



REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE

Ministère de l'Enseignement Supérieur et de la Recherche Scientifique

Université des Sciences et de la Technologie HOUARI BOUMEDIENE

FACULTE DE GENIE MECANIQUE ET DE GENIE DES PROCÉDES

Filière de Génie des Procédés

Laboratoire de Génie des Procédés et Environnement

MEMOIRE DE MAGISTER

En Génie des Procédés

Option : Procédés Chimiques et Environnement

TRAITEMENT BIOLOGIQUE DES EAUX CONTAMINEES PAR LES HYDROCARBURES DANS UN BIOREACTEUR A LIT FLUIDISE TRIPHASIQUE

Présenté par

Mme Nawal HAMLIL Née TAHAR

Ingénieur d'Etat en Génie Chimique

Devant le jury :

Présidente :

Examinateurs :

Invités :

Rapporteur :

Mme K.BOUHADEF

Mme. N.LALAOUI

Mr Y.K. BENKAHLA

Mme L.TOUMI

Mme Z.SALEM

Mr Y.KECHROUD

Mme K.ALLIA

Professeur

Maître de conférences

Maître de conférences

Chargée de cours

Chargée de cours

Chargée de cours

Professeur

Promotion 2005

REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE

Ministère de l'Enseignement Supérieur et de la Recherche Scientifique

Université des Sciences et de la Technologie « HOUARI BOUMEDIENE »

FACULTE DE GENIE MECANIQUE ET DE GENIE DES PROCEDES



MEMOIRE

Présenté pour l'obtention du diplôme de MAGISTER

EN CHIMIE INDUSTRIELLE

Spécialité : Procédés Chimiques et Environnement

Par : Mme HAMLIL Nawal Née TAHAR

Thème

**TRAITEMENT BIOLOGIQUE DES EAUX
CONTAMINEES PAR LES HYDROCARBURES
DANS UN BIOREACTEUR A LIT
FLUIDISE TRIPHASIQUE**

Soutenu le 14/05/2005, devant le jury composé de :

Mme- K.BOUHADEF, Professeur, USTHB

Mme- K.ALLIA, Professeur, USTHB

Mr- Y.K.BENKAHLA, Maître de Conférence, USTHB

Mme- N.LALAOUI, Maître de Conférence, USTHB

Mme- L.TOUMI, Chargée de Cours, USTHB

Mme- Z.SALEM, Chargée de Cours, USTHB

Mr- Y.KECHROUD, Chargé de Cours, USTHB

Présidente

Directrice de thèse

Examineur

Examinatrice

Examinatrice

Invitée

Invité

REMERCIEMENTS

Tout d'abord, je tiens à remercier « Dieu », le tout puissant de m'avoir donné le courage, la force, et la volonté pour réaliser ce mémoire.

J'adresse mes sincères remerciements au Professeur K.ALLIA, pour m'avoir accepté dans son laboratoire, et guidé tout au long de ce travail par ces précieux conseils et orientations.

Je tiens à exprimer ma profonde gratitude à Mme L.TOUMI pour ses encouragements, ses conseils, et l'aide constante qu'elle n'a cessé de m'apporter. Qu'elle puisse trouver ici l'expression de ma reconnaissance.

Mes sincères remerciements aux membres de jury, Mme K.BOUHADEF, pour l'honneur qu'elle nous fait en acceptant de présider le jury, ainsi que Mme N.LALAOUI, Mr Y.K.BENKAHLA, Mr Y.KECHROUD et Mme Z.SALEM pour avoir bien voulu faire partie de ce jury.

J'adresse mes vifs remerciements à Mme Z.SALEM pour son aide précieuse et ses conseils constructifs apportés au cours de l'élaboration de ce mémoire.

Je remercie également pour l'aide précieuse qu'ont m'a accordée, Mme N.DENNI pour la réalisation des analyses de CPG, et Melle HABOU Nassiba pour la réalisation de l'étude bactériologique.

Mes remerciements vont également aux responsables du laboratoire de Police Scientifique et Technique pour m'avoir autorisé à réaliser une partie de ce travail au sein de leur laboratoire.

Je tiens à remercier aussi le personnel du laboratoire et de la cellule d'environnement de la raffinerie d'Alger pour leur contribution à la réalisation de ce travail, en particulier, Melle F.SAKHRI et Melle S.HADJAMMAR.

Je remercie également mes collègues de travail pour leurs encouragements.

Je témoigne ma gratitude à mon mari pour son soutien consciencieux et le précieux temps sacrifié à m'assister pour la réalisation de ce travail.

Enfin, que toutes les personnes qui, de près ou de loin ont contribué à la réalisation de ce travail trouvent ici le témoignage de mon estime.

Dédicaces

Je dédie ce travail :

- *A la mémoire de mes très chers parents*
- *A mon mari pour ses sacrifices et sa patience*
- *A mes frères Lotfi et Adlane*
- *A ma grand mère Fatma Zohra pour son amour et sa gentillesse*
- *A mes oncles et mes tantes*
- *A mes cousins et cousines*
- *A ma belle famille*
- *A mes amies.*

NOMENCLATURE

LETTRES LATINES

a_w	: humidité relative	-
b	: largeur de la bille	m
C_D	: coefficient de traînée.	-
COT	: carbone organique total	mg/l
C_s	: charge surfacique	mg COT/cm ²
C_p	: Concentration des particules	g/l
DCO	: Demande chimique en oxygène	mg.l ⁻¹
DBO ₅	: Demande biochimique en oxygène	mg.l ⁻¹
d_e	: diamètre équivalent de la bulle : diamètre de la sphère : ayant le même volume en 3D, ou diamètre d'un cercle : ayant la même surface qu'une bulle	m
d_p	: diamètre des particules	m
d_v	: diamètre équivalent de la sphère ayant le même volume que la particule	m
D_f	: coefficient de diffusion du substrat dans le biofilm	m ² .s ⁻¹
D_w	: coefficient de diffusion du substrat dans l'eau	m ² .s ⁻¹
E	: expansion du lit	-
g	: accélération de pesanteur	m.s ⁻²
h	: hauteur de la bulle	m
h/b	: rapport d'aspect de la bulle	-
H	: hauteur du lit fluidisé triphasique	m
H_0	: hauteur du lit fixe	m
H_{ls}	: hauteur du lit fluidisé liquide-solide	m
K_b	: paramètre fonction des conditions de surface d'une bulle sphère ascendante	-
MES	: matières en suspension	mg/l
n, c	: paramètres dépendant des propriétés physiques du liquide et / ou le niveau de contamination du liquide.	-
N	: Flux du substrat à travers la couche limite	kg.m. ⁻² .s ⁻¹
N	: vitesse d'agitation	tr / min
N_f	: flux du substrat à travers le biofilm	kg.m ⁻² .s ⁻¹
Q_g	: débit du gaz	l/h
Q_{lmf}	: débit minimum de fluidisation	ml/min
S	: concentration du substrat à la surface du biofilm	kg . m ⁻³
S_f	: concentration du substrat dans le biofilm	kg . m ⁻³
S_l	: concentration du substrat dans la phase liquide	kg . m ⁻³
T	: température	°C
U_b	: vitesse d'ascension d'une bulle	m.s ⁻¹
U_g	: vitesse du gaz	m.s ⁻¹
U_{lmf}	: vitesse minimale de fluidisation gaz –liquide –solide	m.s ⁻¹
U_{lmf0}	: vitesse minimale de fluidisation liquide –solide	m.s ⁻¹
U_{Lmf}^{LS}	: vitesse minimale de fluidisation liquide – solide	m.s ⁻¹
U_t	: vitesse terminale de chute de la particule	m.s ⁻¹
X	: concentration bactérienne	cellules/ml
z	: coordonnée spatiale perpendiculaire au support	m

LETTRES GRECQUES

α	: rétention du gaz dans le bioréacteur agité fermé aéré	-
β_{Gmf}	: rétention du gaz au minimum de fluidisation	-
δ	: épaisseur de pénétration du substrat dans le biofilm:	m
ε	: porosité du lit	-
ε_0	: porosité du lit fixe	-
ε_g	: rétention du gaz	-
ε_l	: rétention du liquide	-
ε_s	: rétention du solide	-
ε_{mf}	: porosité du lit au minimum de fluidisation	-
ψ	: coefficient de sphéricité	-
μ_b	: viscosité apparente du lit	Cp
μ_l	: viscosité dynamique du liquide	Pa. s
μ_m	: vitesse spécifique maximale	j ⁻¹
ρ_f	: masse volumique du fluide	g.cm ⁻³
ρ_g	: masse volumique du gaz	g.cm ⁻³
ρ_l	: masse volumique du liquide	g.cm ⁻³
ρ_m	: masse volumique apparente du lit	g.cm ⁻³
ρ_p	: masse volumique de la particule	g.cm ⁻³
ρ_s	: masse volumique du solide	g.cm ⁻³
σ	: tension superficielle du liquide	N.m ⁻¹

NOMBRES ADIMENSIONNELS

$E_0 = g \rho_l d_e^2 / \sigma$	nombre d'Eotvos
$M_0 = g \mu_l^4 / \rho_l \sigma^3$	nombre de Mortan
$Re = d_e U_b / \nu$	nombre de Reynolds pour la bulle
$Re_{lmf} = \rho U_{lmf} d_p / \mu_l$	nombre de Reynolds au minimum de fluidisation
$Ar_l = d_v^3 \rho_l (\rho_s - \rho_l) g / \mu_l^2$	nombre d'Archimede du liquide
$Fr_g = U_g^2 / g \psi d_v$	nombre de Froude pour le gaz
$We = U_g \mu_l / \sigma$	nombre de Weber

SOMMAIRE

NOMENCLATURE

INTRODUCTION GENERALE 1

CHAPITRE I : POLLUTION DES EAUX PAR LES HYDROCARBURES

I.1. Exposé du problème	3
I.1.1. Introduction	3
I.2. Définition des paramètres de pollution	5
I.2.1. La température	5
I.2.2. Le potentiel d'hydrogène	5
I.2.3. Les matières en suspension	5
I.2.4. La demande chimique en oxygène	5
I.2.5. La demande biochimique en oxygène	5
I.2.6. Les hydrocarbures	5
I.2.6.1. Définition	5
I.2.6.2. Pétrole et fractions pétrolières	6
I.2.6.3. Les hydrocarbures et leur devenir dans l'environnement	6
I.2.6.3.a. Evaporation	6
I.2.6.3.b. Solubilisation	6
I.2.6.3.c. Emulsion	7
I.2.6.3.d. Sédimentation	7
I.2.6.3.e. Photo-oxydation	7
I.2.6.3.f. Dégradation microbienne et ses mécanismes	7

CHAPITRE II : TRAITEMENT DES EAUX USEES INDUSTRIELLES

II.1. Introduction	15
II.2. Techniques de traitement	15
II.2.1. Traitements physico-chimiques	15
II.2.2. Traitements biologiques	16
II.2.2.1 Conditions de croissance	16
II.2.2.2. Etapes de croissance bactérienne	18
II.2.2.3. Métabolismes microbiens	19
II.2.2.4. Technologies de traitement biologique	20
II.2.2.4.1. Traitement anaérobie	20
II.2.2.4.2. Traitement aérobie	20
II.2.2.4.2.a. Réacteurs à croissance en suspension	20
II.2.2.4.2.b. Réacteurs à croissance attachée	22

CHAPIRE III : LA FLUIDISATION

III.1. Introduction	23
III-2 Principe	23
III-3 Classification	24

III-4 Le comportement hydrodynamique	24
III.4.1. Comportement général du lit	25
III.4.1.a. Régimes d'écoulement	26
III.4.1.b. Vitesse minimale de fluidisation	26
III.4.1.c. Expansion, porosité du lit, rétentions des phases	27
III.4.1.d. Entraînement des particules	28
III.4.1.e. Vitesses terminale de chute	28
III.4.2. Dynamique des bulles	33
III.4.2.1. Caractéristiques des bulles ascendantes	33
III.4.2.2. Mécanismes de désintégration de la bulle due aux collisions bulle –particule	35
III.4.2.3. Bulle induite dans l'écoulement liquide- solide et Phénomène de transport	35

CHAPITRE IV : APPLICATION DE LA FLUIDISATION TRIPHASIQUE DANS LE TRAITEMENT BIOLOGIQUE DES EAUX USEES

IV.1. Généralités	37
IV.1.1. Biofluidisation	37
IV.1.1.a. Définition	37
IV.1.1.b. Avantages	37
IV.1.2. Phénomènes physiques dans le biofilm	37
IV.1.2.1. Définition	37
IV.1.2.2. Composition	38
IV.1.2.3. Structure	38
IV.1.2.4. Les transferts dans le biofilm	38
IV.1.2.5. Evolution de la concentration du substrat	39
IV.1.2.6. Gradients du substrat dans le biofilm	40
IV.1.2.7. Détachement du biofilm	40
IV.2. Applications	41
IV.2.1. Historique	41
IV.2.2. Différents bioréacteurs et procédés	52
IV.2.2.1. Les filtres biologiques submergés	52
IV.2.2.2. Les filtres percolateurs	52
IV.2.2.3. Les contacteurs biologiques	53

CHAPITRE V : QUALITE DES EAUX REJETEES PAR LA RAFFINERIE D'ALGER

V.1. Description de la raffinerie	54
V.1.1. Situation géographique de la raffinerie d'Alger	54
V.1.2. Objectifs de la raffinerie d'Alger	54
V.1.3. Estimation du débit	54
V.1.4. Description de l'unité de traitement des eaux usées de la raffinerie d'Alger	57
V.2. Suivi de la qualité des eaux rejetées par la raffinerie d'Alger	59

CHAPITRE VI : INSTALLATION ET PROCEDURE EXPERIMENTALE

VI.1. Installation à lit fluidisé conçue au laboratoire	63
VI.1.1. Description	63
VI.1.2. Circulation des phases	65
VI.1.3. Description des phases	67
VI.2. Installation à réacteurs aérés agités	68

CHAPITRE VII : RESULTATS EXPERIMENTAUX ET INTERPRETATION DES RESULTATS

VII.1. Essais en lit fluidisé	70
VII.1.1. Etude hydrodynamique	70
VII.1.1.1. Fluidisation biphasique (L-S)	70
VII.1.1.2. Fluidisation triphasique	73
VII.1.2. Etude bactériologique	79
VII.1.2.1. Introduction	79
VII.1.2.2. Ensemencement du sable	79
VII.1.2.3. Résultats du premier essai	79
VII.1.2.4. Résultats du deuxième essai	82
VII.1.3. Essai de traitement dans un bioréacteur à lit fluidisé triphasique	84
VII.1.3.1. Choix des paramètres expérimentaux	85
VII.1.3.2. Résultats des essais de traitement	86
VII.1.3.3. Conclusion	93
VII.2. Essai de traitement dans un bioréacteur agité fermé aéré	94
VII.2.1. Etude hydrodynamique	94
VII.2.1.1. Influence de la vitesse d'agitation et du débit d'air sur la rétention gazeuse	94
VII.2.1.2. Influence de la vitesse d'agitation et le débit d'air sur la concentration d'oxygène	96
VII.2.1.3. Choix des paramètres expérimentaux	97
VII.2.2. Traitement en bioréacteur agité fermé aéré	98
VII.2.2.1. Résultats des essais de traitement	98
VII.3. Comparaison entre le traitement dans le bioréacteur agité fermé aéré et le bioréacteur à lit fluidisé triphasique	105

CONCLUSION GENERALE	107
---------------------	-----

REFERENCES BIBLIOGRAPHIQUES

ANNEXES :

ANNEXE (I) : Techniques expérimentales de mesure des paramètres de pollution
ANNEXE (II) : Techniques de mesure expérimentales des paramètres hydrodynamiques
ANNEXE (III) : Normes de rejet
ANNEXE (IV) : Résultats d'identification des bactéries
ANNEXE (V) : Détermination du coefficient de traînée

Résumé :

Notre étude porte sur l'application d'un bioréacteur à lit fluidisé triphasique pour le traitement biologique des eaux usées contaminées par les hydrocarbures.

