^1(D), X_2^{1*}(D))$ où $X_2^{1*}(D) = \frac{1}{k_3\alpha}(S_{2in}^*(D) - \lambda_2^1(D))$, qui existe si

seulement si $S_{1in} > \lambda_1(D)$ et $S_{2in}^*(D) > \lambda_2^1(D)$.

- $E_2^2(D) = (\lambda_1(D), X_1^*(D), \lambda_2^2(D), X_2^{2*}(D))$ où $X_2^{2*}(D) = \frac{1}{k_3\alpha}(S_{2in}^*(D) - \lambda_2^2(D))$, qui existe si

seulement si $S_{1in} > \lambda_1(D)$ et $S_{2in}^*(D) > \lambda_2^2(D)$.

D. Équilibres hyperboliques et non-hyperboliques du système

-Équilibres hyperboliques

Nous distinguons deux cas selon la position de S_{1in} par rapport à $\lambda_1(D)$:

Cas 1 : $S_{1in} < \lambda_1(D)$ (lessivage de X_1), les positions possibles de S_{2in} par rapport à $\lambda_2^1(D)$ et $\lambda_2^2(D)$ sont représentées par la figure II.4 où 3 cas peuvent exister :

- Cas a : $S_{2in} < \lambda_2^1(D) < \lambda_2^2(D)$,
- Cas b : $\lambda_2^1(D) < S_{2in} < \lambda_2^2(D)$,

- Cas c : $\lambda_2^1(D) < \lambda_2^2(D) < S_{2in}$,

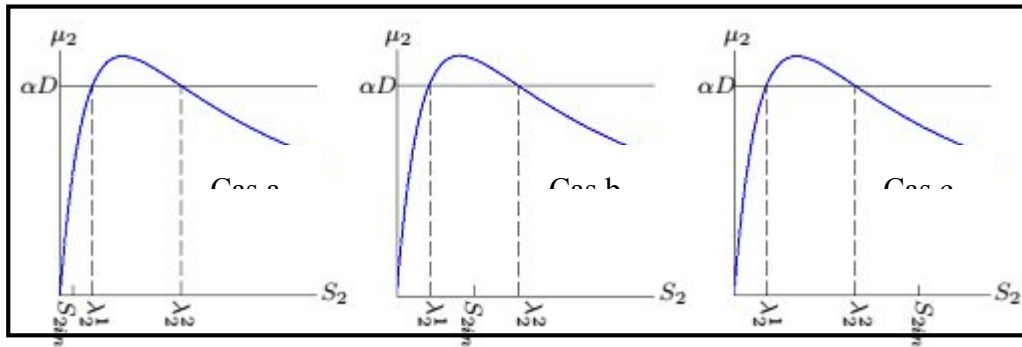


Figure I.9 : Les positions possibles de S_{2in} par rapport à λ_2^1 et λ_2^2 quand $S_{lin} < \lambda_1(D)$. [23]

Le théorème I.1 nous donne le nombre et la nature des équilibres possibles dans ce cas.

Théorème I.1 : Si $S_{lin} < \lambda_1(D)$, alors nous avons 3 sous cas possibles :

	E_1^0	E_1^1	E_1^2
Cas a : $S_{2in} < \lambda_2^1(D) < \lambda_2^2(D)$		$\nexists$	$\nexists$
Cas b : $\lambda_2^1(D) < S_{2in} < \lambda_2^2(D)$			$\nexists$
Cas c : $\lambda_2^1(D) < \lambda_2^2(D) < S_{2in}$			Instable

Cas 2 : $\lambda_1(D) < S_{lin}$ (pas de lessivage de X_1 , les nombres S_{2in} et $S_{2in}^*(D)$ peuvent prendre six positions différentes par rapport à $\lambda_2^1(D)$ et $\lambda_2^2(D)$).

Conclusion

Il a été montré qu'une petite modification de l'un des paramètres biologiques du système peut en modifier radicalement le comportement. D'où la proposition de modifier les indices de stabilité proposés et de caractériser le domaine de fonctionnement dans lequel le système AM2 évolue.

II.1. Introduction

Les lits fluidisés sont largement utilisés comme méthode de contact spécialement dans les procédés qui impliquent d'importants changements de température et une régénération fréquente des solides. L'expression de fluidisation diphasiques est utilisée pour décrire la fluidisation de particules solides par un seul fluide il peut être un gaz ou un liquide.

La fluidisation consiste à faire passer une phase fluide à travers un lit de particules, supportées par une grille, pour les mettre en suspension. Le terme fluidisation vient du fait que la suspension fluide/solide est amenée dans un état semblable à celui des fluides. Par exemple, si l'on inclinait le lit fluidisé, la surface de la suspension reste horizontale et ne suivrait pas le mouvement du récipient. On peut aussi plonger un objet dans le lit fluide sans une résistance particulière de la suspension, comme ce serait le cas pour un fluide. Cet état est dû au fait que les forces de frottement particule/particule sont généralement négligeables (exception faite des poudres cohésives) bien que les particules soient relativement libres de leurs mouvements. [2]

Dans la fluidisation, on considère une couche (lit) de particules solides, fines reposant sur une grille poreuse horizontale (distributeur) à l'intérieur d'une colonne assimilable à un cylindre vertical (Figure II.1).

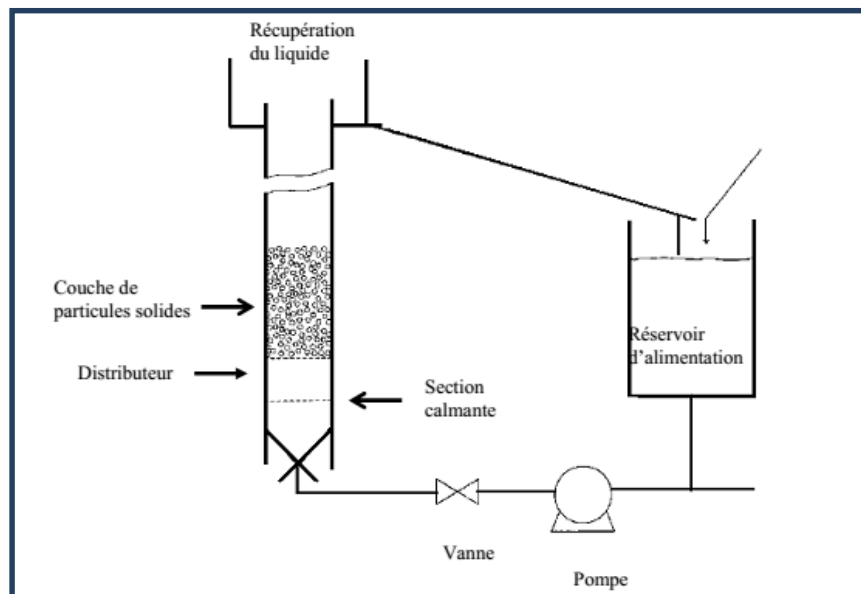


Figure II.1 : Boucle fermée de la fluidisation liquide.

II.2. Régime de fluidisation

Le lit initialement stationnaire est amené à un état fluidisé par l'écoulement ascendant du fluide (éventuellement du liquide ou du gaz) qui circule à travers la couche. Avec l'augmentation progressive du débit de fluide (Figure II.2), on réalise que pour les plus faibles vitesses, la couche de solide reste sur la grille sans mouvements visibles, les particules forment un lit fixe (Figure II.2 (a)).

À partir d'une certaine vitesse, les forces de frottement deviennent suffisantes pour équilibrer le poids du solide par unité d'aire de section droite, la couche supérieure de particules se dilate légèrement mais le lit reste fixe: c'est le point initial de fluidisation. La vitesse correspondante est désignée par la vitesse minimale de fluidisation (U_{mf}). Au-delà de ce seuil, le lit se soulève, les particules se décolent légèrement les unes des autres et sont soumises à des mouvements dans toutes les directions, on note une expansion de la couche, atteignant ainsi la transition entre l'état fixe et l'état fluidisé du lit de particules (Figure II.2 (b,c)). La hauteur du lit augmente, la couche est alors fluidisée. À débit encore plus important, on observe toujours la fluidisation, mais accompagnée d'une expansion progressive du lit qui peut aller jusqu'à l'entraînement des particules.

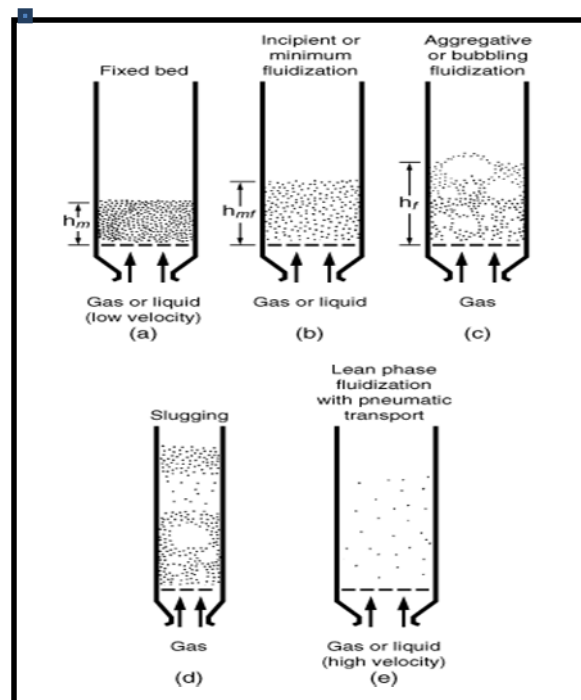


Figure II.2 : lits fluidisés (vitesses croissantes de fluide gaz et liquide).

La fluidisation est donc un phénomène qui ne se produit que sur une plage bien précise de débits, bornée pour les faibles valeurs, par le débit minimum de fluidisation qui marque la transition entre les états fixe et fluidisé, et du côté des fortes valeurs, par le débit maximum qui repère le passage de l'état fluidisé au transport des particules.

Le régime homogène est également préféré dans les applications où le contrôle des contacts solide-liquide est important, comme l'adsorption et la séparation chromatographique, la cristallisation, l'échange d'ions, et les opérations hydrométallurgiques. Elle est également utile pour des bioréacteurs où l'installation de commande de la turbulence est possible et devient importante pour les enzymes sensibles au cisaillement, des protéines et des plantes, des animaux et des cellules microbiennes. [4]

II.3. Aptitude à la fluidisation d'une poudre

Les régimes décrits ne sont toutefois pas observables pour tous les types de poudre. Ils dépendent de l'aptitude de la poudre à être fluidisée. Cette aptitude varie de manière importante suivant le système liquide-solide considéré. Ce sont principalement les caractéristiques des particules qui influent sur la qualité de la fluidisation, en particulier leur taille et leur densité. À partir de ces caractéristiques, Geldart [14] a proposé une classification des particules en fonction de leurs propriétés physiques, chimiques et leur comportement à l'état fluidisé (figure II.3). Il a ainsi pu différencier 04 groupes distincts :

- **Classe A** : les particules sont de taille petite et de masse volumique faible et facile à fluidiser (polystyrène). Les particules appartenant à cette catégorie ont les caractéristiques suivantes :
 $\rho_s < 1400 \text{ kg/m}^3$, $20 \text{ } \mu\text{m} < d_p < 100 \text{ } \mu\text{m}$;
- **Classe B** : cette catégorie regroupe la majeure partie des solides fluidisables. Il s'agit de poudres dont les caractéristiques sont les suivantes : $1400 \text{ kg/m}^3 < \rho_s < 4000 \text{ kg/m}^3$,
 $40 \text{ } \mu\text{m} < d_p < 600 \text{ } \mu\text{m}$;
- **Classe C** : ce sont des poudres adhésives, difficiles à fluidiser (farine, ciment), ces particules sont de très faibles dimensions $d_p < 30 \text{ } \mu\text{m}$;
- **Classe D** : cette catégorie rassemble les grosses particules dont la vitesse de fluidisation est relativement importante $d_p > 600 \text{ } \mu\text{m}$

En plus des caractéristiques des particules, d'autres paramètres notamment la géométrie de la colonne de fluidisation et le mode de distribution du débit du fluide influent sur la qualité de la fluidisation. [23]

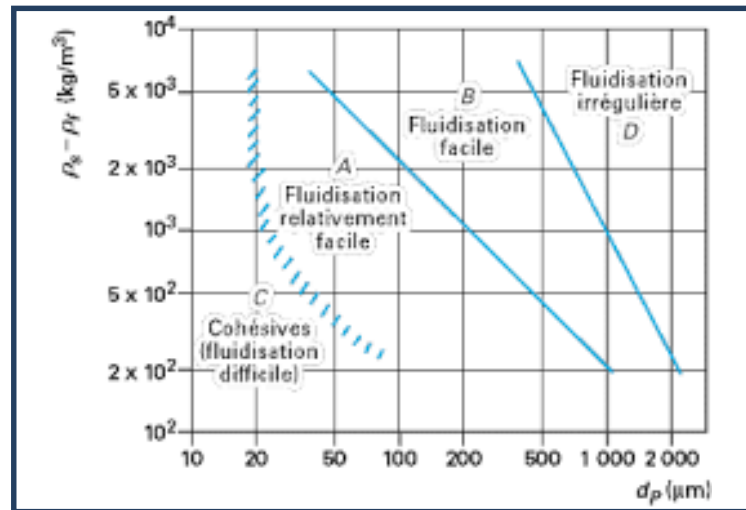


Figure II.3 : Classification de Geldart [14]

II.4. Limites du domaine de fluidisation

La fluidisation est un phénomène intermédiaire entre l'état fixe et le transport, elle se produit dans une gamme de vitesses comprises entre la vitesse au minimum de fluidisation (U_{mf}) et la vitesse terminale de chute (U_t) des particules. Avant de définir ces paramètres de fluidisation, nous allons rappeler les définitions de quelques nombres caractéristiques utiles pour la caractérisation de la dynamique des lits fluidisés. Ces nombres sont cités dans le tableau II.1, U est la vitesse débitante de fluidisation, ρ_f et ρ_s respectivement la masse volumique de la phase fluide et la phase solide, μ_f la viscosité dynamique du fluide, d_p le diamètre des particules solides et g l'accélération de la pesanteur.