Les essais ont été effectués dans une colonne en Plexiglass de 9,4 cm de diamètre et 100 cm de hauteur contenant 1kg de sable de 283 μ m de diamètre et 2560kg/m³ de masse volumique.

Une étude hydrodynamique a été réalisée dans une première partie afin de déterminer les paramètres hydrodynamiques et étudier la stabilité du fonctionnement du réacteur pour différentes conditions opératoires.

Nous avons ensuite analysé les eaux de rejet de la raffinerie d'Alger, en déterminant les différents paramètres de pollution tel que le pH, la Température, les MES, la DCO, la DBO₅ et la concentration des HC.

Dans la seconde partie, qui est l'opération de biotraitement, nous avons étudié le rendement d'épuration d'une eau contaminée par les hydrocarbures (synthétique et réelle).

Afin de mettre en évidence la performance du bioréacteur à lit fluidisé triphasique, nous avons effectué un essai de biotraitement dans un bioréacteur fermé, agité et aéré, et enfin, nous avons comparé les résultats des deux biotraitements.

Les résultats obtenus nous ont permis de confirmer l'efficacité du traitement biologique des eaux usées contaminées par les hydrocarbures dans un bioréacteur à lit fluidisé triphasique. En effet, tous les paramètres de pollution (DCO, DBO₅, pH, Tp et HC) sont passés au dessous de la norme au bout de quelques jours de traitement.

Abstract :

Our study concerns the application of a three phase fluidized bed bioreactor for the biological treatment of wastewaters contaminated by hydrocarbons.

The experiments were carried out in a Plexiglass column of 9,4 cm of diameter and 100 cm of height containing 1kg of sand of 283 μ m of diameter and 2560kg/m³ of density.

An hydrodynamic study has been achieved in a first part in order to determine the hydrodynamic parameters and to study the stability of the fonctionnment of the reactor for different operating conditions.

Then , we proceeded to follow the quality of the wastewater rejected by the refinery by determining the different parameters of pollution such as the Tp, the pH, the COD, the BOD, the HC concentration and the MES.

In the second part, operations of hydrocarbons biodégradation were carried out as well for a synthetic water that for a water rejected by the refinery of algiers in two different techniques; a three phase fluidized bed bioreactor and a ventilated closed agitated bioreactor. A comparative study between the effectiveness of the bioreactors is also discussed.

The results obtained allowed to confirm the efficiency of the biological treatment of wastewater contaminated by hydrocarbons in three phase fluidized bed bioreactor. Indeed, all parameters of pollution (DCO, DBO₅, pH, Tp and HC) were below the standards norms after a few days of treatment.

INTRODUCTION GENERALE

Depuis le 19^{ème} siècle, avec l'industrialisation l'homme a été amené à rejeter d'une manière brutale et massive des résidus toxiques dans l'environnement créant ainsi d'importants risques sur l'équilibre des écosystèmes. Ces risques se sont traduits par l'apparition d'un déséquilibre pour le recyclage naturel des éléments et donc à la pollution des différents milieux tels que l'air, l'eau et le sol.

A l'heure actuelle plusieurs technologies physico-chimiques sont disponibles pour décontaminer l'environnement, mais ces traitements sont d'une part coûteux et d'autre part conduisent à d'importantes modifications des propriétés du milieu.

Depuis quelques années, un grand intérêt est porté aux traitements biologiques qui s'avèrent être économiques et efficaces en même temps.

Ces traitements fondés sur l'utilisation de micro-organismes (champignons, bactéries) éliminent les principaux polluants (les métaux et les substances organiques) des milieux naturels. En effet, ces micro-organismes dégradent les polluants inorganiques et organiques en produits simples tels que : H_2O ; CO_2 ; CH_4 ; H_2 ... en utilisant le polluant comme source de carbone.

Parmi les techniques de mise en contact des phases, la fluidisation triphasique G/L/S semble être parmi les plus performantes. En effet, elle permet un contact intime entre les phases et présente de nombreux avantages relatifs à l'hydrodynamique et aux phénomènes de transfert.

C'est pour cette raison qu'elle trouve aujourd'hui de nombreuses applications industrielles notamment dans des procédés :

- Chimiques et pétrochimiques
- De traitement des gaz
- De fabrication de produits pharmaceutiques, etc....

Concernant le domaine de l'environnement et particulièrement le traitement des eaux usées industrielles et urbaines, une grande importance est accordée aux procédés biologiques à lit fluidisé pour l'élimination des polluants azotés et carbonés tels que : l'ammoniaque, le trinitrotoluène, le phénol, etc....[1]

Dans ces systèmes appelés bioréacteurs, les particules solides recouvertes d'un biofilm sont fluidisées par deux courants ascendants d'air et d'eau contaminée. Avec des conditions opératoires favorables du point de vue hydrodynamique et transfert de matière, le polluant arrive à être biodégradé avec des rendements voisins de 90%. [2]

Dans le cadre de ce travail, notre intérêt s'est porté sur les eaux usées de la raffinerie d'Alger (Sidi Arcine), qui traite au maximum 8532 T/j de pétrole brut et qui rejette une quantité d'eau utilisée dans les différents procédés d'environ 6144 m³/j avec des concentrations atteignant en moyenne 239 mg d'HC / l d'eau usée, la norme étant 20mg/l.

Dans le but de traiter ces eaux de rejet dans un lit fluidisé triphasique, nous avons procédé dans un premier temps au suivi de la qualité des eaux de rejet de la raffinerie d'Alger en déterminant les différents paramètres de pollution tel que la température, le pH, les HC, la DCO, la DBO₅, et les MES.

Dans un deuxième temps, nous avons mis au point une installation expérimentale à l'échelle du laboratoire comportant un lit fluidisé triphasique G/L/S avec recirculation de la phase liquide. Sur cette installation, nous avons déterminé la nature de l'écoulement et étudié la stabilité du fonctionnement du système pour différentes conditions opératoires.

Ensuite, des opérations de biodégradation des hydrocarbures ont été menées aussi bien pour une eau synthétique que pour une eau rejetée par la raffinerie dans deux systèmes différents ; un **bioréacteur agité fermé aéré** et un **bioréacteur à lit fluidisé triphasique**. Ce qui nous a permis d'effectuer une étude comparative entre les deux types de bioréacteur particulièrement en ce qui concerne leur efficacité.

CHAPITRE 1

POLLUTION DE L'EAU PAR LES HYDROCARBURES

I-1 EXPOSE DU PROBLEME :

I.1.1. Introduction

La pollution de l'eau a de nombreuses origines qui sont reliées au cycle de l'eau. Elle peut provenir directement des activités humaines comme le déversement de déchets ou de substances chimiques dans l'eau où peut s'introduire n'importe où dans le cycle de l'eau.

Au sein de l'atmosphère, la vapeur d'eau se condense dans un air pollué par les rejets des automobiles, des cheminées d'usines ou d'autres sources de pollution atmosphérique, ensuite la goutte de pluie atteint le sol jusqu'à ce qu'elle rejoigne une rivière, une nappe souterraine ou la mer. Quand l'eau ruisselle sur le sol, elle peut se charger de polluants provenant par exemple des routes, des fermes, des pelouses... Quand elle s'infiltre dans le sol, elle peut entrer en contact avec des polluants qui s'échapperaient des décharges de déchets, de dépôts illicites d'ordures ou de produits chimiques comme elle peut être contaminée par des polluants rejetés en rivière par des installations industrielles.

Cette pollution des eaux peut donc prendre différentes formes (physique, chimique, organique ou microbiologique) et provient de trois sources potentielles dont chacune a ses propriétés et ses dangers : [3]

- a) La pollution urbaine que constituent les "eaux usées" est essentiellement de nature chimique et organique et produite par les ménages ou entreprises raccordées au réseau urbain : elle s'évalue dans ce cas en "équivalent habitant" dont la valeur est par définition de 60 g DCO /jour. Cette pollution est traitée, notamment en zones urbaines, par les stations d'épurations communales.
- b) La pollution agricole provenant des déjections animales ou de l'emploi des engrais et pesticides, apporte des quantités non négligeables d'azote et de phosphore qui s'accumulent dans les sols et les nappes phréatiques.
- c) La pollution industrielle varie selon les types d'activités :
 - les industries agroalimentaires ainsi que l'industrie papetière engendrent une pollution essentiellement organique de type proche de la pollution urbaine.
 - les industries chimiques et pétrochimiques génèrent des pollutions a priori chimiques mais pouvant être toxiques.
 - les industries dites de "traitement de surface" et autres industries diverses telles que les tanneries engendrent une pollution chimique en métaux, voire métaux lourds auxquels une attention très particulière est portée compte tenu de leur toxicité.

Suivant les catégories de type chimique, les substances rejetées dans l'eau se répartissent comme suit :

- a) Matières organiques biodégradables (protéines, graisses, hydrates de carbone) qui peuvent servir de nourriture à des micro-organismes et que ceux-ci vont transformer, en partie, en composés minéraux simples;

- b) sels inorganiques (sodium Na^+ , potassium K^+ , Calcium Ca^{++} , Magnésium Mg^{++} , chlorures Cl^- , sulfates SO_4^{2-} , phosphates PO_4^{3-} , nitrates NO_3^- ,...) qui proviennent des savons, des produits de nettoyage et aussi de la minéralisation initiale de l'eau;
- c) produits minéraux éliminés par l'organisme (ammoniaque NH_4^+ phosphates PO_4^{3-} ...) micro-organismes apportés par les matières fécales ;
- d) substances dangereuses indésirables car elles sont toxiques et très peu biodégradables dans le milieu aquatique telles que les hydrocarbures et qui représente l'une des formes les plus graves de la pollution. Les principales sources de cette pollution sont liées au transport maritime et aux accidents de forages sous-marins. A cela s'ajoutent les nettoyages de citernes (dégazage) effectués en pleine mer, souvent au mépris des conventions internationales.

Les marées noires dues à des accidents entraînent une pollution accrue qui fait disparaître de nombreuses espèces de poissons. Les cas les plus connus sont les naufrages des grands pétroliers Erika et Prestige. Ces deux navires avaient coulé au large des côtes françaises et espagnoles déversant des tonnes de fuel. [4]

En Algérie, environ 1300 pétroliers accostent les ports algériens annuellement et avec nos 1282 kilomètres de côtes situées à proximité de l'une des grandes routes de pétrole, il faut reconnaître que nous sommes plutôt exposés au risque de pollution ou d'accident maritime.

En Février 2003, La plage de Ben M'hidi situé sur le littoral de Skikda et sur une distance de plus de 2 km, était parsemée de résidus de fuel lourd. Une opération de nettoyage a été lancée immédiatement.[5]

Pourtant ces accidents ne représentent qu'une partie des hydrocarbures déversés en mer, dont une forte proportion provient des rejets continentaux apportés à la mer par les fleuves. Les cours d'eau et les nappes phréatiques recueillent aussi ces polluants, qui viennent de l'industrie telle que les raffineries de pétrole dont l'objectif principal est de fractionner le pétrole brut et le convertir en différents produits : les essences, le carburant diesel, les mazouts légers et lourds, les bitumes, le kérosène ou des produits intermédiaires alimentant l'industrie pétrochimique (naphta, distillat).

Les principaux procédés de la raffinerie tels que le dessalage et la distillation du brut ainsi que les unités de craquage et d'hydrotraitement contribuent à la contamination des eaux, on y trouve des débits importants d'eaux usées de même que des concentrations élevées de contaminants.

Il existe beaucoup d'autres sources de contamination des eaux dans une raffinerie de pétrole mais elles sont de moindre importance. Mentionnons les eaux pluviales qui ruissellent sur les terrains de la raffinerie, les eaux usées domestiques, en outre, les nombreux produits chimiques utilisés dans les procédés tels que la soude caustique et les acides, les solvants, les inhibiteurs de corrosion, les détergents ...etc., peuvent contribuer à contaminer l'effluent à la suite d'un déversement lors des purges ou des nettoyages d'équipement.

I- 2-DEFINITION DES PARAMETRES DE POLLUTION : [6]

Les paramètres les plus représentatifs pour assurer une surveillance adéquate d'un effluent d'une raffinerie sont le pH, la température, les MES, la DCO, la DBO₅ et le taux d'hydrocarbures.

I.2.1. La température :

Ce paramètre est un facteur important du milieu, il influe sur la densité de l'eau, la solubilité des sels et des gaz, la conductivité électrique et le processus biologique lui-même. Le fonctionnement de certains ouvrages d'épuration, est sensibles aux températures élevées, notons que tout rejet doit avoir une température inférieure à 30°C.

I.2.2. Le Potentiel d'Hydrogène :

Cette mesure physico-chimique permet de savoir si l'échantillon d'eau est acide, basique ou neutre. Le pH de l'eau usée devant être compris entre 5.5 et 8.5.

I.2.3. Les matières en suspension (MES) :

Elles représentent les matières qui ne sont ni à l'état soluble ni à l'état colloïdal, donc retenues par un filtre. Les MES, qui comportent des matières organiques et minérales, constituent un paramètre important qui marque bien le degré de pollution d'un effluent urbain ou même industriel.

I.2.4. La demande biochimique en oxygène (DBO) :

Elle représente la quantité d'oxygène dépensée par les phénomènes d'oxydation chimique, d'une part, et, d'autre part, la dégradation des matières organiques par voie aérobie, nécessaire à la destruction des composés organiques. En effet, dans un effluent complexe, ces deux types d'oxydation se superposent, d'où le nom de "biochimique". Notons que dans les eaux usées domestiques, ce sont les phénomènes biologiques qui prédominent. La mesure de la DBO reste le paramètre le plus utilisé dans le domaine de l'eau.

I.2.5. La demande chimique en oxygène (DCO) :

Elle représente la teneur totale de l'eau en matières organiques, qu'elles soient ou non biodégradables. Nous noterons que certains composés chimiques ne sont pas oxydés complètement par cette méthode, comme par exemple l'azote organique. Le rapport entre DCO/DBO₅ renseigne sur la qualité de la biodégradabilité. Un rapport DCO/DBO₅ inférieur à 2,5 indique une bonne biodégradabilité.

I.2.6. Les hydrocarbures :

Description : [7]

C'est un groupe de composés organiques constitués par des dérivés hydrogénés du carbone. Les hydrocarbures, exception faite du plus léger d'entre eux, le méthane, qui constitue le gaz naturel, se rencontrent essentiellement dans le pétrole. On distingue deux grandes catégories d'hydrocarbures :

Hydrocarbures saturés :

- hydrocarbures paraffiniques (alcane), ils répondent à la formule générale C_nH_{2n+2} ,
- hydrocarbures naphéniques (cyclanes), ils répondent à la formule générale C_nH_{2n}

Hydrocarbures insaturés :

- les alcènes possèdent une double liaison $C=C$, ils ont pour formule générale C_nH_{2n} ,
- les alcynes possèdent une triple liaison $C\equiv C$, ils ont pour formule générale C_nH_{2n-2}
- les aromatiques : se sont des composés contenant un ou plusieurs noyaux benzéniques (cycle hexagonal à six atomes de carbone).

I.3. PETROLE ET FRACTIONS PETROLIERES : [8, 9]

Le pétrole et les fractions pétrolières sont des mélanges complexes d'hydrocarbures. Dans le pétrole brut, on trouve aussi quelques produits oxygénés, azotés, soufrés. Ces mélanges possèdent des caractéristiques physico-chimiques et pétrochimiques bien définies selon leur composition. Toutes ces propriétés permettent d'obtenir et connaître la nature chimique et donc sa tendance à subir un traitement donné.

Il est essentiel de connaître les propriétés physiques et chimiques des hydrocarbures pour être capable d'en déduire leurs comportements une fois qu'ils seront soumis à l'environnement. Parmi ces propriétés nous citons le point d'écoulement, la tension superficielle, la viscosité, le point éclair, la densité, le point d'ébullition, et la solubilité.

I.4. LES HYDROCARBURES PETROLIERS ET LEUR DEVENIR DANS L'ENVIRONNEMENT : [10]

Ces hydrocarbures rejetés dans l'environnement s'étalent à la surface avant de subir une série de modifications par différents processus, parmi lesquels, les plus importants sont :

I.4.1. Evaporation :

Elle touche les fractions de faible poids moléculaire (inf. à 12C). Elle dépend des conditions atmosphériques (vent, température...).

Les composés ayant de 4 à 12 atomes de carbone représentent près de 50% d'un brut moyen, il peut donc y avoir une pollution atmosphérique notable.

I.4.2. Solubilisation :

La solubilité des hydrocarbures dans l'eau augmente avec la polarité des composés, c'est-à-dire quand leur poids moléculaire diminue.

Les composés aromatiques sont nettement plus solubles que leurs homologues saturés.

Il est important de noter que ces hydrocarbures solubles sont de loin les plus dangereux pour l'environnement, ils sont difficiles à éliminer et sont absorbés par la faune et la flore.

I.4.3. Emulsion :

Des émulsions eau- dans- huile et huile- dans- eau peuvent se produire. Elles sont facilitées par la présence d'agents tensioactifs à la surface de l'eau.

I.4.4. Sédimentation :

Elle est le fait des fractions les plus lourdes. La sédimentation conduit à la constitution d'agrégats de haute densité difficilement biodégradables par voie naturelle.

I.4.5. Photo -oxydation :

Elle s'observe en surface mais aussi dans les vapeurs atmosphériques. Elle touche plus particulièrement les composés aromatiques (non volatiles et photosensibles) et conduit à la formation de composés chimiques nombreux.

I.4.6. Dégradation microbienne et ses mécanismes :

On a souvent dit que le pétrole brut est naturellement biodégradable et que les bactéries sauvages sont responsables de cette biodégradation.

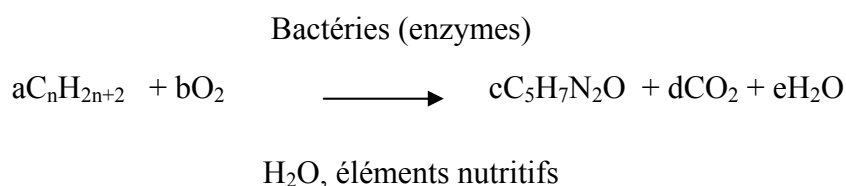
Ce processus naturel est mis à profit en accéléré dans les procédés biologiques.

Ces dernières années, la recherche de micro-organismes utilisant des hydrocarbures s'est considérablement amplifiée avec plus ou moins de succès.

Dans un milieu sain et naturel, on compte normalement 0.1% des bactéries présentes qui sont consommatrices d'hydrocarbures, mais dans un environnement pollué par ces derniers, on peut trouver jusqu'à 100%. Il n'existe pas de microorganismes qui dégradent entièrement une sorte d'hydrocarbures, la dégradation complète est effectuée par plusieurs populations. Balter et col (1991) ont pointé quelques bactéries ayant une contribution majeure dans ce processus : les Pseudomonas, les Acinétobacter, les Achromobacter, les Arthrobacter, les Flavobacterium, les Micrococcus et les Nocordia. [11]

La biodégradation suit une cinétique bien définie faisant intervenir plusieurs enzymes avec des rôles spécifiques, comme catalyseurs de réaction qui ont pour but la transformation de l'hydrocarbure de départ selon un processus oxydatif en énergie et biomasse (cellule) qui est traduit par la croissance du nombre ou de la masse bactérienne.

Pour une molécule d'alcane par exemple, on donne la formule suivante de conversion biologique : [10]

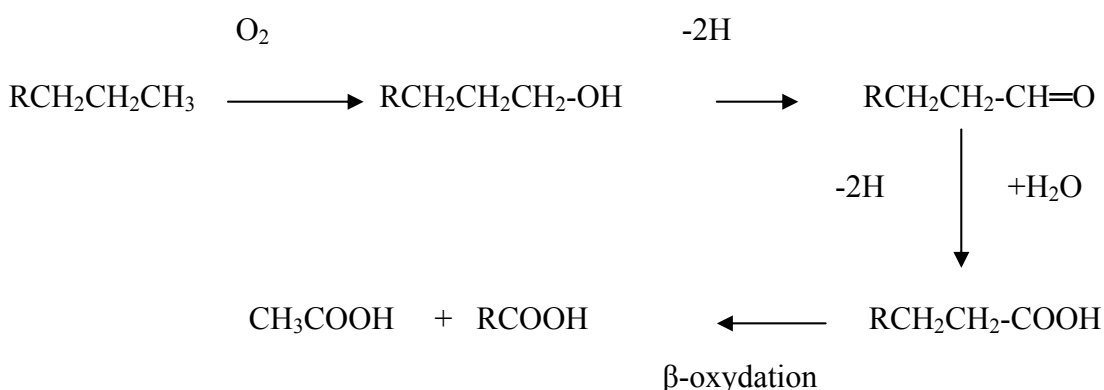


Les éléments nutritifs représentent ici l'azote, le phosphate, les sels minéraux... Les conditions extérieures ont aussi leur influence, comme la température et le pH, ...

Le mécanisme biochimique de la biodégradation dépend de la nature et de la quantité (concentration) du substrat utilisé, du type de micro-organismes et de l'environnement extérieur.

- **Biodégradation des n -alcanes : [11, 12, 13]**

Le mécanisme commence par l'oxydation du carbone terminal (groupement CH₃ terminal) pour donner l'alcool primaire, celle-ci étant catalysée par l'enzyme monooxygénase, suivie d'une deshydrogénation ou formation d'un aldéhyde. Enfin, il y a une β-oxydation conduisant à la formation de deux unités acides et un coenzyme Acétyl.



L'acide acétique est ensuite dégradé pour donner le carbone et l'énergie nécessaires au métabolisme suivant le cycle acide tricarboxyliques (TCA), alors que l'acide à chaîne longue R-COOH ou CH₃(CH₂)_n COOH suivra une série d'attaques en donnant à chaque fois une molécule d'acide acétique et un acide à chaîne moins longue, et ainsi de suite jusqu'à la dégradation complète de tout acide.

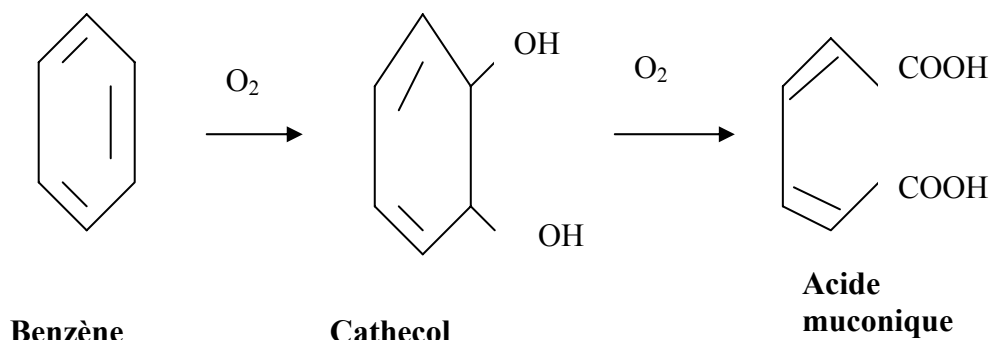
D'autres mécanismes ont été proposés avec formation d'esters, cétones mais se sont des cas moins fréquents.

- **Biodégradation des cycloalcanes : [12]**

Les cycloalcanes sont plus résistants que les n-alcanes. Dès qu'ils sont oxydés, il y a une ouverture du cycle ensuite le chemin est le même que pour les n-alcanes. Si le cycloalcane est substitué il y a d'abord attaque sur le groupe de substitution conduisant à un acide cyclohexanoïque ou un composé similaire. Un mécanisme qui a été découvert récemment pour la dégradation de l'acide cyclohexanoïque implique la formation d'un intermédiaire aromatique suivie d'ouverture comme celle dans les composés aromatiques. On a remarqué aussi que les composés cycliques substitués sont plus dégradables que les non substitués.

- **Biodégradation des aromatiques : [14]**

Les composés aromatiques sont dégradés généralement en formant un diol par suite auquel il y a ouverture du cycle aromatique et formation d'acide muconique (cis, cis). Si on prend le benzène comme représentatif de cette famille, le mécanisme de biodégradation est illustré sur le schéma suivant :



La première phase est l'élimination des groupements de substitution du cycle benzénique. Les groupes Cl^- , NO_3^- , SO_4^{2-} ... sont remplacés par des hydroxydes et les chaînes aliphatiques sont rétrécies ou modifiées et parfois restent inchangées. Ensuite il y a formation du catéchol suivie d'une ouverture du cycle de type ortho ou méta et incorporation d'une deuxième molécule d'oxygène d'où à la fin on aboutit à la formation d'acides organiques qui seront métabolisés durant le cycle (TCA) qui est le générateur des intermédiaires biochimiques et énergétiques (ATP) (voir figure I.1).

Lorsque le composé aromatique est disubstitué en positions 1, 3, et 1, 4, alors au lieu du catéchol on a formation de protocatéchaute et le chemin converge avec celui du catéchol à un certain stade à partir duquel les transformations sont les mêmes. (figure I.2).

Pour les composés polyaromatiques, les microorganismes métabolisent ceux-ci en général en salicylate ensuite il y a passage vers le catéchol. (figure I.3). Ces composés sont plus résistants à la biodégradation.

En conclusion, nous pouvons dire que le catabolisme de plusieurs composés aromatiques, implique un grand nombre de réactions et plusieurs types d'enzymes, mais qui convergent tous vers la formation du catéchol ou protocatéchaute, suivie d'ouverture de cycle ortho ou méta selon les conditions et les phases de croissance.

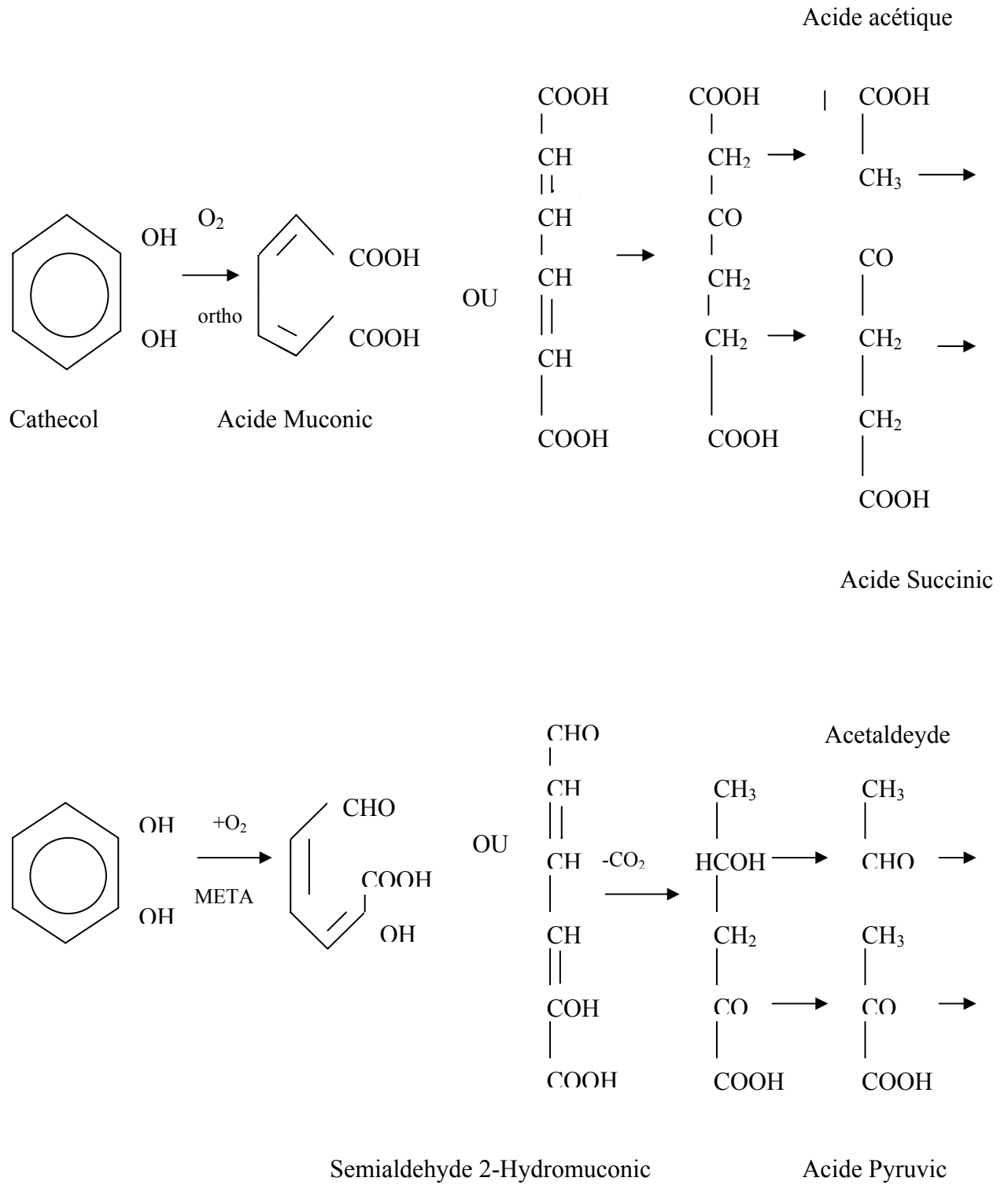
- **Biodégradation des mélanges d'hydrocarbures, fractions pétrolières et pétrole brut :**

Les mélanges, les fractions pétrolières, et le pétrole brut, sont des ensembles où coexistent différents types d'hydrocarbures de natures et propriétés différentes issues de la nature du procédé pétrochimique. Les propriétés physico-chimiques du mélange en entier décident du degré de biodégradation. On note que des interactions existent entre les composés de natures différentes ou de même famille donnant lieu au phénomène de cooxydation où certains composés ou familles de composés qui ne sont pas ou qui sont peu biodégradés

lorsqu'ils sont seuls, sont facilement attaqués en présence d'autres au sein de fractions pétrolières.