Tableau II.1 : Nombres caractéristiques adimensionnels.

Nombre de Reynolds particulaire	$Re = \frac{\rho_f U d_p}{\mu_f}$
Nombre de Reynolds au minimum de fluidisation	$Re_{mf} = \frac{\rho_f U_{mf} d_p}{\mu_f}$
Nombre de Reynolds terminal	$Re_t = \frac{\rho_f U_t d_p}{\mu_f}$
Nombre d'Archimède	$Ar = \frac{d_p^3 \rho_f g (\rho_p - \rho_f)}{\mu^2}$
Nombre de Gallilé	$Ga = \frac{g d_p^3}{\nu^2}$

Vitesse minimale de fluidisation

La vitesse minimale de fluidisation est un des paramètres essentiels pour caractériser le phénomène de fluidisation. Cette caractéristique qui marque la transition entre l'état fixe et l'état fluidisé du lit peut être déterminée en mesurant les pertes de charge totale à travers le lit fluidisé à débit décroissant.

Plusieurs corrélations ont été proposées dans la littérature pour le calcul de U_{mf} (Tableau II.2) dans les conditions opératoires, la plus utilisée est l'équation d'Ergun : pour un lit fixe, la perte de charge par unité de longueur subie par le fluide est fonction de la vitesse et elle est définie par la relation d'Ergun :

$$\frac{\Delta P}{Z} = \frac{150 \mu_f (1 - \varepsilon)^2}{(\phi d_p)^2 \varepsilon^3} U + \frac{1,75 \rho_f (1 - \varepsilon)}{\phi d_p \varepsilon^3} U^2 \quad (14)$$

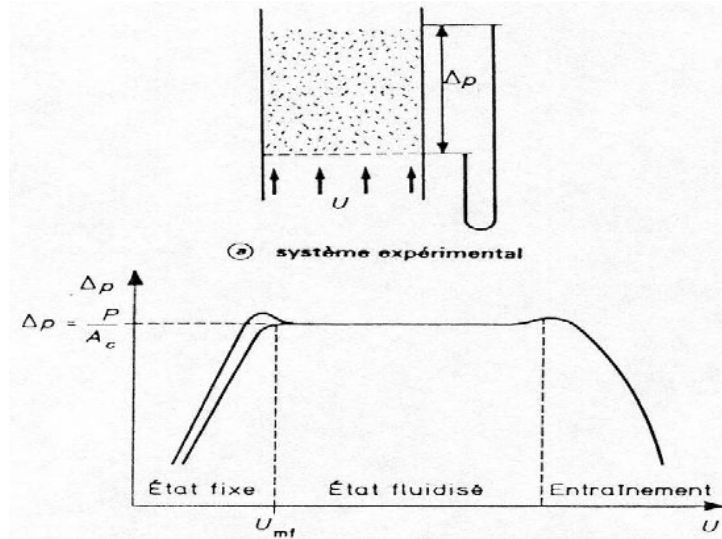


Figure II.4 : Perte de charge dans un lit fluidisé en fonction de la vitesse du fluide de fluidisation. [23]

Pour les particules bien fluidisables, le phénomène de fluidisation se traduit par une égalité des forces de pesanteur et des forces de trainée. Au minimum de fluidisation ($U=U_{mf}$), on obtient l'expression suivante:

$$\frac{\Delta P}{Z_{minf}} = (1 - \varepsilon_{minf})(\rho_s - \rho_f)g \quad (15)$$

Pour $U = U_{mf}$, on a également $H = H_{mf}$ et donc la combinaison des équations (14) et (15) permet d'obtenir U_{mf} :

$$\frac{1,75}{\phi \varepsilon_{minf}^3} \left(\frac{d_p U_{minf} \rho_f}{\mu_f} \right)^2 + \frac{150 (1 - \varepsilon_{minf})}{\phi^2 \varepsilon_{minf}^3} \left(\frac{d_p U_{minf} \rho_f}{\mu_f} \right) = \frac{d_p^3 \rho_f (\rho_s - \rho_f) g}{\mu_f^2} \quad (16)$$

Ou sous sa forme adimensionnelle :

$$\frac{Ar}{Re_{minf}} = 150 \frac{(1 - \varepsilon_{minf})}{\varepsilon_{minf}^3 \phi} + \frac{1,75}{\varepsilon_{minf}^3 \phi} Re_{minf} \quad (17)$$

Où U_{mf} et ε_{mf} sont respectivement la vitesse superficielle et la porosité au minimum de fluidisation. ϕ est un facteur de sphéricité.

Ar est le nombre d'Archimède et Re_{mf} est le nombre de Reynolds des particules, définis respectivement par les relations suivantes :

$$Ar = \frac{d_p^3 \rho_f (\rho_s - \rho_f) g}{\mu_f^2} \quad (18)$$

$$Re_{min f} = \frac{\rho_s d_p U_{min f}}{\mu_f} \quad (19)$$

Dans ce genre de corrélations, la porosité au minimum de fluidisation doit être connue pour éviter une imprécision dans les calculs.

Vitesse terminale de fluidisation

Cette vitesse provient de l'égalité du poids apparent et la force de trainée avec comme expression générale :

$$= \frac{(\quad)}{\quad} \quad (20)$$

Avec : $C_D = a Re^{-n}$ (Allen), C_D coefficient de trainée qui peut être exprimé en fonction du nombre de Reynolds rapporté à la particule.

et le cas général communément utilisé :

$$= \frac{(\quad)}{\quad} \quad (21)$$

Tableau II.2 : Valeurs des constantes de l'équation d'Allen en fonction des Reynolds.

Formule	a	n	Domaine de validité	U_t
Stokes	24	1	$10^{-4} < Re_p < 1$	$\frac{(\quad - \quad)}{18}$
Allen	18.5	0.6	$1 < Re_p < 10^3$	$\frac{4}{3} \cdot \frac{(\quad - \quad)}{18,5}$
Newton	0.44	0	$10^3 < Re_p < 4.10^5$	$\frac{3}{(\quad - \quad)}$

II.5. L'expansion du lit

Les données expérimentales publiées jusqu'à maintenant suggèrent que les caractéristiques de l'expansion du lit d'un réacteur à lit fluidisé biologique peuvent être bien représentées par la corrélation Richardson et Zaki. [24]

Leur relation est écrite comme suit :

$$u = u_t \varepsilon^n \quad (22)$$

La relation de Richardson et Zaki recommande les valeurs de n suivants:

$$\begin{aligned} n &= 4.65 & \text{Re}_t < 0.2 \\ n &= 4.4 \text{Re}_t^{-0.03} & 0.2 < \text{Re}_t < 1 \\ n &= 4.4 \text{Re}_t^{-0.1} & 1 < \text{Re}_t < 500 \\ n &= 2.4 & 500 < \text{Re}_t \end{aligned} \quad (23)$$

L'expansion du lit η , qui est définie comme suit [24]:

$$\eta = \frac{H - H_0}{H} \times 100\% \quad (24)$$

Les données de la hauteur d'expansion du lit peuvent être facilement calculées à partir de la porosité du lit à l'aide de l'équation d'écoulement (Zhang, 2004):

$$\eta = \frac{\varepsilon - \varepsilon_0}{1 - \varepsilon} \times 100\% \quad (25)$$

Où: ε_0 est généralement de 0,4 à 0,45 pour des particules presque sphériques, ici, il est pris comme 0,4.

Tableau II.3 : Corrélations pour le calcul de la vitesse minimale de fluidisation biphasique.

Auteur	Corrélation
Ergun (1952)	$Ga = 150 \cdot \frac{(1 - \varepsilon_{mf})}{\psi^2 \cdot \varepsilon_{mf}^3} \text{Re}_{mf} + \frac{1,75}{\psi \cdot \varepsilon_{mf}^3} \text{Re}_{mf}^2$
Geldart et Bayens (1973)	$\text{Re}_{mf} = \frac{1,38 \cdot 10^{-3} Ga}{(Ga + 19)^{0,11}} \quad \text{Re}_{mf} < 39$ $Ga < 10^5$
Geldart et Bayens (1973)	$Ga = 1823 \text{Re}_{mf}^{1,07} + 21,27 \text{Re}_{mf}^2$
Pillai et Raja (1971)	$U_{mf} = 7,01 \cdot 10^{-4} \frac{d_p^2 (\rho_p - \rho_g) g}{\mu_g} \text{Re}_{mf} < 20$

Leva (1959)	$U_{mf} = \frac{7,169 \cdot 10^{-4} \cdot d^{1,82} \cdot (\rho - \rho_g) \cdot g}{\rho_g^{0,06} \cdot \mu^{0,88}} \text{ Re}_{mf} < 10$
Rowe et Henwood (1961)	$\text{Re}_{mf} = 8,1 \cdot 10^{-3} Ga$
Leva, Shirai et Wen (1956)	$U_{mf} = \frac{7,39 \cdot d^{1,82} \cdot (\rho - \rho_g)}{\rho_g^{0,06}} \text{ Re}_{mf} < 5$
Babu, Shah et Talwalkar (1978)	$\text{Re}_{mf} = \sqrt{(25,25)^2 + 0,0651 \cdot Ga} - 25,25$
Richardson (1971)	$\text{Re}_{mf} = \sqrt{(25,7)^2 + 0,0365 \cdot Ga} - 25,7$
Richardson et Jeronimo (1979)	$\text{Re}_{mf} = \sqrt{(25,7)^2 + 0,0365 \cdot Ga} - 25,7$
Pillai et Raja Rao (1971)	$U_{mf} = \frac{7,01 \cdot 10^{-4} \cdot d^2 \cdot (\rho - \rho_g)}{\mu} \text{ Re}_{mf} < 20$
Kunii et Levenspiel (1969)	$\text{Re}_{mf} = \frac{\psi^2 \cdot \varepsilon_{mf}^3}{150 \cdot (1 - \varepsilon_{mf})} Ga \text{ Re}_{mf} < 20$
Broadhurst et Beker (1975)	$\text{Re}_{mf} = \left[\frac{Ga}{2,42 \cdot 10^5 \cdot Ga^{-0,85} \cdot \left(\frac{\rho}{\rho_g} \right)^{0,13} + 37,7} \right]^{0,5}$

II.6. Problème pratique de la fluidisation

Dans la pratique quatre phénomènes sont fréquents dans le fonctionnement d'un lit fluidisé :

- Le bullage : des bulles se forment dans la région de la grille de distribution de gaz au bas de la colonne, s'élève dans le lit, grossissent par coalescence et viennent finalement éclater en surface comme dans le cas d'un liquide en ébullition. En réalité ce phénomène est très complexe et très étudié. La plupart des réacteurs fonctionnent sous ce régime.

- Le pistonnage : le diamètre des bulles atteint cette fois des dimensions comparables à celles de la colonne. Il y a alternance dans le lit de passage de grosses bulles et de lit de sable. La surface du lit se soulève et retombe de manière très régulière.
- Le renardage : les particules s'accolent et créent des passages préférentiels pour le gaz.
- l'entraînement des particules : dans le cas d'un lit catalytique, l'érosion mécanique et les contraintes thermiques finissent par aboutir à la formation de particules plus fines même si initialement la distribution était uniforme. Ces particules peuvent donc être entraîner.

II.7. Avantages et inconvénients de la fluidisation

Cette technique de mise en contact de particules de faible diamètre présente de nombreuses propriétés avantageuses parmi lesquelles :

- Une température homogène au sein du lit du fait d'un bon mélange des particules en régime fluidisé, contrairement au lit fixe qui est soumis à un fort gradient de température.
- La phase solide du système peut être aisément renouvelée si besoin est, même en fonctionnement.
- la vidange et le nettoyage du lit de particules se font très facilement.
- Cette technique présente cependant quelques inconvénients, citons les deux principaux :
- Pour de très grandes vitesses de gaz, la partie de gaz sous forme de bulles quitte rapidement le lit. Dans ce cas l'échange de chaleur entre les bulles et les particules est beaucoup plus faible : le temps de contact solide/gaz est beaucoup plus faible.
- Une diminution progressive du diamètre des particules au cours de l'utilisation due à un frottement permanent entre elles. Les particules les plus fines peuvent alors quitter le lit, entraînées par le fluide et polluent l'aval du procédé. [22]

III.1 Conception, dimensionnement, et mise au point d'un bioréacteur en lit fluidisé

III.1.1 Introduction

Les réacteurs à lit fluidisé sont largement utilisés dans de nombreuses opérations unitaires tels que ; l'industrie chimique, pétrolière, pharmaceutique, les industries alimentaires et biochimiques, les chambres de combustion à lit fluidisé et le craquage catalytique à lit fluide. Ils sont connus pour leur important taux de transfert de chaleur et de masse entre les différentes phases en présence ; fluides/particules solides et pour le mélangeage efficace des espèces réactives.

Un lit fluidisé est constitué d'un lit de particules solides traversé par un fluide ascendant avec un débit adéquat de manière à ce que le frottement du fluide sur les grains équilibre leur poids apparent. Nous présenterons dans ce chapitre le dimensionnement du réacteur à l'échelle laboratoire qui comprend un lit fluidisé, conçu à partir d'une synthèse des données de la littérature, le dimensionnement du distributeur et des notions sur ses différentes formes sont décrites.

III.1.2. Dispositif de l'installation expérimentale

En annexe II, nous résumons les conditions opératoires adoptées par des chercheurs et sur lesquelles nous nous sommes basés pour dimensionner notre bioréacteur à lit fluidisé.

III.1.3. Dimensionnement d'un bioréacteur anaérobie

Le point de départ du dimensionnement d'une colonne de fluidisation est le dimensionnement du lit fluidisé et pour cela on doit tout d'abord choisir son diamètre.