Ceci est peut être dû à des enzymes qui ne peuvent être produites qu'en présence de certains composés. [15, 16, 17].

En général, il y a une échelle de préférence pour la biodégradabilité au sein des mélanges commençant par les n-alcanes qui sont les plus susceptibles d'être attaqués et finissant par les hydrocarbures polyaromatiques (HPA) en passant par les naphthènes et les aromatiques consommés. La figure (I.4) donne une idée sur la susceptibilité des différentes familles d'hydrocarbures à être dégradées. [18, 19]



CYCLE DE L'ACIDE TRICARBOXYLIQUE

Figure I.1 : Ouverture du cycle du cathecol en ortho et meta lors de la biodégradation des aromatiques [11]

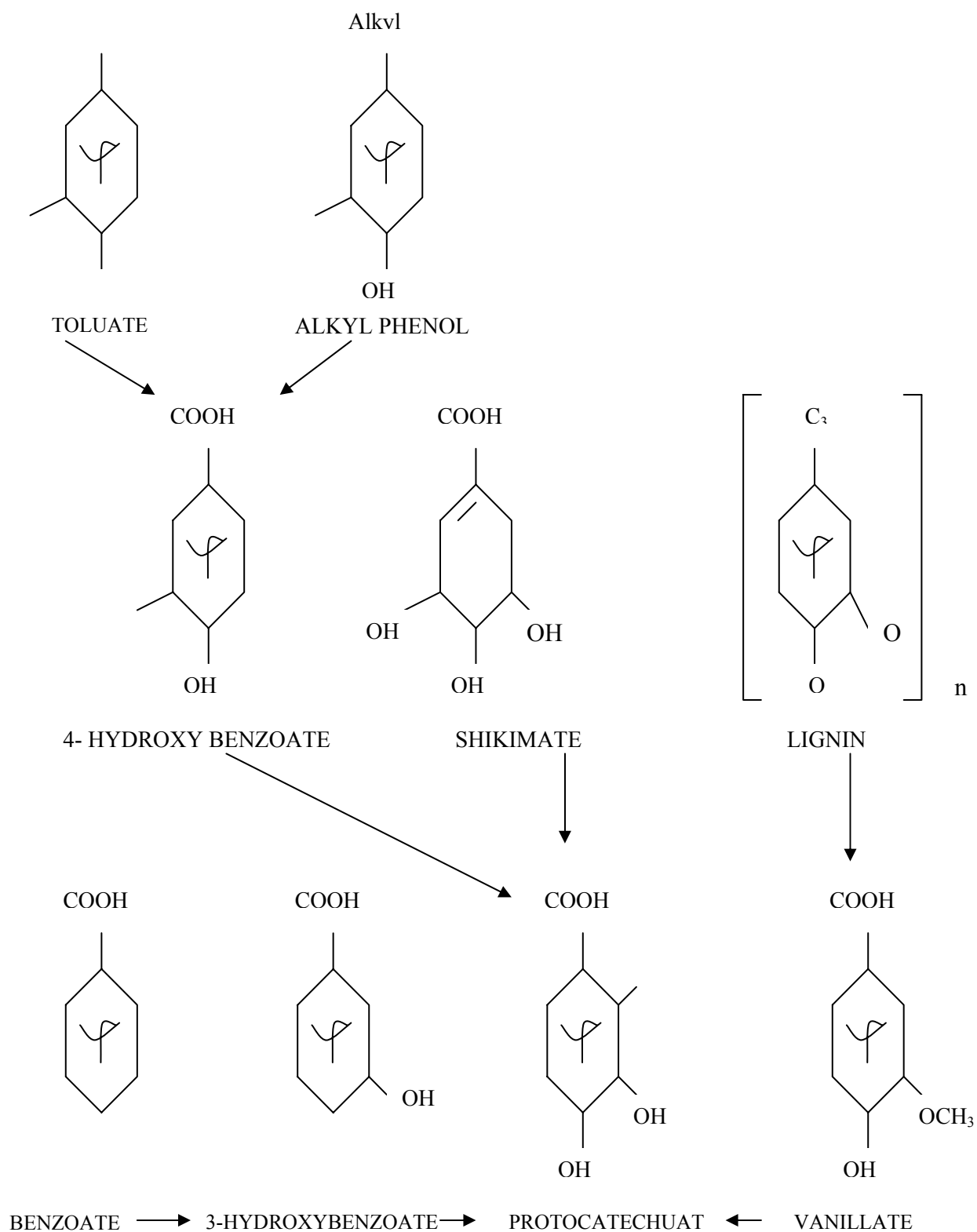


Figure I.2 : Chemins de biodégradation d'aromatiques conduisant au protocatechuate [12]

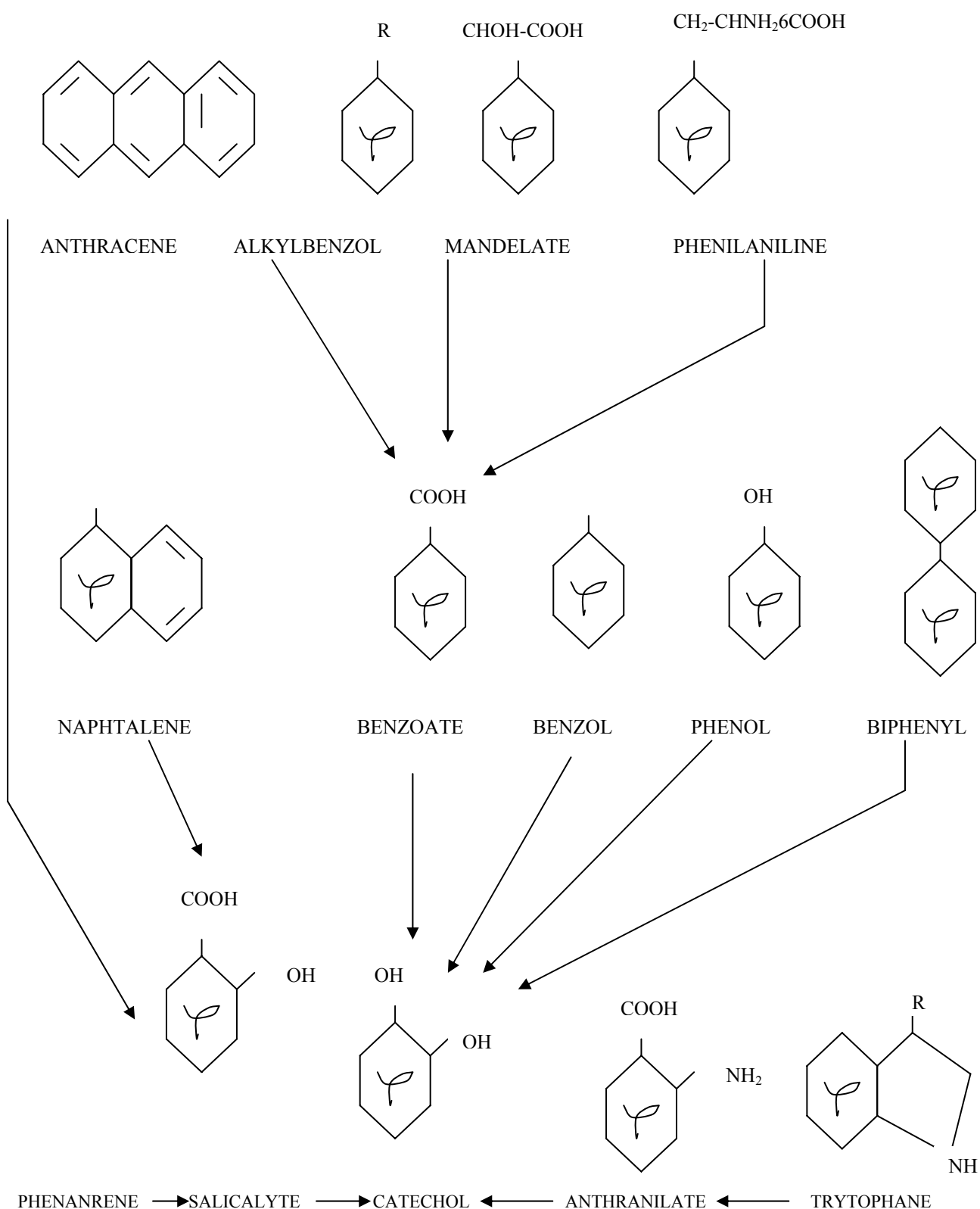


Figure I.3 : Chemin de biodégradation d'aromatiques conduisant au catechol [11]

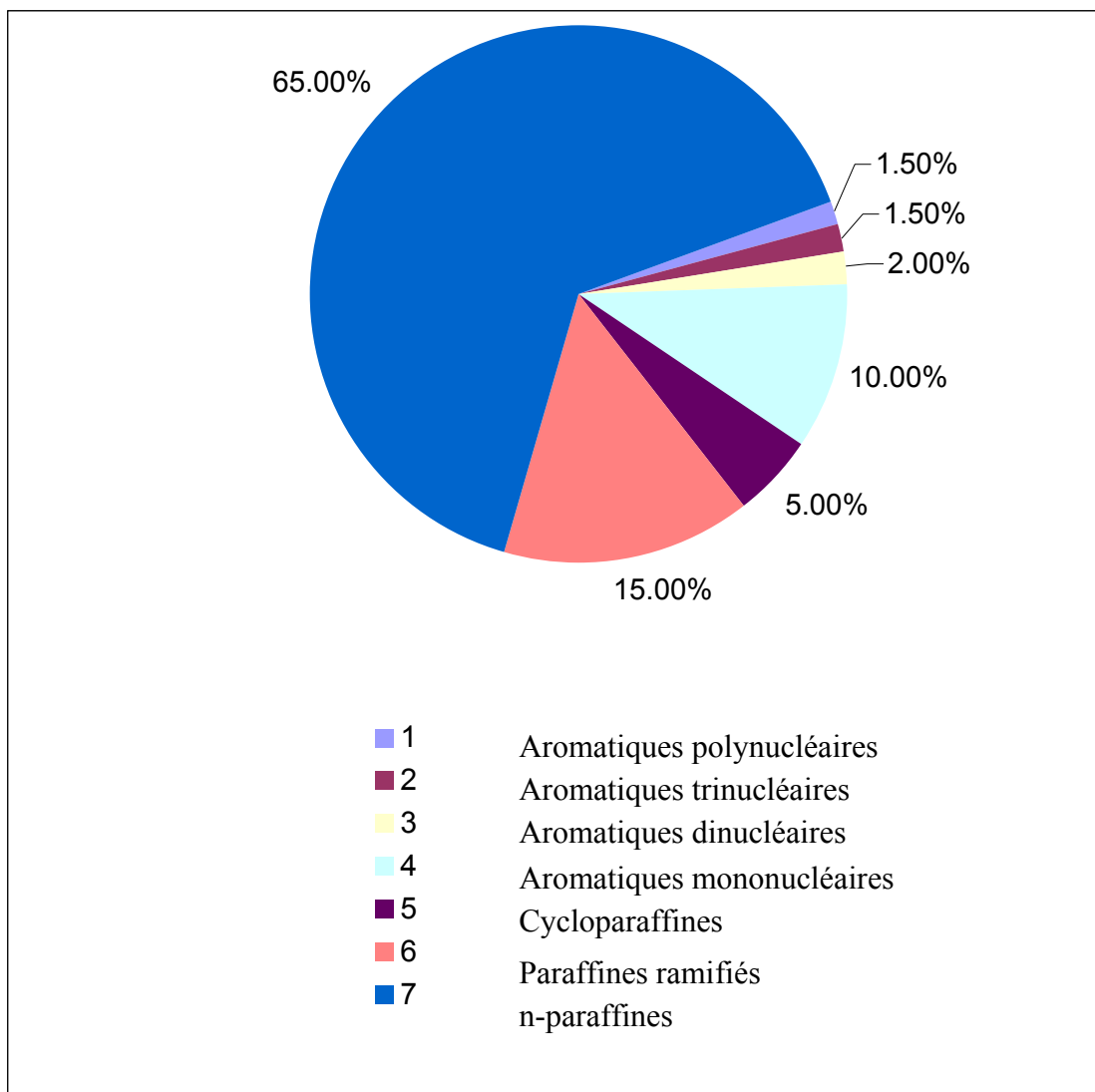


Figure I.4 : Biodégradation des différentes familles d'hydrocarbures contenues dans les fractions pétrolières et dans le pétrole [12]

CHAPITRE II

TRAITEMENT DES EAUX USEES INDUSTRIELLES

II.1. Introduction :

Si au cours de ces dernières années, la population mondiale a été multipliée par trois, l'utilisation de l'eau a été multipliée par six. Sur notre planète seulement 2.8% de l'eau disponible est douce. Cette situation engendrera sans aucun doute « une crise internationale de l'eau » qui trouve son origine non dans une insuffisance mais dans sa mauvaise gestion ; inégalement répartie, abondamment convoitée et abusivement polluée.

La pollution constitue un facteur majeur de la crise de l'eau, qui menace la qualité et la quantité des eaux superficielles mais désormais aussi celles des eaux souterraines. Donc, il est nécessaire, dans la majorité des cas, de collecter (réseau de collecte), d'éloigner (émissaire) et de traiter les eaux usées avant de les réutiliser ou de les rejeter dans le milieu naturel.

Ce dernier possède certes un pouvoir d'absorption de toutes les pollutions, mais le plus souvent, les charges polluantes atteignent une valeur telle que les micro-organismes présents dans le milieu naturel ne peuvent plus réaliser une auto-épuration suffisante. Ce qui exige impérativement un traitement de ces eaux pour éviter que les effluents pollués ne provoquent une destruction totale des écosystèmes aquatiques.

En outre, la réutilisation des eaux usées après un traitement complet, sera de plus en plus une ressource dans les pays arides ou semi-arides. L'amélioration des techniques de traitement, permettra en toute sécurité de fournir à partir d'une eau usée correctement traitée, une eau pour tous usages.

L'application d'un procédé de traitement pour les eaux usées industrielles dépend à la fois [20] :

- Des caractéristiques de l'eau résiduaire.
- De la qualité requise de l'effluent.
- De la disponibilité des terrains.
- Du coût d'investissement et d'exploitation des filières de traitement.
- De l'évolution des normes de rejets (voir annexe N°3). [21]

II.2. Techniques de traitement :

II.2.1. Traitements physico-chimiques : [20]

Les traitements physico-chimiques correspondent le plus souvent à des traitements appliqués aux eaux résiduaires brutes et comportent une floculation ou une précipitation suivie d'une séparation liquide-solide par décantation ou flottation. On peut citer parmi les techniques d'épuration physico-chimiques :

- Coagulation-floculation
- Précipitation
- Filtration
- Adsorption sur charbon actif
- Osmose inverse
- Electrodialyse
- Echange d'ions

II.2.2. Traitements biologiques : [22]

II.2.2.1 Généralités :

Les traitements biologiques ont pour but d'éliminer la matière organique dissoute par l'action de bactéries et de microorganismes. Ces microorganismes se différencient selon les conditions nécessaires à leur croissance ainsi que leurs besoins en éléments nutritifs.

A/. Conditions de croissance : [23]

Le développement normal d'une communauté bactérienne requiert des conditions spécifiques de croissance, qui sont :

- **L'eau**

L'eau est indispensable à la croissance des microorganismes. La croissance de ces microorganismes sur des substrats solides nécessite un seuil d'humidité relative, exprimé par l'activité de l'eau a_w , comme l'indique le tableau 1.

Tableau n° II.1 : Besoin en eau des principales catégories de microorganismes

Catégorie	$a_{e\text{minimale}}$
Bactéries	0,91
Levures	0,88
Moisissures	0,80
Champignons xérophiles	0,65
Levures osmophiles	0,60

- **La source d'énergie**

Les bactéries photosynthétiques et les algues utilisent l'énergie lumineuse par le truchement de leurs pigments (chlorophylle, caroténoïdes).

Les microorganismes chémolithotrophes obtiennent leur énergie par oxydation de substances minérales.

Les microorganismes organotrophes, qui représentent la majorité des microorganismes utilisés industriellement, ont recours à la dégradation de composés organiques pour leurs besoins énergétiques.

- **Le carbone**

Le carbone est utilisé en grandes quantités pour la synthèse de la cellule. Les microorganismes photosynthétiques et la plupart des chémolithotrophes sont capables d'utiliser le carbone du gaz carbonique. Les autres doivent l'obtenir par transformation ou dégradation de composés organiques tels que l'amidon, sucres, acides, alcools, graisses et hydrocarbures.

- **L'azote**

L'azote provient partiellement de substances inorganiques, partiellement de sources organiques telles l'urée, la purine, etc. Quelques bactéries peuvent métaboliser l'azote atmosphérique.

- **L'oxygène**

L'oxygène, vital pour beaucoup de bactéries, peut parfois se révéler toxique. On peut classer les bactéries en :

- bactéries aérobies qui exigent l'oxygène pour assurer leur métabolisme
- bactéries anaérobies qui tirent leurs besoins énergétiques de la matière organique en l'absence d'oxygène
- bactéries aérobies facultatives qui tirent leurs besoins de la matière organique en présence d'oxygène et un métabolisme anaérobie en l'absence d'oxygène.

- **Autres éléments nutritifs**

L'hydrogène, le phosphore, le soufre, le potassium, le calcium, le magnésium, le fer, ainsi que divers éléments sous forme de traces sont également nécessaires.

- **pH**

La croissance de microorganismes exige une valeur optimale de pH. La plupart des bactéries croissent en milieu neutre, alors que les champignons, levures et bactéries lactiques préfèrent un milieu acide. La formation de produits métaboliques dépend du pH.

- **Température**

Selon la température optimale de croissance, on distingue entre organismes :

Psychrophiles : de 5 à 20°C

Mésophiles : de 20 à 45°C

Thermophiles : de 45 à 55°C

Sténothermophiles $T > 60^{\circ}\text{C}$

B/. Etapes de croissance bactérienne [24]

La courbe de croissance d'une bactérie cultivée peut être reproduite en représentant le nombre de bactéries ou la masse bactérienne (grandeurs directes ou indirectes) en fonction de temps. On distingue généralement les différentes phases suivantes :

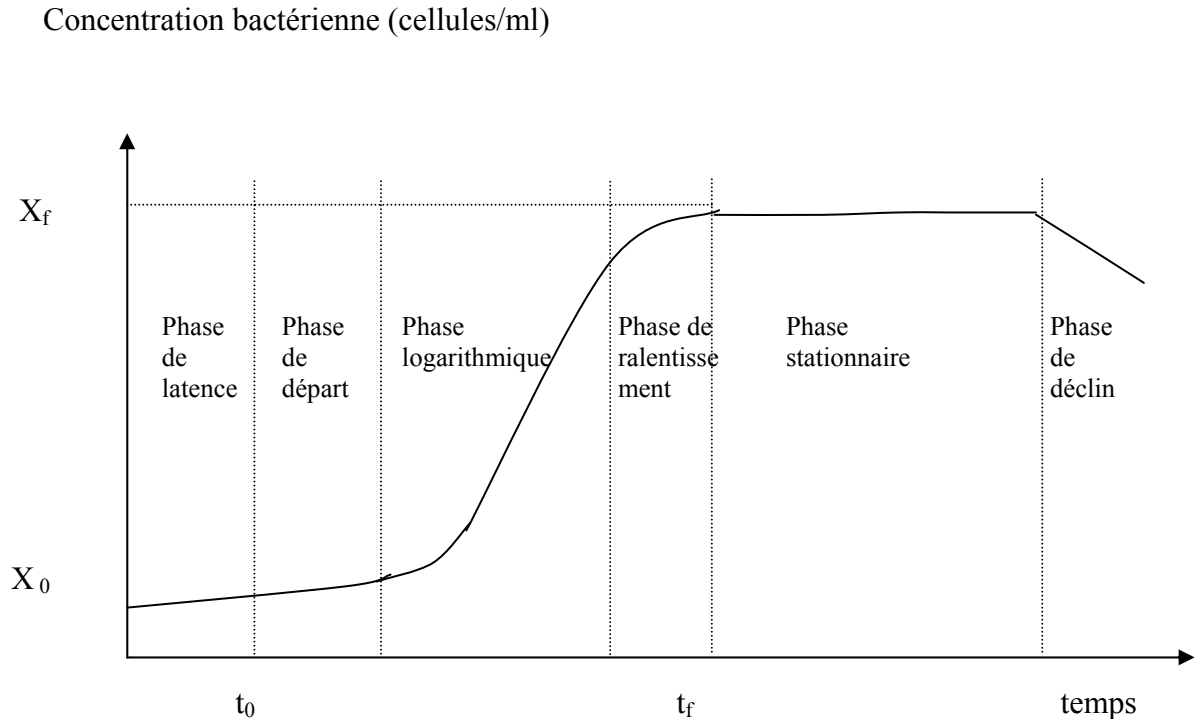
- La phase de latence : Elle suit immédiatement l'ensemencement du microbe dans le milieu de culture. C'est une période d'adaptation durant laquelle la cellule synthétise en particulier les catalyseurs (enzymes) nécessaires pour métaboliser le substrat. Au cours de cette phase il n'y a pas de reproduction cellulaire, la vitesse de croissance est nulle. La durée de cette phase dépend de la nature du micro organisme, de la taille de l'inoculum, de son origine et des conditions de croissance (milieu nutritif).
- La phase de départ : Lorsque la phase d'adaptation est terminée, on assiste au démarrage de la croissance, la concentration cellulaire augmente lentement tout d'abord puis plus vite ainsi que la vitesse.
- La phase logarithmique : Lorsque la vitesse de reproduction atteint son maximum, le taux de reproduction est constant et le temps de doublement de la population est minimal. Cette valeur dépend de la nature du microorganisme et du milieu. Durant cette phase la variation du log (concentration bactérienne) en fonction du temps est linéaire :

$$\frac{1}{X} \frac{dX}{dt} = \frac{d}{dt} \log X = \mu_m$$

μ_m : vitesse spécifique (maximale en phase log).

X : concentration bactérienne

- La phase de ralentissement : Elle commence par le point d'inflexion de la courbe de croissance et la diminution de vitesse du fait de l'appauvrissement du milieu ou présence de ralentisseurs (inhibiteurs) de réactions.
- Phase stationnaire : La concentration, masse ou nombre de microorganismes est à son maximum. La reproduction s'arrête. Les cellules conservent leur activité métabolique mais sont modifiées biochimiquement.
- Phase de déclin ou de mort : Le nombre de cellules viables diminue et la concentration diminue du fait de l'autolyse sous l'action d'enzymes spéciales (autodestructeurs). Pour certaines bactéries il y a formation de protection (spores) et utilisation des réserves internes.



X_0 : Concentration bactérienne à l'instant $t = t_0$

X_f : Concentration bactérienne à l'instant $t = t_f$

Figure II.1 : Différentes phases de la croissance des bactéries.

C/. Métabolismes microbiens [25]

Le métabolisme est l'ensemble de réactions permettant au micro-organisme de transformer un substrat du milieu en énergie et biomasse nécessaires à sa croissance. Le métabolisme consiste en deux opérations :

- Le catabolisme qui est la dégradation du substrat
- L'anabolisme qui est la formation d'éléments et composés de base pour produire l'énergie et les cellules.

On distingue deux types de métabolisme : Les métabolismes énergétiques et les métabolismes de synthèse.

• Métabolisme énergétique

Ensemble de réactions fournissant l'énergie nécessaire aux synthèses et à diverses autres activités cellulaires. Ces réactions ont pour but la synthèse de corps à liaisons riches en énergie tel que l'Adénosine triphosphate ATP qui peut libérer par hydrolyse près de 7 kcal/liaison.

- **Métabolismes de synthèse**

Conduisant à la formation de constituants cellulaires nécessaires à la bactérie, et lié au métabolisme énergétique qui lui fournit l'énergie nécessaire aux réactions de synthèse des blocs unitaires (building blocs), comme les acides aminés, bases pyrimidine, phosphate de sucre, acides organiques et qui sont les produits finaux du métabolisme de synthèse et en même temps les réactifs d'initiation des composés polymériques tels que les protéines, acides nucléiques, polypeptides, polysaccharides, entrant dans la composition cellulaire. [11, 25, 26, 27]

Toutes les réactions dans le métabolisme énergétique et dans le métabolisme de synthèse sont catalysées par des substances nommées enzymes.

Après avoir vu le principe du traitement biologique, nous abordons dans cette partie les différents procédés d'épuration biologique.

II.2.2.2. Technologies de traitement biologique

Le traitement des eaux usées par voie biologique est largement utilisé, tant pour son aspect économique très avantageux, que pour la simplicité de sa mise en œuvre et son efficacité. Actuellement, plusieurs technologies existent, parmi lesquelles on cite :

- ❖ **Traitement anaérobie [20]**

La digestion anaérobie est un procédé biologique qui permet une dégradation importante des matières organiques par une fermentation bactérienne productrice de méthane, dans une enceinte fermée en absence d'air.

Domaines d'utilisation :

La digestion anaérobie permet le prétraitement des effluents à fortes charges organiques, parmi les domaines d'utilisation on peut citer les industries :

- Agroalimentaire (abattoirs, conserveries, distilleries, sucreries...)
- de fermentation (brasseries, industries pharmaceutiques, ...)
- chimiques
- du bois et du papier

- ❖ **Traitement aérobie : [20]**

- a. Réacteurs à croissance en suspension :**

- **Lagunages**

- Lagunage et étangs de stabilisation

Les bassins de stabilisation et les procédés par lagunage sont les méthodes de traitement les plus communes lorsqu'on dispose de grandes surfaces de terrain.

Les étangs peuvent être classés en deux types : les bassins de stockage et d'infiltration et les lagunes à écoulement.

- Lagunes aérées

Une lagune aérée est un bassin relativement profond (3 à 4 m) dans lequel l'oxygénation est réalisée par les aérateurs mécaniques ou par diffuseurs.

Domaines d'utilisation :

Le lagunage est appliqué dans plusieurs industries, entre autres :

- conserverie de viande et de volaille
- chimie
- papeterie
- raffinerie
- pétrochimie

L'efficacité du traitement par lagunage est comprise entre 60 %– 99 %.

➤ **Réacteurs séquentiels en discontinu :**

Le réacteur séquentiel en discontinu est un système à croissance en suspension dans lequel l'eau usée est mélangée avec un floc biologique existant dans un bassin d'aération. Le RSB est unique car c'est un simple réservoir qui agit comme un bassin d'égalisation, un bassin d'aération et de clarification.

➤ **Boues activées :**

Le procédé à boue activée est un procédé qui opère en continu et emploie une croissance aérobie en suspension des microorganismes pour biodégrader les contaminants organiques. Dans ce procédé, la suspension aérobie des microorganismes est maintenue par un mélangeage mécanique ou une turbulence induite par des aérateurs diffusant dans le bassin d'aération. Les microorganismes oxydent les polluants organiques solubles et en suspension en dioxyde de carbone et eau en utilisant l'oxygène fourni disponible. Ces microorganismes agglomèrent également les solides particuliers et colloïdaux. Après une période de contact spécifique dans le bassin d'aération, le mélange passe vers le bassin de décantation ou clarificateur pour séparer les microorganismes de l'eau traitée.

Domaines d'application :

Le traitement par boues activées est généralement utilisé :

- Pour le traitement des effluents urbains
- Pour le traitement des effluents d'industries agroalimentaires
- Industries pétrochimiques et carbochimiques
- Raffinerie de pétrole

b. Réacteurs à croissance attachée :

Un autre système utilisé pour biodégrader les composés organiques de l'eau usée est le système de traitement à croissance attachée. Dans ce système, la biomasse adhère aux surfaces d'un milieu support rigide. Lorsque l'eau usée est en contact avec le milieu support, un film biologique mince est développé et enduit les surfaces.

Les réacteurs biologiques à biofilm utilisés dans le traitement des eaux usées peuvent être classés en deux grands groupes : Les réacteurs fermés (ou semi fermés) et les réacteurs continus.

Notons que le traitement des eaux usées utilise principalement les réacteurs continus.