. Dimensionnement de la colonne

L'étude bibliographique (Annexe II) résume les données relatives aux caractéristiques et conditions opératoires des bioréacteurs en anaérobie.

Pour cette étude, nous avons conçu et réalisé une colonne en INOX, adaptée aux systèmes multiphasique et pouvant servir de bioréacteur anaérobie. Le schéma de principe du dispositif expérimental est représenté sur la figure III.1.1. La colonne de diamètre $D = 10$ cm et une hauteur de 80 cm et comprend quatre (4) prises de pressions : la première prise est à 2cm en dessous du distributeur, la deuxième est située à 7cm au dessus du distributeur au niveau du lit des billes de verre, les prises de pression (2) et (3) sont espacées d'une distance de 20 cm l'une de l'autre et enfin l'espace entre les prises (3) et (4) est de 30 cm et une prise de température située à une distance de 20 cm du distributeur.

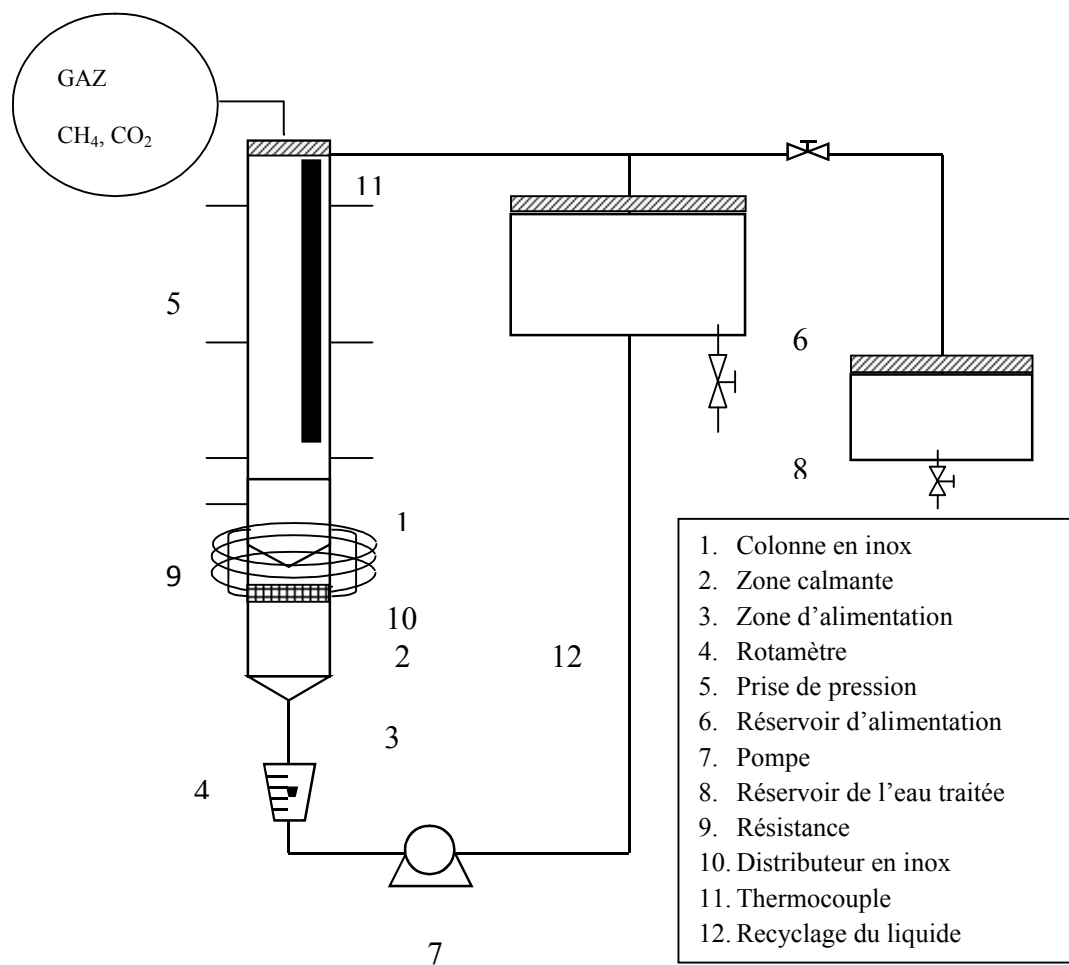


Figure III.1.1 : Schéma du réacteur à lit fluidisé : schéma du dispositif expérimental.

. Dimensionnement du distributeur

Le distributeur d'un bioréacteur à lit fluidisé a pour fonction de distribuer uniformément le fluide sur toute la section du lit fluidisé. Il peut **être une plaque poreuse ou encore une simple plaque perforée capable de supporter le poids des particules à l'arrêt.**

Cependant, une utilisation industrielle pose quelques problèmes techniques, tels le **colmatage des orifices**et, éventuellement, en ce qui concerne les plaques perforées, le passage de certaines particules dans la *zone calmante*

Pour obtenir une telle distribution, **une perte de charge minimale équivalant à 1/3 du poids du lit est nécessaire au niveau de la grille de fluidisation.** Cependant, cette perte de charge **ne peut être inférieure à 0,3 bar** [11].

Ainsi, lorsque le diamètre des orifices est choisis en fonction des particules solides, le nombre de trous par mètre carré est fixé de telle sorte que, à la vitesse opératoire du lit, **la perte de charge de la grille soit légèrement supérieure à 1/3 du poids du lit** [10].

Une des questions fondamentales, concerne la structure détaillée des milieux fluidisés. Comment répartir le liquide à la base de la couche pour obtenir une bonne stabilité du milieu et des propriétés satisfaisantes? Comment éviter les passages préférentiels?

Le dimensionnement de cette plaque perforée est un des facteurs les plus délicats pour la réalisation d'un lit fluidisé. [6] En effet, la perte de pression du distributeur doit être assez grande pour permettre à tous les orifices de distribuer le fluide aux conditions opératoires données.

La perte de pression minimale conseillée au travers la grille de distribution pour une bonne répartition du fluide doit être entre 10 et 30% de la perte de pression au travers du lit de lit de particules. [7]

Pour un écoulement ascendant ou horizontalement :

$$\Delta P_{dist} \geq 0,3 \Delta P_{lit} \quad (26)$$

Pour un écoulement descendant on considère :

$$\Delta P_{dist} \geq 0,1 \Delta P_{lit} \quad (27)$$

CHAPITRE III: Partie Expérimentale

La perte de pression ΔP_{dist} peut être reliée à la vitesse de l'eau dans les orifices par l'équation (III.3) découlant de l'équation de Bernoulli entre deux points en aval et en amont du distributeur (Geldart 1985)

$$U_{or} = C_D' \left[\frac{2\Delta P_{dist}}{\rho_{eau}} \right]^{\frac{1}{2}} \quad (28)$$

U_{or} : vitesse de l'eau dans les orifices dans la grille de distribution $m.s^{-1}$.

ρ_{eau} : masse volumique de l'eau $kg.m^{-3}$.

C_D' : Coefficient relatifs aux orifices d'après l'abaque Reynolds en fonction de C_D [12].

À partir de la fraction d'aire ouverte F de la plaque et soit le diamètre des orifices d_{or} , le nombre d'orifices N_{or} est déterminé par l'expression suivante :

$$F = \frac{N_{or} \pi \left(\frac{d_{or}}{2} \right)^2}{\pi \left(\frac{d_{dist}}{2} \right)^2} \quad (29)$$

Pour une plaque perforée, la fraction des ouvertures de la plaque distributrice doit être de l'ordre 3 à 10% [8]. Le diamètre le plus faible réalisé à l'échelle laboratoire est de 2mm, un tamis est mis en place pour empêcher les particules solides de passer au travers du distributeur.

La disposition des orifices peut se faire suivant une configuration carrée ou en triangle équilatéraux. Figure III.1.2.

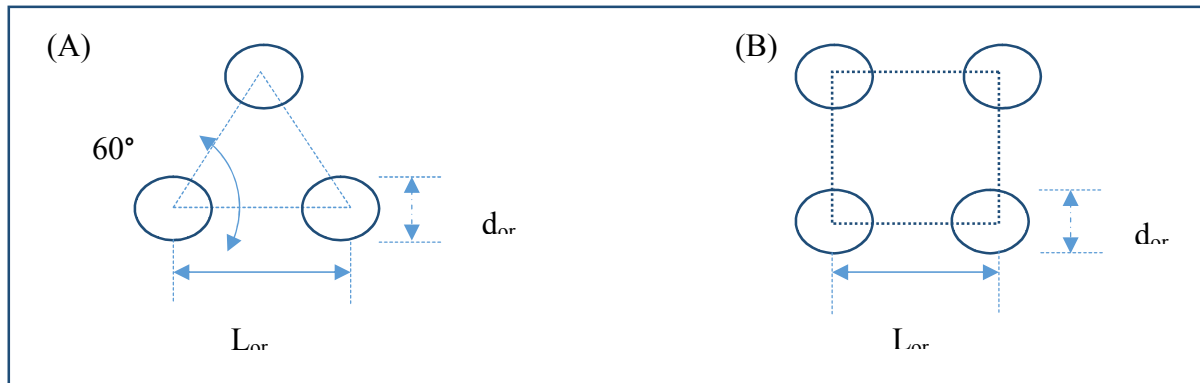


Figure III.1.2 : schéma de la disposition des orifices du distributeur (A) en triangle équilatéraux (B) en carré.

Calcul du distributeur

Nous avons choisi la disposition en triangle pour les orifices :

Soit un lit de particules de billes de verres de diamètre moyen $125\mu\text{m}$ dans une colonne cylindrique de diamètre 10 cm et une hauteur de lit fixe de 6,5 cm. Nous avons :

Pour une plaque perforée de $d_{or}= 0,2\text{cm}$; $L_{or}=0,4\text{cm}$; $\rho_{eau}= 10^3 \text{ kg.m}^{-3}$; $\rho_p= 2500\text{kg.m}^{-3}$

$U_{mf}= 0,023\text{cm.s}^{-1}$; $\mu_{eau}=10^{-3} \text{ Pa.s}$; $U_{eau}= 2 \times U_{mf}= 0,046 \text{ cm.s}^{-1}$; $d_p= 125\mu\text{m}$.

- Détermination de ΔP_{lit} et ΔP_{dist}

$$\Delta P_{lit} = \rho_p g L_{mf} = 9,81 \times 2500 \times 0,065 = 1594 \text{ Pa}$$

D'où : $\Delta P_{dist} = 0,3 \times 1594 = 478 \text{ Pa}$

- Détermination de la vitesse de l'eau au travers des orifices à partir de l'expression(28) :

Nous devons tout d'abord calculer le nombre de Reynolds : $Re_p = \frac{\rho_{eau} D U_t}{\mu_{eau}}$ (30)

à partir de la courbe donnant $C_D=f(Re_p)$

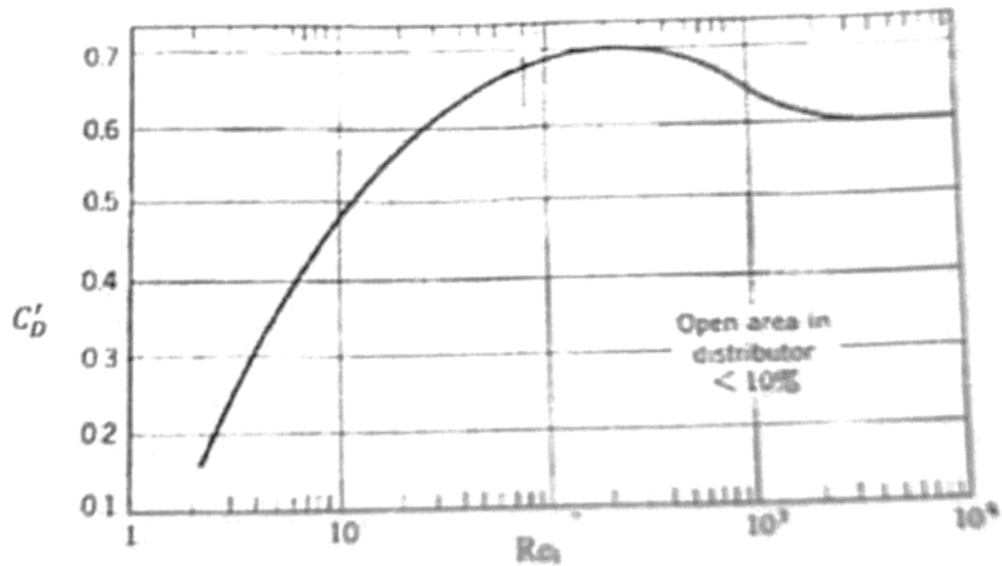


Figure III.1.3 : Coefficient de trainée C_D en fonction du Re_p [24]

$$Re=46 \text{ d'où : } C_D=0,65$$

$$U_{or}=0,311 \text{ m.s}^{-1}$$

Détermination du débit volumique

$$Q = U_{eau} \times \left(\frac{\pi \times D_{colonne}^2}{4} \right) \quad (31)$$

$$Q = 2,3 \times 10^{-2} \times \pi \times \frac{0,1^2}{4} = 1,8 \times 10^{-4} \text{ m}^3 \cdot \text{s}^{-1}$$

- Détermination du nombre d'orifices

$$Q = N_{or} \times \left(\frac{\pi \times d_{or}^2}{4} \right) \times U_{or} \quad (32)$$

$$\text{D'où : } N_{or} = \frac{4 \times Q}{\pi \times d_{or}^2 \times U_{or}}$$

$$N_{or} = 184 \text{ orifices}$$

$$\text{D'où : } F=0,14\%$$



Figure III.1.4 : photo du distributeur utilisé

III.2. Matériels et méthodes

III.2.1. Introduction

Dans ce chapitre nous présenterons :

- Les caractéristiques des matières premières ayant servi aux essais de la fluidisation.
- Les méthodes de mesure, et le matériel utilisé.

III.2.2. Matières premières

Le choix des matières premières a été choisi de telle sorte que les poudres soit facilement fluidisables par des liquides plus ou moins similaires.