CHAPITRE III

LA FLUIDISATION

III.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 triphasique est utilisée pour décrire la fluidisation de particules solides par deux fluides. Le gaz et le liquide sont le milieu de fluidisation utilisé dans plusieurs applications de la fluidisation triphasique tel que les procédés d'hydrogénation catalytiques, l'hydrocraquage et la désulfuration des fractions de pétrole, l'hydro-liquéfaction du charbon, la fermentation et le traitement des eaux, etc. [28]

III.2. Principe

Considérons un lit de fines particules, reposant sur une grille, dans une colonne cylindrique, traversée par un courant fluide, qui circule du bas vers le haut, lentement. Les frottements entraînent une perte de charge qui augmente avec la vitesse du fluide, mais le lit reste fixe. Si l'on augmente progressivement la vitesse de circulation du fluide, on voit le lit se dilater, puis les particules se mettent à circuler sous forme de mouvement Brownien. A ce moment, la perte de charge se stabilise et égale le poids du lit et le lit est fluidisé. Dans le cas d'une fluidisation hétérogène, nous pouvons rencontrer les phénomènes suivants ; le renardage et le pistonage.

Le courant fluide peut être liquide ou gazeux (la fluidisation est diphasique) ou formé d'une émulsion gaz-liquide (la fluidisation est triphasique). [29]

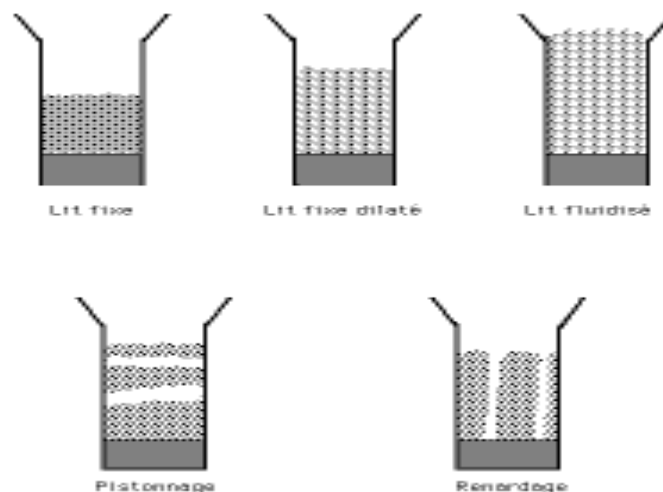


Figure III.1 : Les différents aspects du processus de fluidisation

III.3. Classification : [30]

La fluidisation triphasique gaz-liquide-solide peut être classifiée principalement dans quatre modes d'opération. Ces modes sont : la fluidisation triphasique à co-courant avec le liquide comme une phase continue (Mode I-a) ; la fluidisation triphasique à co-courant avec le gaz comme une phase continue (Mode I-b), la fluidisation triphasique inverse avec le liquide comme phase continue (Mode II-a) et la fluidisation triphasique inverse avec le gaz comme phase continue (Mode II-b) :

Mode	I-a	I-b	II-a	II-b
Diagramme schématique de la fluidisation G-L-S				
Phase continue	Liquide	Gaz	Liquide	Gaz
Direction de l'écoulement	Ecoulement à co-courant		Ecoulement à contre-courant	

Figure III.2 : Modes de la fluidisation triphasique

III.4. Le comportement hydrodynamique [31]

Le comportement hydrodynamique est un sujet complexe et qui est discuté dans trois parties : c à d; le comportement général ou global du lit, les mécanismes des bulles et de traînées de bulles et les modèles d'écoulement.

- ♦ La description du comportement général du lit renferme les observations et les relations empiriques pour la vitesse minimale de fluidisation, la perte de charge, les rétentions des phases, la porosité du lit, les régimes d'écoulement et l'entraînement des solides.
- ♦ La compréhension fondamentale des mécanismes de la bulle et de la traînée de bulle fournit la base pour le développement des modèles d'écoulement en prenant en compte les rétentions individuelles des phases dans le lit et la vitesse terminale de chute de la particule dans le milieu gaz-liquide.

III.4.1. Comportement général du lit [31]

Le comportement hydrodynamique des lits fluidisés triphasiques reflète les interactions complexes entre les phases individuelles. L'interaction la plus importante survient entre les bulles de gaz qui s'élèvent et le milieu liquide-solide qui l'entoure.

Trois régions distinctes au-dessus du distributeur gaz-liquide sont identifiées en se basant sur le phénomène physique prédominant :

- La région du distributeur : se réfère à la région immédiate au-dessus du distributeur gaz-liquide. Elle renferme la région de la formation initiale de la bulle jusqu'à l'établissement de la forme finale de la bulle. Le comportement hydrodynamique dans cette région dépend du type du distributeur gaz-liquide.
- La région du lit fluidisé : elle renferme la portion principale du lit fluidisé. Le comportement dans cette région dépend des conditions opératoires.
- La région de désengagement : elle contient principalement les particules entraînées à partir de la région du lit fluidisé.

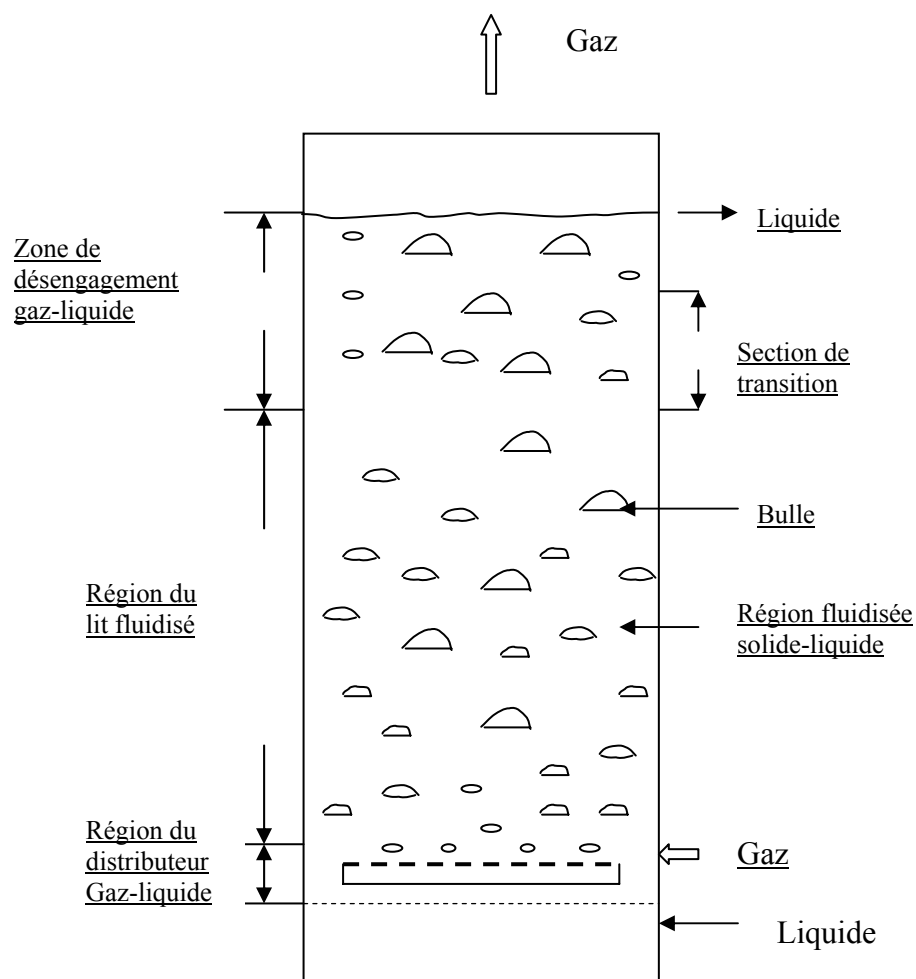


Figure III.3 : Représentation schématique du lit fluidisé triphasique

III.4.1.a. Régimes d'écoulement [30]

Trois régimes d'écoulement peuvent être identifiés en se basant sur le comportement d'écoulement de la bulle dans les lits fluidisés triphasiques :

- Régime d'écoulement à bulles coalescentes : il prédomine à faibles vitesses de liquide et grandes vitesses de gaz.
- Régime d'écoulement à bulles dispersées (bulles de taille uniforme) : il prédomine à vitesses de liquide élevées et à faibles vitesses de gaz.
- Régime à écoulement bouchon : à débits de gaz importants et pour des colonnes de diamètre < 15 cm, les bulles de gaz peuvent facilement croître jusqu'à atteindre la taille de la colonne créant ainsi des bulles bouchons qui occupent presque toute la section droite.

On note que dans les applications de génie de l'environnement, les lits fluidisés opèrent le plus souvent en régime d'écoulement à bulles dispersées. [32]

Les différents paramètres hydrodynamiques qui permettent de décrire le comportement hydrodynamique du lit fluidisé triphasique sont :

III.4.1.b. Vitesse minimale de fluidisation : [31, 32]

Le premier paramètre important dans la conception d'un lit fluidisé triphasique est la détermination de la vitesse minimale de fluidisation.

Elle représente la plus petite vitesse superficielle de liquide, qui à une vitesse superficielle de gaz donnée apporte les particules dans le lit du repos au mouvement.

Plusieurs corrélations permettent de déterminer la vitesse minimale de fluidisation, on cite dans le tableau suivant quelques unes d'entre elles : [33]

Corrélations empiriques			
$U_{Lmf} = U_{Lmf}^0 (1 - 0.5 U_G^{0.075} - \varepsilon_{mf} \beta_{Gmf})$	Ermakov et col, 1970	(III.1)	
$U_{Lmf} = 5.359 \times 10^{-17} U_G^{-0.14} \mu_L^{0.497} d_c^{-0.423} \rho_s^{3.75}$	Bloxom et col, 1975	(III.2)	
$Re_{Lmf} = 0.00512 Ar_L^{0.662} Fr_G^{-0.118}$	Begovitch et Watson, 1978	(III.3)	
$U_{Lmf} = U_{Lmf}^0 (1 - 1.622 U_G^{0.435} \mu_L^{0.227} d_v^{0.213} (\rho_s - \rho_L)^{0.305})$	Begovitch et Watson, 1978	(III.4)	
$U_{Lmf} = 0.427 U_G^{-0.198} d_v^{1.539} (\rho_s - \rho_L)^{0.775}$	Fortin, 1984	(III.5)	
$U_{Lmf} = 6.969 \times 10^{-4} U_G^{-0.328} \mu_L^{-0.355} \phi^{1.086} d_c^{0.042} (\rho_s - \rho_L)^{0.865}$	Costa et col, 1986	(III.6)	
$U_{Lmf} = U_{Lmf}^0 (1 - 376 U_G^{0.327} \mu_L^{0.227} d_v^{0.213} (\rho_s - \rho_L)^{-0.423})$	Song et col, 1989	(III.7)	
$\ln(U_{Lmf}) = \ln(U_{Lmf}^0) - 13.8 Fr_G^{0.35} (\rho_s - \rho_L)^{-0.38}$	Nacef, 1991	(III.8)	

Tableau n° III.1 : Corrélations empiriques de la vitesse minimale de fluidisation triphasique

III.4.1.c. Expansion, porosité du lit et rétentions des phases [34]

- **Porosité**

Considérons une colonne de hauteur H_c dans laquelle on met en œuvre une fluidisation triphasée. Soit M_s la masse totale des particules contenues dans la colonne et H_0 la hauteur en lit fixe désordonné qu'occupent ces particules. Lorsqu'on est en régime fluidisé triphasé, les particules occupent une hauteur H alors qu'au même débit de liquide, on obtient en absence de gaz, une hauteur de lit fluidisé liquide-solide H_{LS} .

A chaque niveau du lit, on peut définir les rétentions de solide α , de liquide γ et de gaz β , la rétention d'une phase étant la fraction de volume occupée par cette phase. On appelle porosité du lit la somme $\varepsilon = \gamma + \beta$

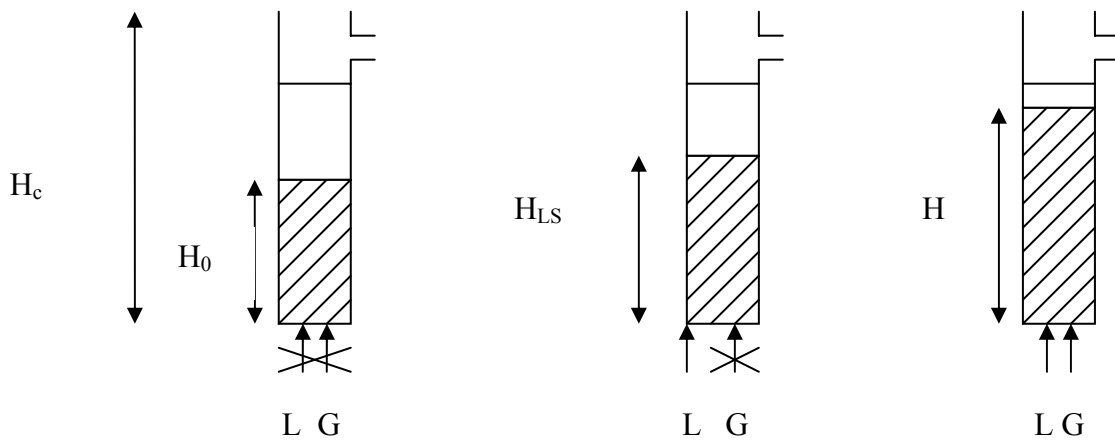


Figure III.4 : Définition des différentes hauteurs

- **Expansion :**

On appelle expansion du lit, le rapport de la hauteur du lit fluidisé triphasé et de la hauteur initiale du lit.

$$E = \frac{H}{H_0} \quad (\text{III.9})$$

L'expansion est liée aux porosités du lit fluidisé, et du lit fixe ε_0 par la relation suivante :

$$E = \frac{1 - \alpha}{1 - \varepsilon} \quad (\text{III.10})$$

- **Contraction :**

Introduire un débit de gaz à co-courant du liquide dans un lit fluidisé liquide-solide peut conduire à une réduction d'un facteur 2 de la porosité du lit. Ce phénomène a priori a attiré l'attention de nombreux chercheurs depuis le milieu des années 60.

En règle générale, on observe que le phénomène de contraction est observé plus souvent pour des petites particules ($< 2.5\text{mm}$) que pour des grosses particules ($> 2.5\text{mm}$) et qu'une viscosité plus grande du liquide favorise la contraction. **Kim et col** ont étudié l'expansion de lits constitués de solides divers et de liquides de viscosité et de tensions superficielles variables. A partir de leurs résultats et de ceux de **Dakshinamurty et collaborateurs**, ils proposent un critère simple pour décider si un lit fluidisé liquide-solide se contractera ou non lorsqu'on injecte le gaz.

Si $U_{Lmf}^{LS} < 12.8 \text{ mm/s}$: contraction.
 $U_{Lmf}^{LS} > 12.8 \text{ mm/s}$: expansion

Avec U_{Lmf}^{LS} : vitesse minimale de fluidisation liquide-solide.