➤ Particules solides

Les poudres utilisées dans cette étude sont des billes de verre, du sable et des billes en PVC.

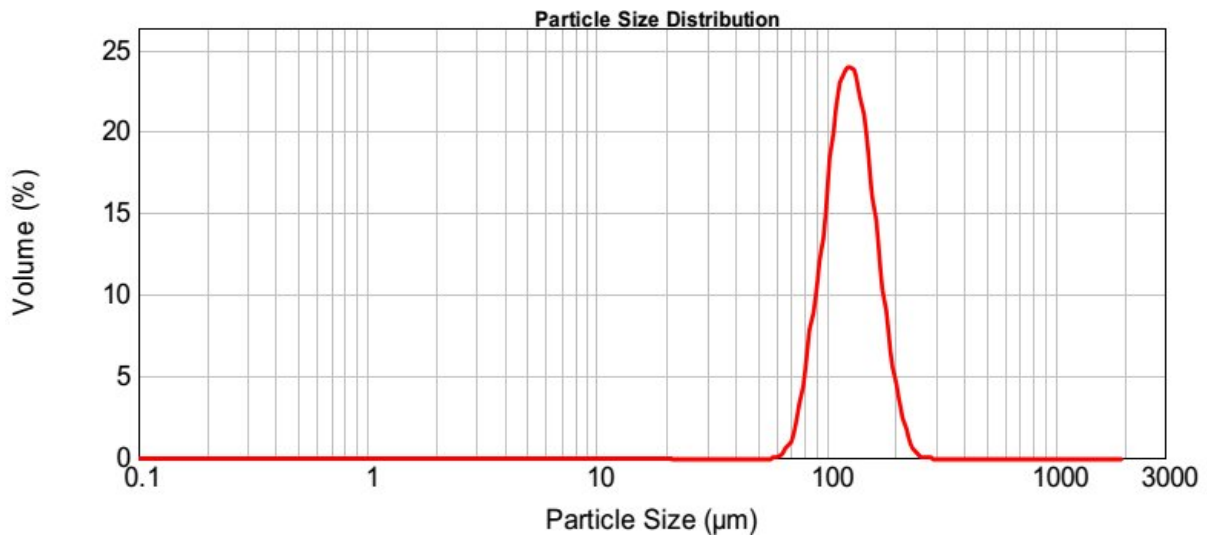
La caractérisation des particules consiste à déterminer les paramètres suivants :

- Distribution granulométrique ;
- Masse volumique ;
- propriétés physiques des billes de verre.

Les différentes caractéristiques physiques des billes de verre, du sable et des billes en PVC sont résumées dans le tableau III.2.1. Les différentes caractéristiques des particules solides ont été mesurées.

Tableau III.2.1 : Caractéristiques des particules solides ~~quantité initiale~~.

Caractéristiques	Billes de verre	Sable	Billes en PVC
Diamètre médian d_{50} (μm)	122	131	110
Diamètre de sauter $d_{3,2}$ (μm)	119	125	101
Masse volumique du solide (kg/m^3)	2600,28	2500,00	1434,00
Masse volumique apparente (kg/m^3)	1510,3	1203,0	856,0
Porosité de la particule (ϵ_p)	0,42	0,52	0,4
Classification Geldart	A	B	C

**Figure III.2.1:** Distribution des particules solides obtenue par granulométrie laser.

Les résultats présentés sur la figure III.2.1 montrent une distribution homogène des particules utilisées dont le diamètre est compris entre 45 μm et 450 μm . A partir de cette courbe nous avons pu déduire les courbes des fréquences cumulée figure III.2.2 dont laquelle nous avons pu relever beaucoup d'information pour la caractérisation des particules solides comme par exemple les différents diamètres tableau II.2.1.

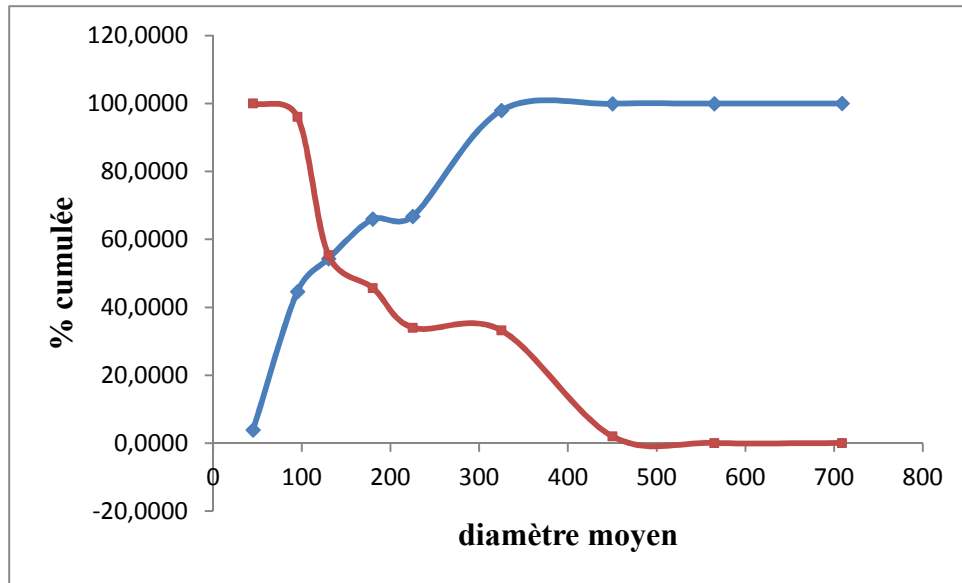


Figure III.2.2 : Fréquence cumulée des billes de verre.

III.2.3. Méthodes de mesure

A. Mesure de la perte de charge

Le liquide de fluidisation est aspiré d'un bac d'alimentation par une pompe péristaltique réglable (0 à 900 ml/min, Watson Marlow, SCI 323, England). Les débits volumiques correspondant aux réglages de la pompe utilisée, sont donnés dans le tableau ANNEXE 1. La mesure de la perte de charge a été effectuée à l'aide de tubes manométriques et reliés aux quatre prises de pression le long de la colonne. La détermination de la pression ΔP est calculée à partir de l'équation 1.

$$\Delta P = \rho_{\text{eau}} \cdot g \cdot \Delta H \quad (33)$$

ΔP : Pression différentielle à travers le lit fluidisé. (Pa)

ρ_{eau} : masse volumique de l'eau. (Kg/m^3)

g : accélération gravitationnelle. (m/s^2)

ΔH : ($H_1 - H_2$) lue sur les tubes manométriques. (cm)

B. Mesure et régulation de la température

La mesure de la température a été prise à partir d'un multiparamètre (Multi-channel analysers C3010), la sonde est placée au milieu de la colonne au niveau du lit fluidisé pour vérifier la température du milieu sachant que l'eau est chauffée à l'aide d'une résistance placée au-dessus du distributeur.

C. Mesure du débit volumique de l'eau

Étant donné que la mesure du débit volumique d'eau a été effectuée avec un débitmètre à flotteur, les valeurs de débits ont été corrigées à l'aide de l'expression 2. (Manuel de l'appareil)

$$= \frac{\left(\frac{\quad}{\quad} \right)}{\left(\frac{\quad}{\quad} \right)} \quad (34)$$

Q_{eau} : débit équivalent aux conditions standard.

Q_{liquide} : débit maximum du débit calculé.

d_F : densité du flotteur utilisée.

d_L : densité du liquide mesurée.

d_W : densité de l'eau aux conditions standards.

D. Mesure du pH et de la conductivité

La mesure du pH et la conductivité ont été effectués à l'aide d'un multiparamètre, le suivi de la conductivité nous a permis de tracer la distribution du temps de séjour.

III.2.4 Caractérisation physique des particules solides

Distribution granulométrique

La distribution granulométrique des particules solides à fluidiser est obtenue en premier lieu par tamisage avec une tamiseuse à 8 tamis d'ouverture normalisées (AFNOR) avec des diamètres en progression géométrique ($r=1,25$) de 90 à 800 μm . Pour tamiser la poudre, les tamis sont empilés selon leur ouverture par ordre croissant en partant du bas, et secoué avec une amplitude de 1 mm pendant 15 min.

. La Porosité

L'expression la plus simple pour la porosité est la suivante :

$$\varepsilon = \frac{\text{volume du vide}}{\text{volume total}} = \frac{\text{volume du liquide dans le vide}}{\text{volume total}} \quad (35)$$

. La masse volumique apparente

Soit un milieu poreux de volume apparent égal à $\rho_A V$, nous avons : $M_{\text{tot}} = \rho_A V$, qui peut s'écrire :

$$\begin{aligned} M_{\text{tot}} &= \rho_A V = \rho_c \varepsilon V + \rho_b (1 - \varepsilon) V \\ \rho_A V &= \rho_c \varepsilon V + \rho_b (1 - \varepsilon) V \\ \rho_A &= \rho_c \varepsilon + (1 - \varepsilon) \rho_b \end{aligned} \quad (36)$$

III.2.5. Mesure de la DTS

Afin d'optimiser le fonctionnement du réacteur à lit fluidisé, la connaissance de son comportement hydrodynamique est essentielle. C'est pourquoi cette partie est dédiée à l'étude hydrodynamique du réacteur à lit fluidisé réalisée par la détermination de la distribution des temps de séjour.[20]

Le comportement hydrodynamique du réacteur a été caractérisé pour être comparé à celui d'un réacteur idéal ou d'une cascade de réacteurs idéaux.

La détermination de la Distribution des Temps de Séjour (DTS) pour caractériser les réacteurs a été proposée par Mac Mullin et Weber en 1935. Mais le mérite revient à Danckwerts (1953) qui a proposé une autre approche en définissant les principales fonctions de distribution plus facile à obtenir lors des expériences, elle est valable pour les conditions suivantes :

- L'écoulement est en régime permanent,
- L'écoulement est "déterministe" (absence de basculements de filets ou de tourbillons),
- Le fluide est incompressible,
- L'écoulement se fait par convection forcée, sans diffusion ni mélange en retour,
- Les conduites d'entrées/sorties sont de petit diamètre devant les dimensions du réacteur.

-Détermination du temps de séjour (DTS)

La DTS est une caractéristique intrinsèque du mélange qui s'effectue dans celui-ci. La détermination de la DTS nous permettra d'analyser et de caractériser le comportement hydrodynamique d'un réacteur réel et de le comparer à celui de réacteurs idéaux.

-Temps de passage

$$\tau = \frac{V}{Q} \quad (37)$$

CHAPITRE III: Partie Expérimentale

V : volume total du fluide dans le réacteur (m^3)

Q : Débit de fluide ($\text{m}^3 \cdot \text{s}^{-1}$)

-Temps de séjour moyen

$E(t_s)$ correspond à la fraction du liquide qui sort au temps t_s et est exprimé comme suit :

$$E(t_s) = \frac{C}{\int_0^{\infty} C dt_s} \quad (38)$$

C : concentration en molécule au temps de séjour t_s ($\text{mol} \cdot \text{m}^{-3}$)

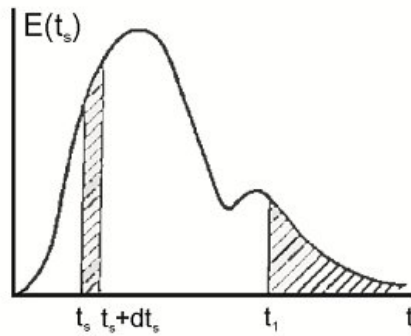


Figure III.2.4: Courbe de distribution des temps de séjour [21]

À partir de la relation nous avons :

$$\int_0^{\infty} E(t_s) dt_s = 1 \quad (39)$$

Le traçage de la courbe $E(t_s)$ permet de déduire le temps de séjour moyen $\bar{t}$:

$$\bar{t} = \frac{\int_0^{\infty} t C dt}{\int_0^{\infty} C dt} \quad (40)$$

La connaissance du temps de séjour moyen et le temps de passage nous permettra de comparer les différentes DTS d'après des courbes normées pour un débit et volume de réacteur connu, et ceci par la relation mathématique $E(\theta)$ en fonction de θ ($\theta = \frac{\bar{t}}{\tau}$).

-Méthode de traçage

Injection du traceur

Un traceur est injecté rapidement à l'entrée du réacteur et sa concentration est suivie par conductimétrie à la sortie du réacteur. De ce fait, à l'aide du profil de la réponse du traceur, il est possible de connaître la DTS. Il peut être injecté de deux façons :

-Injection impulsion : consiste à envoyer un volume de traceur inerte de concentration connue dans le flux de fluide, en régime permanent, pendant un temps très court (injection Dirac).

-Injection échelon : le traceur est injecté en continu jusqu'à ce que la concentration en sortie de réacteur atteigne celle de l'entrée. La concentration du traceur à l'entrée du réacteur passe brusquement de 0 à C

Théoriquement, les injections impulsion et échelon sont similaires, si le système est linéaire.

Mais en pratique, L'injection "impulsion" consiste à envoyer un volume de traceur inerte de concentration connue dans le flux de fluide, en régime permanent, pendant un temps très court (injection Dirac), l'injection doit être de courte durée en comparaison au temps de séjour moyen. La concentration de sortie du réacteur est alors mesurée en fonction du temps, contrairement au mode échelon.

Les deux types d'injection et leur réponse respective sont présentées Figure III.2.5.