Les corrélations empiriques qui permettent de calculer la porosité et les rétentions des phases sont présentées dans le tableau (III.2)

III.4.1.d. Entraînement des particules [34]

Begovitch et Sisak ont montré que la transition entre le lit triphasé et la section de désengagement n'est pas toujours très nette où est observé quelquefois un entraînement de particules. Parmi les auteurs qui ont déterminé les taux d'entraînement à des hauteurs données dans la section de désengagement, on peut citer **Page et Harrison (1974)** et **El-Temtamy et Epstein (1980)**. Ces deux groupes d'auteurs ont utilisé de l'eau, de l'air et des particules très petites ($d_p < 1 \text{ mm}$), ils ont observé que l'entraînement se fait par trois mécanismes :

- Des particules sont éjectées du lit lorsque des bulles crèvent la surface;
- Le déplacement de particules causé par les bulles de gaz passant dans le lit transporte des particules dans la section de désengagement ;
- Les particules suspendues dans la traînée de bulle sont entraînées.

En contrepartie, il y a deux mécanismes de « désentraînement » :

- Des particules quittent les traînées de bulles par sédimentation ;
- Les traînées de bulles se détachent des bulles (wake-shedding).

III.4.1.e. Vitesse terminale de chute [34]

La vitesse terminale de chute est déterminée à partir de l'équilibre entre les forces de gravitation, de flottabilité et de frottement par unité de volume de particules. Elle peut être calculée par l'équation suivante :

$$U_t = \sqrt{\frac{4 d_p g}{3 C_D} \left(\frac{\rho_p - \rho_f}{\rho_f} \right)} \quad (\text{III.48})$$

Plusieurs corrélations empiriques pour C_D sont présentées dans la littérature pour différents intervalles de Re (voir annexe N°5)

Tableau III.2: Corrélations empiriques proposées pour le calcul de la porosité du lit et des rétentions

Chercheur	Corrélation (en unité SI)	Gaz-liquide	solide	Dimensions de la colonne																								
Ostergaard et Michelsen (1968) [31]	$\gamma = K_1 U_L^{K_2} 10^{-K_3 U_G} \quad (III.11)$<table><tr><td>$d_p \times 10^3 (m)$</td><td>$U_1 \times 10^2 (m/s)$</td><td>$U_G \times 10^2 (m/s)$</td><td>$K_1$</td><td>$K_2$</td><td>$K_3$</td></tr><tr><td>0.25</td><td>0.5 ~ 1.25</td><td>0.35 ~ 1.7</td><td>1.86</td><td>0.211</td><td>1.8</td></tr><tr><td>1</td><td>2 ~ 10.5</td><td>0 ~ 2.2</td><td>2.16</td><td>0.397</td><td>2.3</td></tr><tr><td>6</td><td>9 ~ 18</td><td>0 ~ 2.2</td><td>1.414</td><td>0.415</td><td>1.1</td></tr></table>	$d_p \times 10^3 (m)$	$U_1 \times 10^2 (m/s)$	$U_G \times 10^2 (m/s)$	K_1	K_2	K_3	0.25	0.5 ~ 1.25	0.35 ~ 1.7	1.86	0.211	1.8	1	2 ~ 10.5	0 ~ 2.2	2.16	0.397	2.3	6	9 ~ 18	0 ~ 2.2	1.414	0.415	1.1	Air/eau	Billes de verre (0.25, 1 et 6 mm)	D.I = 216 mm
$d_p \times 10^3 (m)$	$U_1 \times 10^2 (m/s)$	$U_G \times 10^2 (m/s)$	K_1	K_2	K_3																							
0.25	0.5 ~ 1.25	0.35 ~ 1.7	1.86	0.211	1.8																							
1	2 ~ 10.5	0 ~ 2.2	2.16	0.397	2.3																							
6	9 ~ 18	0 ~ 2.2	1.414	0.415	1.1																							
Dakahinamurty Et col.(1971) [31]	$\varepsilon = \beta + \gamma = K_1 \left(\frac{U_L}{U_t} \right)^{K_2} \left(\frac{U_G U_L}{\sigma} \right)^{0.08} \quad (III.12)$<table><tr><td>$Re_t$</td><td>$K_1$</td><td>$K_2$</td></tr><tr><td>< 500</td><td>2.12</td><td>0.41</td></tr><tr><td>> 500</td><td>2.65</td><td>0.60</td></tr></table>	Re_t	K_1	K_2	< 500	2.12	0.41	> 500	2.65	0.60	Air/eau Air/kérosène	Sable (1.06 et 2.235 mm) Billes de verre (3.35, 4.89 et 6.84 mm) Bout de fer (3 mm)	D.I = 56 mm															
Re_t	K_1	K_2																										
< 500	2.12	0.41																										
> 500	2.65	0.60																										
Dakahinamurty et col.(1972) [31]	$(\beta + \gamma) = 2.85 \left(\frac{U_L}{U_t} \right)^{0.60} \left(\frac{U_G U_L}{\sigma} \right)^{0.08} \quad \text{pour } Re_t > 500 \quad (III.13)$	Air/eau N ₂ /solution électrolyte	Plomb (2.13 mm) Billes de verre (3.35, 4.18, 6.03 et 6.84 mm)	Colonne circulaire et annulaire																								
Kim et col.(1972) [31]	$(\gamma)_{UG=0} - \gamma = 0.0025 \left(Fr \frac{\rho_s}{\rho_l} \right)^{0.149} \left(Fr_g \frac{\rho_s}{\rho_g} \right)^{0.161} (Re_l Re_g)^{0.259} \quad (III.14)$$(\gamma)_{UG=0} = 0.409 \left(Fr \frac{\rho_s}{\rho_l} \right)^{0.193} Re_l^{0.074} \quad (III.15)$$\left(\frac{H}{H_0} \right) - \left(\frac{H}{H_0} \right)_{UG=0} = 0.0026 \left(Fr \frac{\rho_s}{\rho_l} \right)^{0.178} \left(Fr_g \frac{\rho_s}{\rho_l} \right)^{0.345} (Re_l Re_g)^{0.252} \quad (III.16)$$\left(\frac{H}{H_0} \right)_{UG=0} = 1.80 \left(Fr \frac{\rho_s}{\rho_l} \right)^{0.202} Re_l^{-0.012} \quad (III.17)$	Air /eau	Billes de verre (6 mm) Gravier irrégulier (2.6 mm)	660.4 x 25.4mm section droite rectangulaire																								

Suite du tableau III.2. :

Razumov et col. (1973) [31]	$\beta = 0.578 - 3.198 U_L - 0.538 U_G$ (III.18) $\gamma = 0.422 + 0.135 U_L / d_p^{0.562} - 1.82 U_G$ (III.19)	Air/eau	Particules de sable (0.49 à 1.27 mm)	D.I 300 mm
Kim et col. (1975) [31]	$\beta + \gamma = 1.40 Fr_l^{0.170} \left(\frac{U_G U_L}{\sigma} \right)^{0.078}$ pour les lits en expansion (III.20) $\beta + \gamma = 1.301 Fr_l^{0.128} \left(\frac{U_G U_L}{\sigma} \right)^{0.073} \exp \left[0.031 \left(\frac{U_L}{U_G} \right) (\varepsilon_l)_{U_G=0} \right]$ pour les lits en contraction (III.21) $(\gamma)_{U_G=0} = 1.353 Fr_l^{0.206} Re_l^{-0.100}$ (III.22) $\gamma = 1.504 Fr_l^{0.234} Fr_g^{-0.86} Re_l^{-0.082} Re_l^{-0.082} \left(\frac{U_G U_L}{\sigma} \right)^{0.092}$ (III.23) $Fr_l = \frac{U_L^2}{d_p g}$, $Fr_g = \frac{U_G^2}{d_p g}$, $Re_l = \frac{U_L^{2-n} d_p^n}{\nu_l}$	Air/solution de sucre Air/carboxyméthyl de cellulose Air/eau-acétone	Billes de verre (6 mm) Gravier irrégulier (2.6 mm)	Section droite de la colonne rectangulaire 660.4 x 25.4mm
Soung (1978) [31]	$\left(\frac{H_0}{H} \right) / \left(\frac{H_0}{H} \right)_{U_G=0} = 1.50 + 0.16 \ln \left(\frac{U_L}{U_G} \right) - 0.065 \ln(\phi_s Re_t)$ pour $0.06 \leq \frac{U_L}{U_G} < 0.6$ (III.24) $\left(\frac{H_0}{H} \right) / \left(\frac{H_0}{H} \right)_{U_G=0} = 2.09 - 0.17 \ln(\phi_s Re_t)$ pour $0.6 \leq \frac{U_L}{U} < 5$ (III.25) $\left(\frac{H_0}{H} \right)_{U_G=0} = 1 - 4.50 \left(\frac{U_L}{U_t} \right)^{2.15}$, pour $\frac{U_L}{U_t} \leq 0.25$ (III.26) $\left(\frac{H_0}{H} \right)_{U_G=0} = 1 - 1.22 \left(\frac{U_L}{U_t} \right)^{1.20}$, pour $\frac{U_L}{U_t} > 0.25$ (III.27)	N ₂ / n-heptane	Catalyseur Co-Mo (0.635, 1.27 et 1.6 mm de diameter et 4.76 mm de longueur)	Colonne de D.I 127 et 152.4 mm

Suite du tableau III.2 :

Begovitch et Watson (1978) [31]	$\beta + \gamma = (3.93 \pm 0.18) U_L^{(0.271 \pm 0.011)} U_G^{(0.041 \pm 0.005)} (\rho_s - \rho)^{(-0.316 \pm 0.011)} d_p^{(-0.268 \pm 0.010)} \mu_i^{(0.055 \pm 0.008)} D_\xi^{(-0.033 \pm 0.013)} \quad (III.28)$ $\beta = (1.61 \pm 0.336) U_G^{(0.72 \pm 0.028)} d_p^{(0.168 \pm 0.061)} D_\xi^{(-0.125 \pm 0.088)} \quad (III.29)$	Air/eau	Billes d'alumine (6.2 mm) Billes de verre (4.6 et 6.2 mm) Silicate d'alumine (1.9 mm) Plexiglas (6.3 mm)	D.I de 72.6 et 152 mm
Oh et Kim (1980) [31]	$\varepsilon = 0.46 Fr_l^{0.19} Fr_g^{0.01} Re_l^{0.026} \quad (III.30)$ $\gamma = 0.26 Fr_l^{0.44} Fr_g^{0.032} Re_l^{0.006} \quad (III.31)$	Air/ eau	Billes de verre (0.42, 0.66, 1.2 et 2.2 mm)	D.I de 52 et 120 mm
Kato et col (1981) [31]	$\left(\frac{U_L}{U_t}\right) = \left(\frac{\gamma^*}{\gamma}\right)^n \quad (III.32)$ $\gamma^* = 1 - 9.7 (350 + Re_t^{1.1})^{-0.5} (\rho U_G^4 / g \sigma)^{0.092} \quad (III.33)$ $\frac{5.1 + 86.2 (\rho U_G^4 / g \sigma)^{0.285} - n}{n - 1.7} = [0.1 + 0.443 (\rho U_G^4 / g \sigma)^{0.165}] Re_t^{0.9} \quad (III.34)$ $\mu = 9.1 \times 10^{-4} \sim 5.2 \times 10^{-2} \text{ Pa.s}$	Air/eau Air/carboxyméthyl de cellulose	Sphères de verre (0.42, 0.6, 1.2 et 2.2 mm)	D.I de 52 et 120 mm
Saberian – Broudjenni et col (1984) [31]	$\varepsilon = (14\phi)^{-1/3} \left(\frac{U_L}{U_{lmf0}}\right)^{0.27} \left(1 + 0.070 \left(\frac{d_p U_G \rho_l}{\mu}\right)^{0.34}\right) \quad (III.35)$ $\frac{U_{lmf0} \rho_l d_p}{\mu} = \sqrt{(25.25)^2 + 0.0651 \left(\frac{g d_p^3 \rho_l (\rho_s - \rho)}{\mu^2}\right)} - 25.25 \quad (III.36)$ $\beta = \varepsilon (U_G - j_{gl}) (U_G + U_L) \quad \text{ou} \quad j_{gl} = 0.017 (\rho U_G^2)^{0.45} \quad (III.37)$ $\gamma = g \frac{j_{gl} + U_L}{U_G + U_L} \quad (III.38)$	Gaz: air, He, CO ₂ , liquide: cyclohexane, kerosene, eau, gasoil, C ₂ Cl ₄	Billes de verre (1.37, 3.18 mm) Billes d'alumine (1.74, 1.87, 2.55 mm) cylindres d'alumine (2.0, 1.8 mm)	D.I de la colonne 5.0 et 15 cm

Suite du tableau III.2 :

Kato et col. (1985) [31]	Région dense : $\alpha = \alpha^*[1 - 1.09(1+0.00124\text{Re}_t^{0.8})(U_L/U_G)^{0.85}]$ (III.39) $\beta = 0.3w^{1.3}/[(1+1.1w^{1.15})(1+0.01\text{Re}_t^{0.62})]$ (III.40) où $w = (gD_c^2\rho_l/\sigma)^{0.198}(gD_c^3/\nu_l^2)^{0.035}(U_G/\sqrt{gD_c})$ (III.41) $\alpha^* = 0.63 \text{ pour des particules sphériques}$	Air/ eau	Billes de verre (0.52 2.2 et 5.2 mm) Alumine poreuse (1.5 mm)	D.I de la colonne 12 cm						
Chern et col.(1984) Fan et col. (1985a) [31]	$\frac{U_G}{\beta} = \frac{U_G}{1-\alpha} + \frac{U_L}{1-\alpha} + 0.1016 + 1.488\left(\frac{U_G}{1-\alpha}\right)^{1/2}$ (III.42) pour un régime d'écoulement à bulles dispersées $\frac{U_G}{\beta} = 1.783\left(\frac{U_G}{1-\alpha} + \frac{U_L}{1-\alpha}\right) + 0.35(gD_c)^{1/2}$ (III.43) pour un écoulement bouchon $\beta = CU_L^{-0.98}U_G^{0.70}$ (III.44) pour un écoulement à bulles coalescentes <table><tr><td>$U_L \times 10^2$ (m/s)</td><td>C</td></tr><tr><td>2.2-6.0</td><td>0.0270</td></tr><tr><td>> 6.0</td><td>0.0491</td></tr></table>	$U_L \times 10^2$ (m/s)	C	2.2-6.0	0.0270	> 6.0	0.0491		Billes de nylon (2.5 mm) Billes de charbon actif (1.74 mm) Billes de verre (1, 3.04, 3.99 et 6.11 mm) billes d'alumine (2.27 et 5.50 mm)	D.I de la colonne 7.62cm
$U_L \times 10^2$ (m/s)	C									
2.2-6.0	0.0270									
> 6.0	0.0491									
Jean et Fan (1986) [31]	$U_L = U_i(\varepsilon)^n$ (III.45) $U_L = U_L\left(\frac{U_{lmf}}{U_{lmf0}}\right)^y$ (III.46) $\frac{U_{lmf}}{U_{lmf0}}$ prédite par l'équation $y = -0.0869\left[\frac{d_p}{D_c}\left(\frac{\rho_s}{\rho_s-\rho_l}\right)^{3.0}\right]^{-0.896}$ (III.47) 0 <U_G < 0.15 m/s; 0.06<U_L<0.25 m/s	Air/eau	Billes de verre (3.04, 3.99 et 6.11 mm) billes d'alumine (2.27, 2.53, 5.50 et 6.69 mm) particules de plomb (3.33 mm)	D.I de la colonne 7.62cm						

III.4.2. Dynamique des bulles [35]

Les bulles dans les suspensions liquide-solide représentent un mode de contact triphasique caractérisant une variété de procédés physiques, chimiques, pétrochimiques et biochimiques. Dans ces systèmes, la dynamique des bulles joue un rôle clé dans la description du phénomène de transport et qui affecte intimement les vitesses globales de cinétiques.