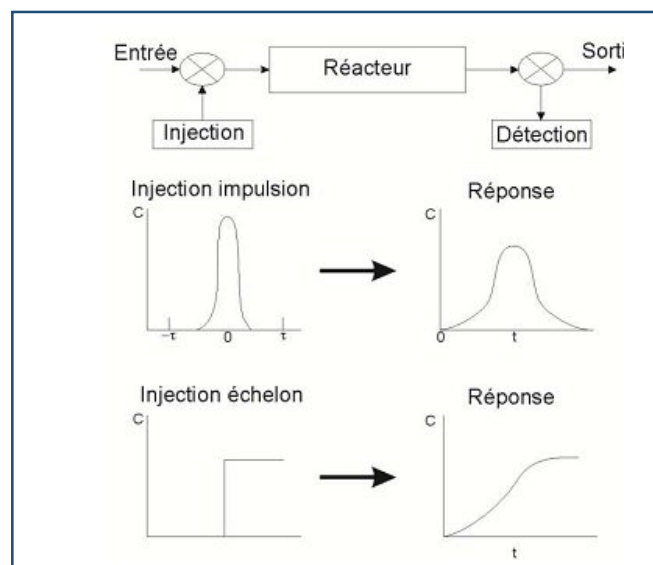


Figure III.2.5 : Types d'injection et réponses associés pour la détermination de la distribution des temps de séjour [21]

CHAPITRE III: Partie Expérimentale

L'injection échelon présente quelques désavantages en comparaison de l'injection impulsion car la concentration du traceur doit être maintenue constante dans le courant d'entrée du réacteur, cette méthode nécessite une quantité élevée de traceur qui peut être un réel désavantage, du fait du coût de certains traceurs.

IV.1. Introduction

Dans ce chapitre nous résumerons et discuterons les résultats obtenus lors de l'étude hydrodynamique de notre bioréacteur en lit fluidisé, pour trois types de particules : billes de verre, sable, et particules en PVC, et traversé par de l'eau du robinet de bas en haut.

IV.2. Étude hydrodynamique

L'objet de cette étude est de vérifier le bon fonctionnement du bioréacteur en lit fluidisé élaboré à l'échelle laboratoire, pour un traitement biologique en anaérobie. À cet effet nous avons déterminé :

- La porosité du lit fixe des différentes particules (billes de verre, sable, billes en PVC) ;
- Le domaine de fluidisation (détermination de la vitesse minimale de fluidisation U_{mf} , et de la vitesse terminale de chute des particules U_t) ;
- La perte de charge maximale.

IV.2.1. Détermination de la porosité du lit fixe ε_0

Avant d'entamer l'étude hydrodynamique du bioréacteur, nous devons déterminer un des paramètres important qui est la porosité du lit fixe, pour cela nous avons calculé au préalable le volume du lit.

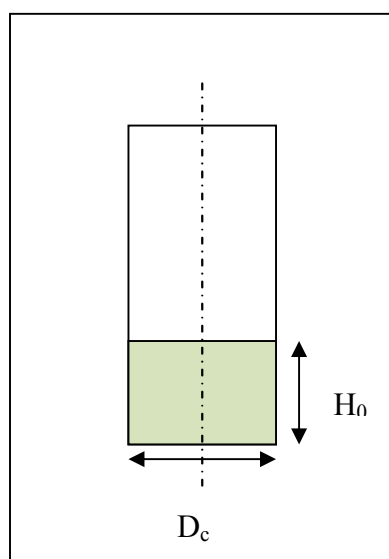


Figure IV.1 : Schéma du lit fixe de particules

CHAPITRE IV : Résultats et discussion

Pour une colonne de forme cylindrique, le volume du lit fixe est calculé à l'aide de la relation suivante :

$$V_{lit} = \frac{\pi}{4} D_c^2 H_{lit} \quad (41)$$

En connaissant la masse des particules initiales M_s , le volume du lit fixe et la masse volumique des particules ρ_s , nous pouvons déterminer le degré du vide ou porosité ε_{lit} du lit au repos à l'aide de l'équation :

$$\varepsilon_{lit} = 1 - \frac{M_s}{\rho_s V_{lit}} \quad (42)$$

Les résultats obtenus sont résumés dans le tableau V.1.

Tableau IV.1 : propriétés physiques du lit fixe.

Poudre	H_0 (m)	ρ_s (Kg/m ³)	D_0 (m)	$V_{lit} \cdot 10^{-4}$ (m ³)	ε_0
Billes	0,065	2600	0,100	5,105	0,435
	0,100			8,500	0,455
	0,110			9,359	0,402
Sable	0,065	2500	0,100	5,105	0,392
	0,100			8,500	0,402
	0,110			9,359	0,425
PVC	0,065	1434	0,100	5,105	0,360
	0,100			8,500	0,382
	0,110			9,359	0,399

IV.2.2. Détermination du domaine de fluidisation

Le domaine de fluidisation est limité par la vitesse minimale de fluidisation U_{mf} , et la vitesse terminale de chute des particules U_t .

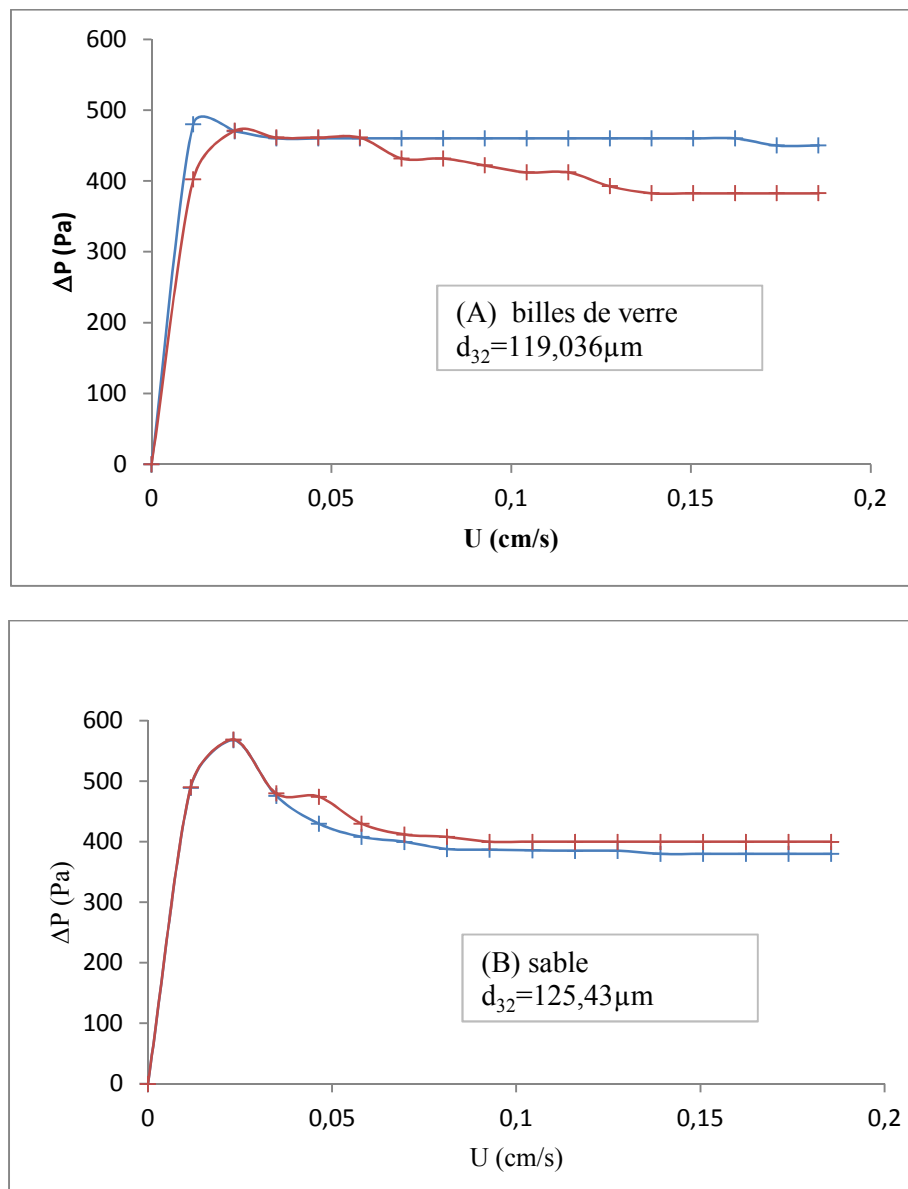
- Détermination de la vitesse minimale de fluidisation

CHAPITRE IV : Résultats et discussion

Reproductibilité

Les mesures de perte de charge ont été reprises deux fois dans les mêmes conditions afin de s'assurer de la reproductibilité des mesures effectuées et de la stabilité du fonctionnement de l'installation.

La figure IV.2 nous montre que la reproductibilité des résultats est assez satisfaisante, les points sont pratiquement superposables.



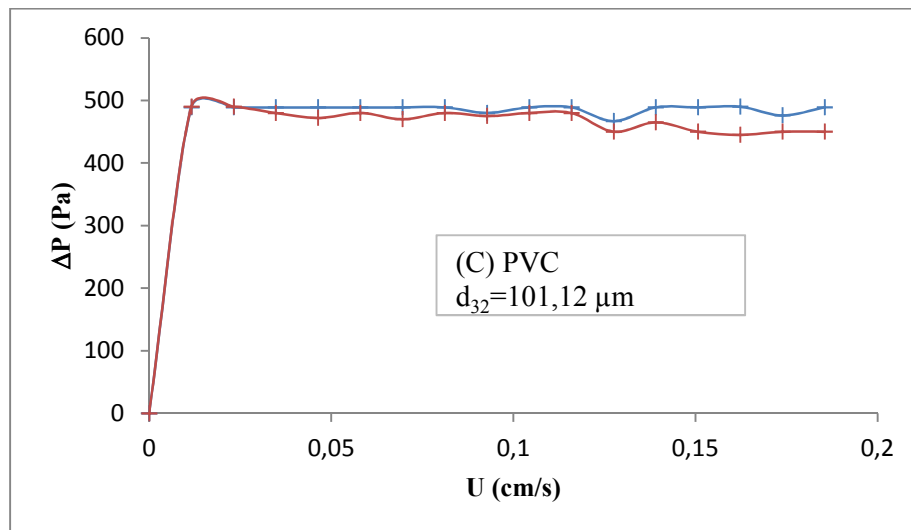


Figure IV.2: Évolution de la perte de charge en fonction de la vitesse superficielle de l'eau.

V.2.2. Perte de charge

La perte de charge constitue un paramètre qui permet de prévoir le type de régime d'écoulement des phases. La connaissance préalable de la perte de charge est donc nécessaire aussi bien du point de vue stabilité de fonctionnement du lit que du point de vue économique.

La perte de charge à travers le lit en fonction de la vitesse superficielle de l'eau est représentée sur la figure IV.3 et ceci pour différentes hauteurs de billes de verre, nous remarquons alors que les trois courbes ont la même allure caractéristique aux lits fluidisés ce qui nous permet de prédire un fonctionnement stable du lit.

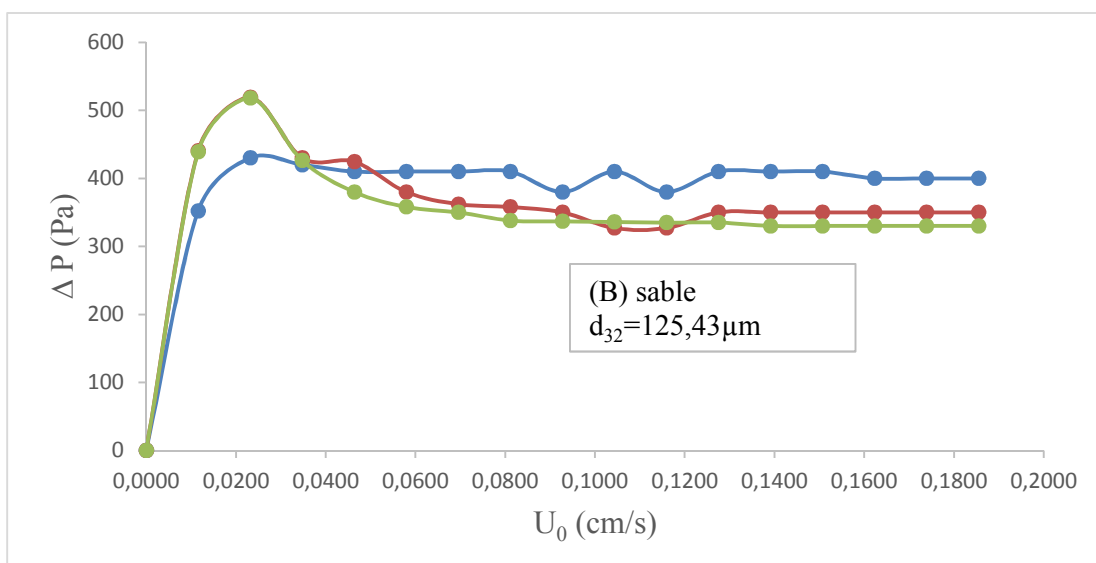
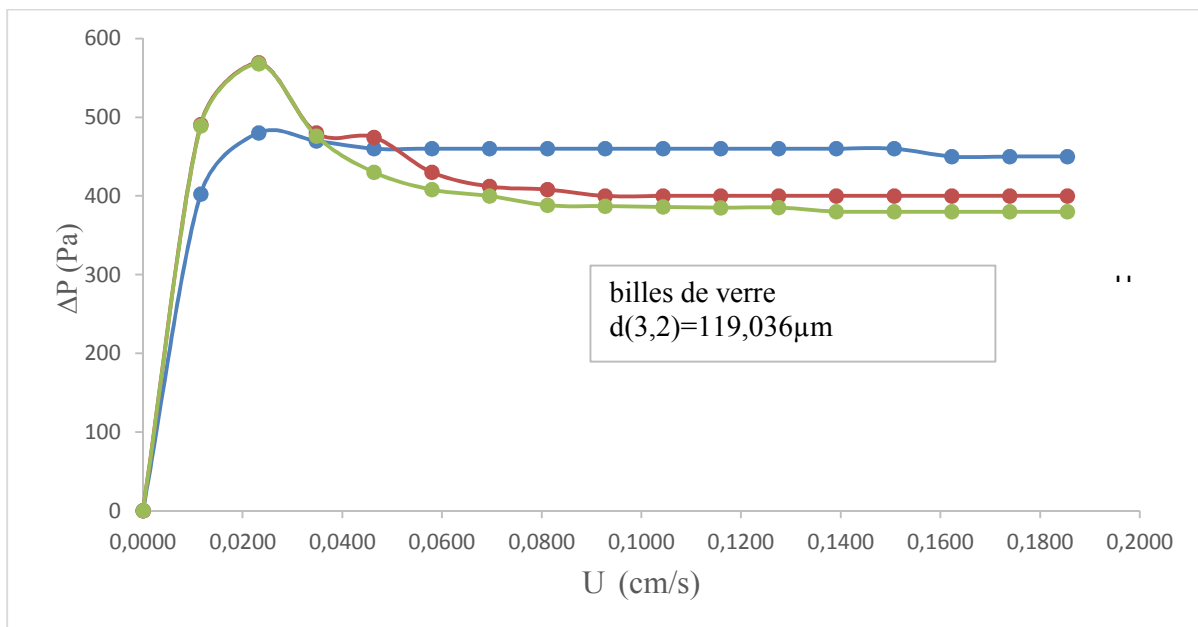
D'après ces mêmes courbes, nous observons trois régimes d'écoulement :

- Le lit fixe : durant cette écoulement nous remarquons que la perte de charge est proportionnelle à la vitesse superficielle c'est-à-dire lorsque cette dernière augmente la perte de charge augmente à son tour.
- Le lit fluidisé : se produit au point maximal du diagramme, c'est-à-dire à la vitesse minimale de fluidisation et la perte de charge maximale à ce régime, la perte de charge diminue avec l'augmentation de la vitesse superficielle de l'eau, après ce point nous remarquons l'apparition d'un palier où la perte de charge devient constante malgré l'augmentation de la vitesse superficielle.

CHAPITRE IV : Résultats et discussion

- lit parfaitement fluidisé : après le régime lit fluidisé, nous remarquons l'apparition d'un palier où la perte de charge devient constante malgré l'augmentation de la vitesse superficielle.

Nous constatons aussi que le groupe de particules a eu un effet considérable sur l'évolution de la perte de charge et sur la qualité des mesures. Avec les groupes A et B respectivement, la fluidisation a été facile sans trop de perturbations ce qui s'est traduit sur les courbes caractéristiques de la figure IV.3. Par contre pour le groupe C la fluidisation a été difficile à réaliser.



CHAPITRE IV : Résultats et discussion

Figure IV.3 : évolution de la perte de charge en fonction de la vitesse superficielle de l'eau pour différentes hauteurs du lit. (**Série 1**=0,065m, **série 2**=0,100m, **série 3**=0,110m).

Pour les trois hauteurs nous observons que les gammes des trois régimes augmentent avec la hauteur du lit. Nous pouvons déduire à partir de ces diagrammes la vitesse minimale de fluidisation ainsi que la perte de charge maximale pour les différents cas.

IV.2.3. Détermination graphique $U_{\min f}$ et $\Delta P_{\max}$

L'un des premiers paramètres hydrodynamiques d'importance majeure à déterminer pour la conception d'un lit fluidisé est la vitesse minimale de fluidisation $U_{\min f}$ elle représente la plus petite vitesse superficielle de l'eau qui conduit l'eau.

Afin de déterminer la vitesse minimale de fluidisation des billes de verre, nous avons adopté la méthode par Davidson et Harrison (1963). Elle peut être lue à l'intersection des deux droites relatives au lit fixe et au palier de fluidisation. La figure V.4 est un exemple de la détermination de la vitesse minimale de fluidisation et la perte de charge maximale. Ces résultats ont été obtenus pour les différentes hauteurs de lit.

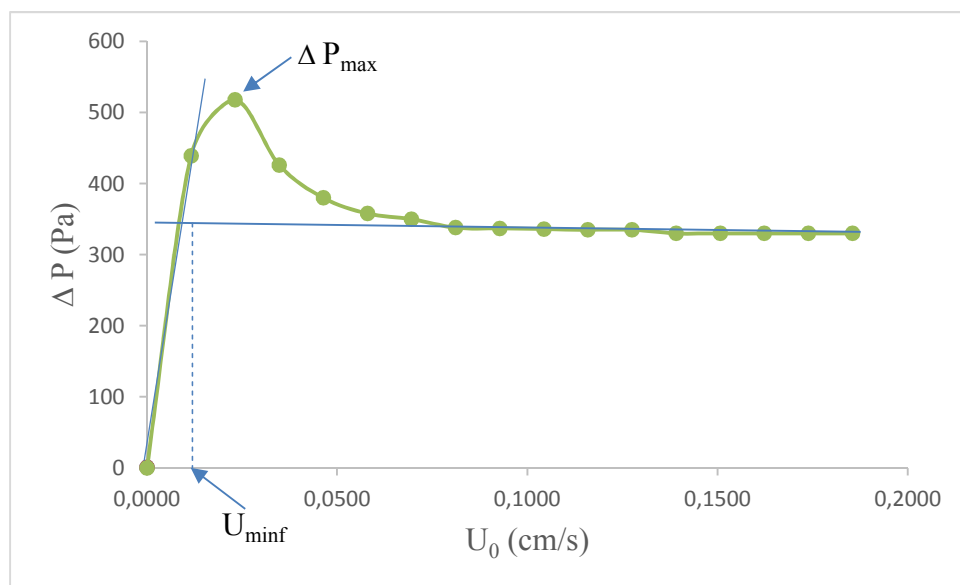


Figure IV.4 : Détermination graphique de $U_{\min f}$ et $\Delta P_{\max}$

IV.2.4. Grandeurs hydrodynamiques calculées

- Vitesse minimale de fluidisation

CHAPITRE IV : Résultats et discussion

Nous avons tout d'abord effectué des calculs préliminaires d'après des expressions prises dans la littérature, que nous avons par la suite comparée à nos résultats expérimentaux : la corrélation établi pour un lit fluidisé et la corrélation de définissant le Reynolds au minimum de fluidisation.

$$\frac{\Delta P}{Z_{mf}} = 150 \frac{\mu (1 - \varepsilon_{mf})^2}{\varepsilon_{mf}^3} \text{Re}_{mf} + 1,75 \frac{\rho_f (1 - \varepsilon_{mf})}{\varepsilon_{mf}^3} \text{Re}_{mf}^2 ; \frac{\Delta P}{Z_{mf}} = g (\rho_s - \rho_l) (1 - \varepsilon_{mf})$$

Sachant que :

$$\text{Re}_{mf} = \frac{\rho_f d_p U_{mf}}{\mu_f}$$

Tableau IV.3 : Comparaison des résultats expérimentaux avec ceux prévus par la littérature pour les trois poudres à différentes hauteur pour leva, Pillai et Rajaro, et Lucas et al.

Poudre	H ₀ (m)	U _{mfexp} (cm.s ⁻¹)	U _{mfc1} (cm.s ⁻¹)	écart	U _{mfc2} (cm.s ⁻¹)	écart	U _{mfc3} (cm.s ⁻¹)	écart
Billes	0,065	0,0189						
	0,100	0,0183	0,024	0,06	0,016	0,02	0,021	0,03
	0,110	0,0180						
Sable	0,065	0,0177						
	0,100	0,0168	0,024	0,07	0,017	0,01	0,019	0,02
	0,110	0,0172						
PVC	0,065	0,0051						
	0,100	0,0049	0,019	0,014	0,027	0,008	0,011	0,007
	0,110	0,0042						

IV.3. Mesure de la DTS

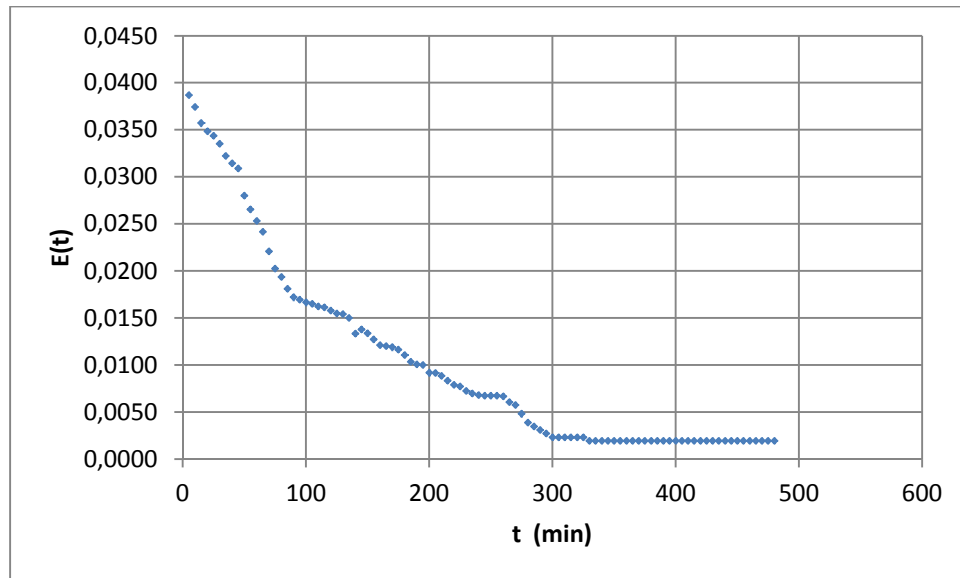


Figure IV.5 : Distribution des temps de séjour pour $U = 0,023 \text{ cm/s}$

Les réacteurs réels peuvent être caractérisés par un terme de dispersion D , fonction de la longueur de la canalisation (L) et de la vitesse du fluide (u), de la forme d'un nombre de Péclet dans le cas d'un modèle d'écoulement piston à dispersion axiale, ou par le nombre de N réacteurs équivalents dans le cas d'un modèle de réacteurs en cascade.

Dans notre bioréacteur est similaire à un réacteur parfaitement agité.

A partir du bilan sur le traceur :

$$= Q \cdot C(t).$$

$$= Q \cdot M \cdot C(t).$$

On calcule l'intégrale par la méthode des trapèzes :

$$A = S = \frac{h}{2} \cdot \dots + \dots + 2.$$

CHAPITRE IV : Résultats et discussion

A : l'aire sous la courbe traçant la concentration H_2SO_4 en fonction du temps.

On aura alors :

$$m_{\text{traceur}} = Q.S.M$$

$$m_{\text{traceur}} = Q.A.M$$

Pour cela on établit un programme Fortran :

```
Program trapèzes
Dimension t(100),C(100)
Print*, 'n='
Read*, n
Print*, 'h='
Read*, h
Print*, 'M='
Read*, M
Print*, 'Q='
Print*, 'C(', i, ')='
Read*, C(i)
End do
S1=0
Do i=1, n-1
S1=S1+C(i)
End do
y0=C(0)
yn=C(n)
```

Les masses et les écarts sont regroupés dans le tableau suivant :

Tableau IV.4 : Tableau de résultats relatif au traceur.

U (cm/s)	L'Air sous la courbe A (mol.s/l)	Masse exp (g)	Masse réel (g)	Ecart (g)
0,023	0,19	0,184	0,176	0.008

CHAPITRE IV : Résultats et discussion

Calcul de temps de séjour moyen ($\bar{t}$) et la variance (σ^2) :

Le temps de séjour moyen est donné par la loi suivante :

$$\bar{t} = \frac{\int_0^\infty t \cdot C(t) dt}{\int_0^\infty C(t) dt} \quad \text{avec} \quad C(t) = \frac{C(t)}{\int_0^\infty C(t) dt}$$

Pour un pas constant égal à 5 s, on peut assimiler l'intégrale à une somme

$$\bar{t} = \frac{\sum t \cdot C(t)}{\sum C(t)}$$

Pour le calcul de la variance, on a :

$$\sigma^2 = \left(\frac{\sum t^2 \cdot C(t)}{\sum C(t)} - \bar{t}^2 \right) \rightarrow \sigma^2 = \frac{1}{\sum C(t)} \left(\sum t^2 \cdot C(t) - \bar{t}^2 \cdot \sum C(t) \right)$$

Pour un pas constant égal à 5 s, on peut assimiler l'intégrale à une somme

$$\sigma^2 = \frac{\sum (t^2 \cdot C(t))}{\sum C(t)} - \bar{t}^2 = \frac{\sum t^2 \cdot C(t)}{\sum C(t)} - \bar{t}^2$$

On calcule les sommes $\sum C(t)$, $\sum t \cdot C(t)$, $\sum t^2 \cdot C(t)$ et on aura ce tableau :

U (cm/s)	$\sum C(t)$	$\sum t \cdot C(t)$	$\sum t^2 \cdot C(t)$	$\bar{t}$ (min)	σ^2 (min ²)
0,023	258,276	31183	6679120	120,73	11283

Coefficient de diffusion axiale :

$$D = \frac{L \cdot U}{P}$$

CHAPITRE IV : Résultats et discussion

Elle est donnée par la loi suivante :

- U : vitesse axiale du fluide.
- L : longueur de réacteur tubulaire.
- P_e : nombre de Peclet.
- D : coefficient de diffusion axiale.

Calcule de nombre de Peclet P_e :

$$= \frac{2}{P_e} - \frac{2}{P_e} \cdot (1 - \frac{2}{P_e}) \approx \frac{2}{P_e}$$

On néglige le second terme

Avec :

$$P_e \approx \frac{2}{\theta} = \frac{2}{0,71} \quad P_e = 2,82$$

Tableau IV.5 : Résultats relatives à la DTS.

U (cm/s)	P_e	θ (min)	D (cm ² /s)
0,023	2,58	120,73	0,71

Tout d'abord il est possible de voir que θ est proche de 1 indiquant qu'il n'y a pas de volume mort ni de court-circuit dans le réacteur. Le lit fluidisé s'approche du RPA et donc l'hypothèse que le lit fluidisé se comporte comme une seule phase est vérifiée.

Ces résultats permettent de prévoir le temps de séjour des molécules pour une configuration donnée et de limiter les pertes d'énergie dues aux éventuels dysfonctionnements.

CHAPITRE IV : Résultats et discussion

Le léger décrochage observé au début de la courbe peut s'expliquer par le fait que l'injection de traceur qui n'est pas instantanée et donc liée à une incertitude sur l'opérateur. C'est pourquoi la modélisation a été réalisée en utilisant un Réacteur Parfaitement Agité (RPA). Le modèle qui représente le mieux le comportement hydrodynamique est le RPA.

Ce modèle a été validé par comparaison des temps de séjour théoriques avec les moments statistiques d'ordre 1 autour de l'origine des courbes $E(t)$ expérimentales.

Conclusion Générale

Un bioréacteur à lit fluidisé a été dimensionné, réalisé et testé au laboratoire pour la partie hydrodynamique en vue de déterminer les conditions optimales de fonctionnement. La partie principale de l'installation est la colonne de fluidisation en INOX 100 mm de diamètre et 800 mm de hauteur. Le lit fluidisé est alimenté en eau à travers d'une plaque perforée assurant la distribution du fluide avec une perte de pression adéquate à la mise en fluidisation des particules. Ceci grâce à la disposition triangulaire des orifices de diamètre 2 mm et une distance de 2 mm entre le centre de chaque orifice, le nombre d'orifices obtenu par calcul est de 180 orifices avec une aire ouverte de la plaque de 7%.

Une fois la mise au point de l'installation effectuée, une étude hydrodynamique du comportement du lit fluidisé de particule a été nécessaire pour vérifier le fonctionnement stable de la fluidisation, déterminer la vitesse minimale de fluidisation et la perte de charge.

Les caractéristiques hydrodynamique du lit fluidisé ont été étudiées expérimentalement pour une poudre de type A. Les résultats ont montré que 3 régimes d'écoulements différents ont eu lieu : lit fixe, lit fluidisé et lit parfaitement fluidisé.

Les expériences menées dans la colonne cylindrique ont fourni des résultats de vitesses minimales de fluidisation et de perte de charge qui ont été comparées avec celles prédites par les corrélations de la littérature.

En fait, l'objectif de cette étude a été de :

- Réaliser un montage expérimental permettant d'avoir un bioréacteur à lit fluidisé ;
- Mettre au point le fonctionnement stable de l'installation et caractériser les différentes configurations de l'état du lit ;
- D'effectuer des tests adéquats pour mener des essais avec une eau à traiter.

Références Bibliographiques

- [1] ANTONINI, Gérard. Lits fluidisés-Caractéristiques générales et applications-. Techniques de l'ingénieur. be8255.2007.
- [2]SHAKOUZADEH, Khalil. Techniques de fluidisation. Techniques de l'ingénieurs. J3390.2002.
- [3] KECHROUD, Nassima. Caractérisation du comportement dynamique de la phase continue d'un lit fluidisé liquide-solide par anémométrie laser et analyse temps-fréquence. Thèse de doctorat, université de Sétif, 2012.
- [4] Swapnil V. Ghatage et al. Stability analysis in solid-liquid fluidized beds: Experimental and computational. Chemical Engineering Journal.pp.169-186.2014
- [5] Dinesh V. Kalaga et al. Particle-liquid mass transfer in solid-liquid fluidized beds. Chemical Engineering Journal.pp.323-341.2014
- [6]BASCOUL,A. et al. Caractéristiques Hydrodynamiques de la Fluidisation Liquide-Solide: Influence du Distributeur.The Chemical Engineering Journal. pp.11-24.1988
- [7] Yong - Hong Liu. Studies on the expansion characteristics of the granular bed present in EGSB bioreactors. Water SA Vol. 32 .2006
- [8] Dominic Pjontek, Arturo Macchi. Hydrodynamic comparison of spherical and cylindrical particles in a gas-liquid-solid fluidized bed at elevated pressure and high gas holdup conditions.The Chemical Engineering Journal. pp.657-676.2014.
- [9] A.ZAATRI et al. Etude de bioréacteurs anaérobies expérimentaux pour la production de méthane. Revue des Energies Renouvelables Vol. 14 N°2. pp.291 – 300.2011.
- [10] JULIEN,Laurent. Étude du fonctionnement d'un réacteur à lit fluidisé et à alimentation séquentielle. Master recherche : Chimie et microbiologie de l'eau, université Limoges.2006
- [11] MARTIN, BERTRAND.SUIVI DE L'ATP ET DES PROTEINES DU BIOFILM DANS UN BIORÉACTEUR À LIT FLUIDISÉ FERMENTANT UN PERMÉAT DE LACTOSÉRUM RECONSTITUÉ. Maîtrise en ressource renouvelable, Québec 2002.
- [12] Michael Olawale Daramola. Comparative study of thermophilic and mesophilic anaerobic treatment of purified terephthalic acid (PTA) wastewater. Natural Science. Vol.3, No.5, pp.371-378. 2011

[13] BEN CHAABANE Mohamed fadhel. Intensification de la production d'éthanol biocarburant dans un bioréacteur bi-étage avec recyclage cellulaire : Modélisation et stratégie de conduite. Thèse de doctorat : Microbiologie et biocatalyse industrielle, Toulouse, INSA. 2006.

[14] Geldart D. Types of gas fluidisation. Powder technologie 7.pp.285-292. 1973

[15] Kargi F., KarapinarI.. Performanceof fluidizedbedbioreactorcontaining wire mesh sponge particles in wastewater treatment. Wastemanagement, 1997, Vol.17, n°1.P.65-70.

[16]NicolellaC., VanLoosdrecht M.C.M., HeijnenJ.J.. Wastewatertreatment with particulate biofilm reactors.JournalofBiotechnology,2000, Vol.80.P.1-33.

[17]VinodA.Venu,

ReddyVenkatG..Simulationofbiodegradationprocessofphenolicwastewaterathigher concentrationsinafluidized-bedbioreactor. Biochemical EngineeringJournal, 2005, Vol. 24. P. 1-10

bioreactors. WaterResearch,1995,Vol.30.P.233-241.

[19]ZhaoX., HickeyR.F., VoiceT.C.. Long-termevaluationof adsorptioncapacityinabiological activatedCarbonfluidizedbedreactorsystem.WaterResearch,1999,Vol.33,n°13.P.2983-2991.

[20] M.P. Bryant, 'Microbial Methane Production-Theoretical Aspect', Journal of Animal Science,Vol. 48, N°1, pp. 193 – 201, 1979.

[21] D.J. Batstone, J. Keller*, I. Angelidaki, S.V. Kalyuzhnyi, S.G. Pavlostathis, A. Rozzi, W.T.M. Sanders, H. Siegrist and V.A. VavilinThe IWA Anaerobic Digestion Model No 1 (ADM1). Water Science and TechnologyVol 45 No 10 pp 65–73 © IWA Publishing 2002

[22]Ken Anderson and Coll. Anaerobic treatment processes - The Handbook of Water and Wastewater Microbiology- ISBN 0-12-470100-0 – Elsevier 2003

[23]Bruno S.Ferreira and Col. - Design and Modelling of Immobilised Biocatalytic Reactors - Multiphase Bioreactor Design - ISBN 0-203-30304-0 Master e-book ISBN - Taylor & Francis e-Library, 2005.

ANNEXE I

A.I.1. Étalonnage de la pompe péristaltique

Tableau A.I.1 : Étalonnage de la pompe péristaltique

vitesse pompe	débit (ml/s)	débit (ml/min)
0,00	0,00	0,00
50,00	1,85	111,00
100,00	3,60	216,00
150,00	5,47	328,20
200,00	7,25	435,00
250,00	8,97	538,20
300,00	10,90	654,00
350,00	12,54	752,40
400,00	14,91	894,60

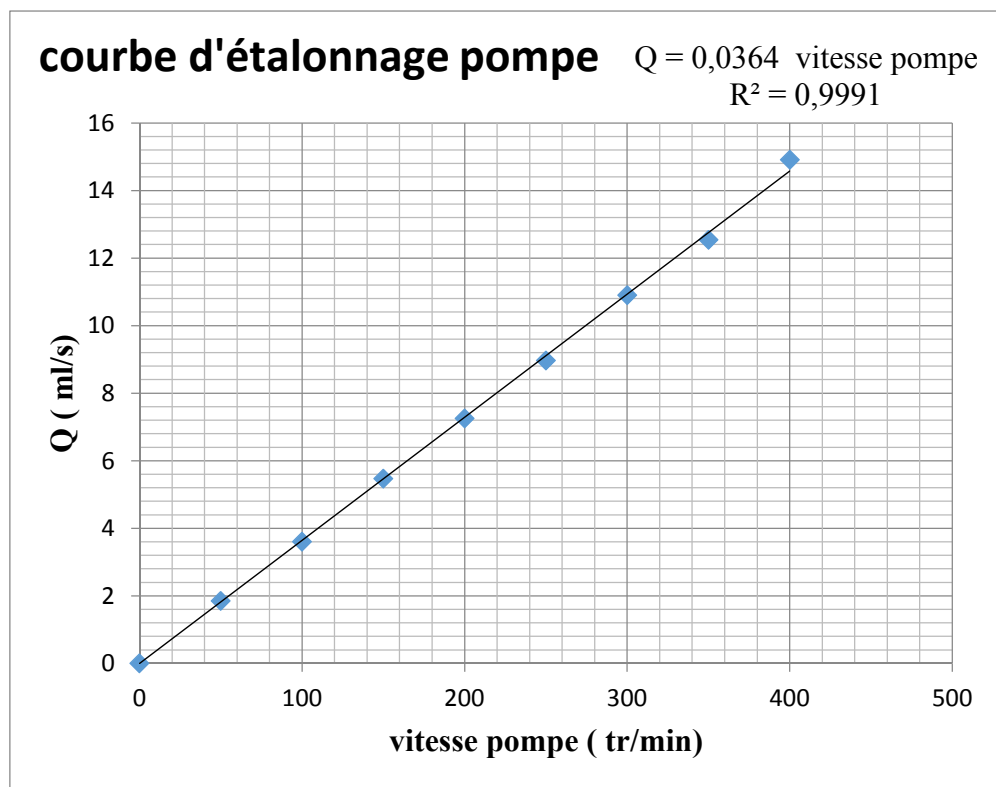


Figure A.I.1 : Étalonnage de la pompe péristaltique à température ambiante.

A.I.2. Étalonnage de débitmètre

La vitesse de l'eau a été augmenté progressivement avec un pas de 50 tr/min pour lire la dénivellation sur les tubes manométriques afin de corriger la lecture du débit, et calculer la différence de pression ΔP à l'aide de l'équation IV.3. et déduire la vitesse superficielle de l'eau au niveau de la section inférieure de la colonne de

fluidisation , avec l'équation A.III.1. et ceci nous permettra de déduire le comportement des particules solides dans la section de fluidisation.

$$= \frac{1}{2} \frac{D_0^2}{S} \frac{dS}{dz} \quad (A.III.1)$$

$$= \frac{1}{2} \frac{D_0^2}{S} \frac{dS}{dz} \quad (A.III.2)$$

S : section d'aire inférieure de lit conique (m²)

D₀ : Diamètre de la colonne de fluidisation (m)

Annexe A.I.2 : Conditions opératoires des bioréacteurs en lit

Auteur	Types de bioréacteur	Caractéristiques des phases	Objectifs	Conditions opératoires	Résultats obtenus et observations
Yong-Hong Liu Yan-Ling He Shu-Cheng Yang Chun-Jiang An Chine 2006 [7]	Bioréacteur à lit fluidisé anaérobie	- Réacteur 1 : $V_{\text{utile}}=60\text{L}$ $H_c=2\text{m}$ $D_c=0,2\text{m}$ $H_{\text{lit}}=0,445\text{m}$ - Réacteur 2 : $V_{\text{utile}}=14,8\text{l}$ $H_c=1,8\text{m}$ $D_c=0,09\text{m}$ $H_{\text{lit}}=0,708\text{m}$	Etude des caractéristiques d'expansion du lit granulaire anaérobie dans des réacteurs EGSB, basé sur l'étude de U_t et l'équation de Richardson-Zaki.	- $T=30^\circ\text{C}$ - Eaux usées synthétique (eau potable + glucose)	- Le biogaz a peu d'effet sur le comportement de l'expansion. - Le lit de boues commence à s'expanser quand la vitesse superficielle du fluide > 2m/h, et l'expansion du lit > 20% quand la vitesse superficielle du fluide > 4m/h.
Nassima KECHROUD Sétif 2012 [3]	Réacteur à lit fluidisé	une colonne en plexiglas de 93 mm de diamètre et 2 m de hauteur. La phase dispersée est constituée de particules de verre de 2, 4 et 8 mm de diamètre et le liquide est de l'eau de robinet.	l'étude expérimentale de la dynamique locale de la phase continue à la sortie du lit fluidisé liquide-solide.	La phase dispersée est constituée de particules de verre de 2, 4 et 8 mm de diamètre et le liquide est de l'eau de robinet.	Les spectres des fluctuations de vitesse de la phase liquide et l'analyse multi résolution ont révélé quelques nouvelles caractéristiques dynamiques de la phase continue : celle-ci n'atteint pas une turbulence développée comme c'est le cas en monophasique aux nombres de Reynolds élevés, et donc, ne présente pas clairement les zones inertielles d'équilibre de Kolmogorov.

Micheal Olawale Daramola Elizabeth Funmilayo Adiniyi Ganiyu Adeogun Nigeria 2011 [12]	Bioréacteur à lit fluidisé pour traitement anaérobie	Colonne en plexiglas de 1 m de haut et 96 mm de diamètre intérieur et emballé avec 21 chlorure de polyvinyle (PVC) tubes de chaque, 670 mm de hauteur et diamètre de 12,7 mm. Au total, le réacteur pourrait fournir 1,05 m2 de surface d'appui et un volume de vide de 4,75 L.	Etude comparative de traitement anaérobie mésophile et thermophile de l'acide téréphtalique purifié (PTA) des eaux usées	taille de particules de 0,9 à 1,1 mm est placé dans le réacteur comme milieu de croissance.	Les résultats de l'étude suggère que la seule étape réacteur anaérobie thermophile couplée à la coagulation - floculation unité de pré-traitement et une unité de post-traitement aérobie pourrait être techno - économiquement viable pour le traitement des eaux usées de PTA pour assurer que la qualité de l'effluent final soit conforme aux normes internationales.
BEN CHAABANE Mohamed fadhel Toulouse 2006 [13]	Bioréacteur à recyclage membranaire	-	La détermination et la modélisation du comportement dynamique de la levure en conditions de hautes concentrations en biomasse et en éthanol.	taille de particules de 0,9 à 1,1 mm est placé dans le réacteur comme milieu de croissance. -	Les résultats de l'étude suggère que la seule étape réacteur anaérobie thermophile couplée à la coagulation - floculation unité de pré-traitement et une unité de post-traitement aérobie pourrait être techno - économiquement viable pour le traitement des eaux usées de PTA pour assurer que la qualité de l'effluent final soit conforme aux normes internationales.

Auteur	Types de bioréacteur	Caractéristiques des phases	Objectifs	Conditions opératoires	Résultats obtenus et observations
A.ZAATRI, N.KACEM CHAOUCH, M.KARAALI Constantine Année 2011[9]	Bioréacteur de type batch .	Le substrat utilisé est la boue enrichie provenant de la station d'épuration biologique des eaux usées (bassin de décantation secondaire) située dans la région de Constantine	Ce travail a présenté l' étude , la simulation et la réalisation d'un prototype de bioréacteur expérimental de méthane de type batch , alimenté par de la boue enrichie provenant d'un bassin d'aération d'une station de traitement des eaux usées.	$V_R = 200L$ $V_1 = 130L$ $t_{séjour} = 27$ jours $T = 30^{\circ}C$ $k_1 = 50$; $k_2 = 50$; $k_3 = 15$; $k_4 = 75$ l ² /mg $S_1(0) = 10$ g/l; $S_2(0) = 2$ g/l; $X_1(0) = 0.4$ g/l et $X_2(0) = 0.01$ g/l.	- une décroissance pratiquement exponentielle du substrat S_1, qui sera épuisé en 15 jours et ce du fait de sa décomposition par les bactéries acétogènes X_1. - le substrat 2 S (AGV), commence à être générer pendant ces 15 jours, puis débutera sa consommation par les bactéries méthanogènes. Ce substrat sera pratiquement totalement décomposé en biogaz au bout d'environ un mois. - $Q = 1,5$ l/jour en quelques 20 jours, puis commence à décroître pour s'interrompre sur une durée de 35 jours.
MARTIN BERTRAND Québec 2002 [11]	Bioréacteur à lit fluidisé fermentant	- $V_R = 4$ litres - $D_{int} = 5$ cm - $H_{lit} = 82,5$ cm	- Evaluer la faisabilité technique de produire de l'acide propionique à partir du perméat de lactosérum et la capacité de deux paramètres, ATP et les protéines, à prédire l'activité du réacteur.	- $pH = 7$ - $Q_0 = 50$ ml/min - $Q_{recyclage} = 790$ l/min - $Q_0 / Q_{recyclage} = 15,8$ - $t_s = 67,8$ min -	Le suivi des paramètres d'ATPb et de Protéinesb du biofilm fixé sur le support montre que, comme prévu, ces deux paramètres sont liés à l'activité du biofilm. Cependant, ces deux variables ne sont pas corrélées entre elles. La présente étude suggère donc que l'ATPb explique mieux l'activité de dégradation du lactose et la production d'acides que la concentration de Protéinesb. Ces résultats remettent en question l'utilisation de dosages de protéines du biofilm comme paramètre de contrôle de l'activité d'un bioréacteur anaérobie.

ANNEXE II

Étude hydrodynamique de lit fluidisé

Annexe II.1 : calcul théorique de U_{mf} et U_t pour les 3 particules.

billes de verre $r_s=2600\text{Kg/m}^3$		sable $r_s=2500\text{Kg/m}^3$		PVC $r_s=1434\text{Kg/m}^3$	
Ar	26,4742682	Ar	24,81962644	Ar	7,181145249
$U_{minf} \text{ (m/s)}$	$U_{minf} \text{ (cm/s)}$	$U_{minf} \text{ (m/s)}$	$U_{minf} \text{ (cm/s)}$	$U_{minf} \text{ (m/s)}$	$U_{minf} \text{ (cm/s)}$
0,000189	0,018940	0,000197	0,019715	0,000037	0,003707
$U_0 \text{ (m/s)}$	$U_0 \text{ (cm/s)}$	$U_0 \text{ (m/s)}$	$U_0 \text{ (cm/s)}$	$U_0 \text{ (m/s)}$	$U_0 \text{ (cm/s)}$
0,000568193	0,056819252	0,000591443	0,059144312	0,00011122	0,01121996
X		X		X	
35,299024	Allen	33,554855	Allen	9,574860	Stokes
$U_t \text{ (m/s)}$	$U_t \text{ (cm/s)}$	$U_t \text{ (m/s)}$	$U_t \text{ (cm/s)}$	$U_t \text{ (m/s)}$	$U_t \text{ (cm/s)}$
0,013327	1,332735	0,013511	1,351116	0,003352	0,335153
U_t/U_{minf}	70,36708174	U_t/U_{minf}	68,53316776	U_t/U_{minf}	90,40270051
U_t/U_0	23,45569391	U_t/U_0	22,84438925	U_t/U_0	30,1342335
Re_t	2792,071981	Re_t	2865,371744	Re_t	3047,173692

Annexe II.2 : Résultats de reproductibilité pour les 3 particules.

Q (ml/min)	Q (ml/s)	U (cm/s)	DP1 (Pa)	DP2 (Pa)
0	0	0	0	0
54,600	0,910	0,0116	480	402,21
109,200	1,820	0,0232	470	470,88
163,800	2,730	0,0348	460	461,07
218,400	3,640	0,0464	460	461,07
273,000	4,550	0,0580	460	461,07
327,600	5,460	0,0696	460	431,64
382,200	6,370	0,0811	460	431,64
436,800	7,280	0,0927	460	421,88
491,400	8,190	0,1043	460	412,02
546	9,100	0,1159	460	412,02
600,6	10,010	0,1275	460	392,4
655,2	10,920	0,1391	460	382,59
709,8	11,830	0,1507	460	382,59
764,4	12,740	0,1623	460	382,59
819	13,650	0,1739	450	382,59
873,6	14,560	0,1855	450	382,59

Q (ml/min)	Q (ml/s)	U (cm/s)	DP1 (Pa)	DP2 (Pa)
0	0	0	0	0
54,600	0,910	0,0116	489	490
109,200	1,820	0,0232	568	568,98
163,800	2,730	0,0348	476,2	480
218,400	3,640	0,0464	430	474,5
273,000	4,550	0,0580	408	430
327,600	5,460	0,0696	400	412
382,200	6,370	0,0811	388	408
436,800	7,280	0,0927	387	400
491,400	8,190	0,1043	386	400
546	9,100	0,1159	385	400
600,6	10,010	0,1275	385,12	400
655,2	10,920	0,1391	380	400
709,8	11,830	0,1507	380	400
764,4	12,740	0,1623	380	400
819	13,650	0,1739	380	400
873,6	14,560	0,1855	380	400

Q (ml/min)	Q (ml/s)	U (cm/s)	DP1 (Pa)	DP2 (Pa)
0	0	0	0	0
54,600	0,910	0,0116	489	490
109,200	1,820	0,0232	489	490
163,800	2,730	0,0348	489	480
218,400	3,640	0,0464	489	472
273,000	4,550	0,0580	489	480
327,600	5,460	0,0696	489	470
382,200	6,370	0,0811	489	480
436,800	7,280	0,0927	480	475
491,400	8,190	0,1043	489	480
546	9,100	0,1159	489	480
600,6	10,010	0,1275	467	450
655,2	10,920	0,1391	489	465
709,8	11,830	0,1507	489	450
764,4	12,740	0,1623	490	445
819	13,650	0,1739	476	450
873,6	14,560	0,1855	489	450

ANNEXE III

Caractéristiques des poudres

A.III.1. Tamisage des poudres initiales ω

Le tamisage se fait pendant 15 minutes avec une amplitude 1mm

Tableau A.III.1 : Résultats relatifs au tamisage des billes de verre.

d_i (μm)	d_i moyen	m_i masse retenue	X_i %	$\sum_{l=1}^i X_i$ série 1	$\sum_{i=1}^n X_i$ série 2
0	45	39,27	4	3,9421	100,0000
90	95	405,2	41	44,6183	96,0579
100	130	96,42	10	54,2975	55,3817
160	180	116,47	12	65,9894	45,7025
200	225	8,07	1	66,7995	34,0106
250	325	310,35	31	97,9541	33,2005
400	450	19,62	2	99,9237	2,0459
500	565	0,18	0	99,9418	0,0763
630	708,75	0,58	0	100,0000	0,0582

- Calcul de la fraction massique

$$= \frac{m_i}{m_{\text{tot}}}$$

- Calcul de la fréquence cumulée

$$\% \text{ Cumulée} = \omega_i + \omega_{i+1}$$

d : ouverture des tamis ;

d_i : diamètre moyen entre deux classes ;

m_s : masse des billes de verre retenue par le tamis ;

m_{tot} : masse totale de l'échantillon à tamiser ;

ω_i : fraction massique ;

% cumulée : fréquence cumulée.

A.V.2. Mesure des masses volumiques et porosité

Pour déterminer la masse volumique vraie ρ_{vraie} des poudres utilisées, on prend une éprouvette de masse m_{ep} remplie avec un volume V_h d'huile de masse m_h , où on ajoute notre échantillon jusqu'à ce qu'il occupe tout le volume d'huile, ensuite cette éprouvette est pesée pour déduire la masse de la poudre.

À l'aide d'une éprouvette ($V=5\text{ml}$) suivant les étapes ci-dessous :

- Peser l'éprouvette à vide ;
- Remplir l'éprouvette avec les billes de verre ;

- Effectuer une deuxième pesée pour déduire la masse totale m_t .

Pour déterminer la masse volumique aérée, chaque poudre est d'abord passée à travers un tamis pour individualiser les particules, puis on l'introduit dans une éprouvette, où on lit le volume V_1 et on la pèse m_t .

ANNEXE IV

Étude de la DTS

Tableau A.IV.1 : données pour le calcul de la DTS dans le lit fluidisé.

M_0 (Kg)	ρ_s (Kg/m ³)	H_0 (cm)	V_{lit} (m ³)	ε_0	U_{minf} (cm/s)	Q_{eau} (ml/s)
1,3	2600	6,5	0,0005	0,42	0,023	1,806

Résumé

Ce travail constitue une contribution à l'étude hydrodynamique d'un bioréacteur anaérobie à lit fluidisé, sachant que ce type de bioréacteur est de plus en plus répandu dans différentes applications de traitement et aussi présente plusieurs avantages par rapport aux autres procédés disponibles. Les bioréacteurs anaérobies sont assurés d'une utilisation accrue à l'avenir, vu qu'ils pourraient être utilisés dans la plupart des stations d'épuration municipales, industrielles et pourraient conduire ainsi à une réduction notable avec une stabilisation des déchets produits et donc une faible production de boue biologique, nécessitant un faible besoin en nutriments, sans un besoin en oxygène et avec une production d'un gaz utile le méthane.

Toutefois, en plus de la complexité des phénomènes se déroulant au sein du bioréacteur le procédé lui-même est connu pour être très délicat à gérer car instable, d'où l'analyser et caractériser sa dynamique est une opération complexe au vu du nombre de paramètres d'influence et les multiples mécanismes réactionnels devant être identifiés, compris et maîtrisés. Pour ce faire, plusieurs travaux ont été effectués et continuent à une cadence appréciable, certains auteurs prennent en considération des critères statiques indépendants de l'état réel du procédé lui-même, par contre d'autres ont identifié, sur la base d'une analyse qualitative de certains paramètres observés, pour définir la zone spatiale de l'état où le système se trouve et en faisant varier un des paramètres à l'exemple de la charge et ils ont introduit de nouveaux critères tels que celui du risque dynamique etc.

Dans le cadre de ce premier travail, et afin de comprendre et d'étudier ce procédé, nous avons fait la conception et la réalisation d'un bioréacteur anaérobie à lit fluidisé et par la suite effectué tous les tests nécessaires à son bon fonctionnement en tant que bioréacteur anaérobie à lit fluidisé par une étude hydrodynamique de trois systèmes liquide solide que nous présenterons ici dans le cadre du magistère.

Mots-clés : fluidisation Bioréacteurs Anaérobies, Digestion anaérobie, Modélisation, Traitement des eaux usées.

Abstract

This work is a contribution to the hydrodynamic study of anaerobic fluidized bed bioreactor, knowing that this type of bioreactor is increasingly widespread in various processing applications and also has several advantages over other methods available. The anaerobic bioreactors are assured of greater use in the future, as they could be used in most municipal treatment plants, industry and could thus lead to a significant reduction with a stabilization of waste and therefore allow production of biological sludge, requiring low need for nutrients, without need for oxygen and with a production of useful methane gas.

However, in addition to the complexity of the phenomena occurring in the bioreactor the process itself is known to be very difficult to manage because unstable, hence analyze and characterize its dynamics is complex given the number of influencing parameters and multiple reaction mechanisms to be identified, understood and mastered. To do this, several studies have been carried out and continue at an appreciable rate, some authors consider static criteria independent of the actual state of the process itself, by against others identified on the basis of a qualitative analysis of some observed parameters to define the spatial area of the state where the system is located and varying one parameter at the instance of the load and they have introduced new criteria such as dynamic risk etc.

As part of this first work, and to understand and study this process, we did the design and construction of an anaerobic fluidized bed bioreactor and subsequently performed all tests required for its proper functioning as that anaerobic fluidized bed bioreactor by a hydrodynamic study of three solid liquid systems we present herein the magister.

Keywords: fluidization, Bioreactors Anaerobic, Anaerobic Digestion, modeling, wastewater treatment.