III.4.2.1. Caractéristique des bulles ascendantes

Les caractéristiques d'une bulle ascendante peuvent être décrites en terme de forme, de vitesse d'ascension et de mouvement de la bulle.

III.4.2.1.a. Forme de la bulle

L'interaction entre la bulle de gaz ascendante et le milieu liquide-solide environnant détermine la forme de la bulle et l'ampleur du trouble dans le champ d'écoulement environnant.

Les bulles en mouvement dans les liquides Newtoniens sont généralement classées par forme sphérique, oblique, elliptique et à calotte sphérique/elliptique.

La forme observée de la bulle est le résultat d'un équilibre compliqué entre les forces agissant sur la bulle, tel que, la tension superficielle, les forces visqueuses et les forces d'inertie.

Trois groupes adimensionnels peuvent être utilisés pour caractériser le comportement de la bulle ascendante :

$$\text{Nombre d'Eotvos, } E_0 = \frac{g \rho_l d_e^2}{\sigma} \quad (\text{III.49})$$

$$\text{Nombre de Morton, } M_0 = \frac{g \mu_l^4}{\rho_l \sigma^3} \quad (\text{III.50})$$

$$\text{Nombre de Reynolds, } Re_e = \frac{d_e U_b}{\nu} \quad (\text{III.51})$$

Pour les bulles dans les liquides à faible nombre de Morton ($M_0 < 10^3$) la formule Vakrushev-Efremov est donnée par les expressions suivantes :

$$\frac{h}{b} = \begin{cases} 1 & \text{si } Ta < 1 \\ \{0.81 + 0.206 \tanh[2(0.8 - \log_{10} Ta)]\}^3 & 1 \leq Ta \leq 39.8 \\ 0.24 & 39.8 \leq Ta \end{cases} \quad (\text{III.52})$$

Elle peut être utilisée pour prédire le rapport d'aspect de la bulle.

Où Ta est le nombre de Tadaki, $Ta = Re_c Mo^{0.23}$

h : hauteur de la bulle (m)

b : largeur de la bulle (m)

III.4.2.1.b. Vitesse d'ascension d'une bulle [35]

L'estimation de la vitesse d'ascension d'une bulle est essentielle ; cependant, le développement théorique d'une équation universelle de prédiction à travers une large gamme de taille de bulle ou de nombre de Re a été gêné par les effets diversifiés de l'écoulement de la traînée.

En outre, il est pratique de développer des corrélations empiriques qui caractérisent les forces dominantes agissant sur la bulle dans de larges intervalles de taille de bulle et de propriétés physiques du milieu environnant.

Fan et Tsuchiya (1990) ont proposé une corrélation semi-empirique de la forme :

$$U_b = \left[\left(\frac{\rho_l g d_e^2}{K_b \mu_l} \right)^{(-n)} + \left(\frac{2c\sigma}{\rho_l d_e} + \frac{g d_e}{2} \right)^{\left(-\frac{n}{2}\right)} \right]^{\left(-\frac{1}{n}\right)} \quad (III.53)$$

Avec d_e : diamètre équivalent de la bulle : diamètre de la sphère ayant le même volume que la bulle en 3 dimensions ou diamètre d'un cercle ayant la même surface que la bulle en deux dimensions (m).

σ : tension superficielle (N/m).

K_b : paramètre fonction des conditions de surface d'une bulle sphérique ascendante.

Les trois paramètres n , K_b , c dépendent des propriétés physiques du liquide et /ou le niveau de contamination du liquide.

Zhang et col (1994) ont proposé la corrélation suivante, en termes de Re de la particule à sa vitesse terminale et la rétention du solide pour les systèmes à lit fluidisé eau - billes de verre en utilisant la densité et la viscosité apparentes du lit.

$$K_b = 0.003 Re_t^{0.3} \epsilon_s^{-0.6} \quad (III.54)$$

$$\text{Avec} \quad \rho_m = \rho_s \epsilon_s + \rho_l \epsilon_l \quad (III.55)$$

ρ_m : densité apparente du lit

$$\mu_b = \mu_l \exp(36.15 \epsilon_s^{2.5}) \quad (III.56)$$

μ_b : viscosité apparente du lit.

Pour les liquides à importante viscosité, n et c sont respectivement de 1,6 et de 1,4.

Pour les systèmes à faibles viscosités de liquide, n et c sont respectivement 1 et 1,04 et

$$K_b = 3,66 \text{Re}_t^{0,51} \varepsilon_s^{-0,54} \quad 0,07 < \varepsilon_s < 0,4 \quad (\text{III.57})$$

III.4.2.2. Mécanismes de désintégration de la bulle due aux collisions (Bulle - particule) [35]

Dans les systèmes triphasiques, la variation de la taille de la bulle, qui influence beaucoup les phénomènes de transfert de masse et de chaleur, est extrêmement reliée aux collisions bulles- particules. Ces collisions peuvent causer deux différentes conséquences : la particule est éjectée de la surface de la bulle ou la particule pénètre la bulle.

Les collisions bulle – particule génèrent des perturbations à la surface de la bulle. Après la collision, bulle – particule, trois facteurs deviennent cruciaux pour déterminer les caractéristiques de la désintégration de la bulle :

- La contrainte de cisaillement qui dépend du gradient de la vitesse du liquide, tend à désintégrer la bulle.
- La force de tension de surface tend à stabiliser la bulle qui retrouve sa forme d'origine.
- La force visqueuse ralentit le taux de croissance de la perturbation de la surface, et tend à stabiliser la bulle.

III.4.2.3. Bulle induite dans l'écoulement liquide - solide et phénomène de transport : [35]

Le facteur majeur contribuant à la complexité de l'écoulement liquide – solide au voisinage des bulles ascendantes est l'instabilité induite par les traînées de bulles. L'écoulement de la traînée est instable et interactif avec l'écoulement externe.

Le phénomène est souvent caractérisé par un cycle de formation de vortex, et pour les bulles ascendantes libres, il est extrêmement lié au mouvement oscillatoire de la bulle.

Différents phénomènes de transport se produisant dans les systèmes gaz – liquide – solide, sont strictement associés au comportement de l'écoulement donc de la traînée.

III.4.2.4. Effets de pression et de température

Les effets de la pression et de la température sur l'hydrodynamique du lit fluidisé triphasique, tel que la fluidisation initiale, l'expansion du lit et le phénomène de contraction ont été étudiés par plusieurs chercheurs.

III.4.2.4.a. Début de fluidisation

Jiang et col (1995) ont trouvé que la vitesse minimale de fluidisation diminue avec l'augmentation de la pression. Cependant, le taux de chute de $U_{l,mf}$ diminue lorsque la pression augmente.

Les effets de la pression sur la fluidisation initiale sont attribués à deux facteurs : le premier est que la viscosité du liquide augmente avec la pression, le deuxième est que la réduction de la taille de la bulle et le nombre de densité de la bulle augmentent avec la pression.

Les effets de la température sur la vitesse minimale de fluidisation ont été étudiés par **Jiang et ses collaborateurs (1995b)**, ils ont montré que la vitesse minimale de fluidisation augmente avec l'augmentation de la température. Cependant, l'influence de la température devient moins significative pour de faibles températures, particulièrement à vitesse de gaz importante.

Les effets de la température sont attribués principalement à la diminution de la viscosité du liquide avec la température.

II.4.2.4.b. Expansion du lit

Les effets de la pression et la température sur l'expansion du lit peuvent être attribués à la variation de la distribution de la taille des bulles. Lorsque la pression et la température augmentent, la taille moyenne de la bulle et la fraction de grosses bulles dans la distribution de la taille des bulles diminuent, ce qui diminue l'entraînement du liquide et des solides par les traînées des bulles. Par conséquent, l'ampleur de la contraction du lit dans le lit fluidisé triphasique diminue avec l'augmentation de la pression et /ou la température.

CHAPITRE IV :

APPLICATION DE LA FLUIDISATION TRIPHASIQUE POUR LE TRAITEMENT BIOLOGIQUE DES EAUX USEES

IV .1. INTRODUCTION [36, 37]

- Définition

Les bioréacteurs à lit fluidisé triphasique sont composés essentiellement d'un milieu de petites particules couvertes de biofilm et d'une phase gazeuse (air ou oxygène pure) pour l'aération dans un liquide ascendant (eau ou eau usée). Ce type de procédé est prévu pour traiter de grandes quantités d'eau et d'eaux usées en éliminant les polluants organiques et inorganiques par les micro-organismes immobilisés sur la surface solide.

- Avantages

Les avantages majeurs des bioréacteurs à lit fluidisé par rapport aux bioréacteurs à lit fixe et par rapport aux autres types de bioréacteurs tels que les procédés à boue activée, les contacteurs biologiques rotatifs, et les filtres submergés sont les suivants : [38]

- La fluidité du lit permet de mener les opérations en continu, éventuellement de manière automatique.
- Le bon mélangeage des particules solides rend le réacteur parfaitement agité.
- Les transferts de chaleur et de matière sont rapides, comparés aux autres modes de contact. Les échangeurs de chaleur peuvent être réduits en taille.
- Pas d'encrassement du système suite à l'accumulation de biomasse.
- Une concentration élevée et variable de la biomasse avec une importante surface de contact solide-liquide.
- Une importante surface spécifique du biofilm par unité de volume du lit, réduisant ainsi la taille des réacteurs et le coût de construction.
- Il est particulièrement bien adapté pour de grandes installations industrielles.

Pour la compréhension des phénomènes de transfert dans le bioréacteur à lit fluidisé triphasique, nous nous sommes intéressés à la compréhension des phénomènes physiques dans le biofilm :

IV.2. PHENOMENES PHYSIQUES DANS LE BIOFILM [39]

Le biofilm est composé de cellules immobilisées sur un « substrat » et fréquemment encastrées dans une matrice de polymères organiques produits par les cellules. Les auteurs précisent que les biofilms ne sont pas nécessairement uniformes dans le temps et l'espace et dans la composition.

IV.2.1. Composition

La composition du biofilm dépend beaucoup des espèces colonisant le substrat ainsi que des caractéristiques physiques et chimiques de l'environnement qui l'entoure.

Le premier composant du biofilm consiste en des cellules. Initialement immobilisées sur un substrat, ces cellules croissent et se développent en colonies. Ensuite, ces colonies forment une couche de cellules et de substances extra-polymériques (EPS).

Le deuxième composant principal est constitué par les exo-polymères constituant la matrice gélatineuse. Ces biopolymères sont fonction des organismes, des nutriments disponibles, des conditions de croissance.

IV.2.2. Structure

La structure spatiale des biofilms a été décrite généralement comme une couche monocellulaire encastrée dans une matrice gélatineuse, plutôt homogène, avec une densité spécifique, une porosité et une épaisseur.

IV.2.3. Les transferts dans les biofilms

L'analyse théorique des cinétiques de la réaction dans les films microbiens est plus compliquée que celle dans les procédés à cellules en suspension. En effet, dans le système à cellules en suspension telle que la boue activée, la vitesse de dégradation est contrôlée par la vitesse de réaction métabolique. Tandis que, dans les systèmes à biofilm, la vitesse de transfert du substrat dans le biofilm et la vitesse de réaction métabolique participent les deux dans le procédé de dégradation.

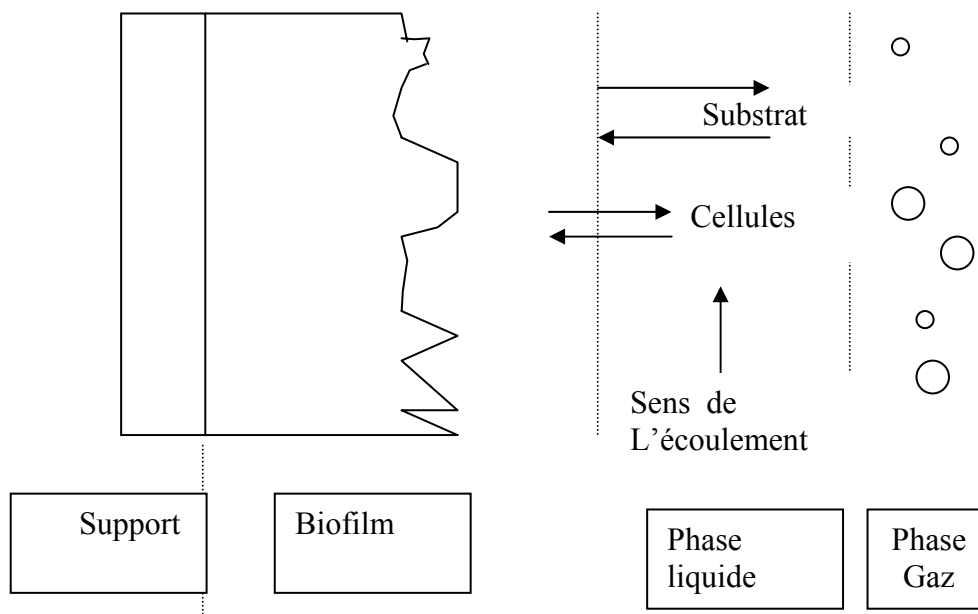


Figure IV.1 : Représentation schématique des interactions dans l'environnement du biofilm

IV.2.4. Evolution de la concentration du substrat

L'évolution de la concentration du substrat est schématisée dans la (figure N°IV.2). Dans la phase liquide, à une distance suffisante de la surface du biofilm, la concentration du substrat (S_l) est uniforme et suit la direction de l'écoulement. Mais, à l'interface eau-biofilm, il se produit une diminution de la turbulence et de la vitesse d'écoulement du liquide. Dans cette couche de liquide appelée « couche limite », la concentration du substrat diminue de S_l à S^* , qui est la concentration du substrat exactement à la surface du film ($S_l > S^*$).

Il est possible de déterminer le flux du substrat par diffusion à travers un film laminaire d'eau représentant la couche limite. Dans ce cas, la quantité de substrat transportée par unité de surface de la couche et par unité de temps peut être représentée par l'équation de (Iwai et Kitao, 1994) qui est la suivante :

$$N = -\frac{dS}{dz} = \frac{-D}{\delta} (S^* - S_l) \quad (IV.1)$$

Où:

N	: flux du substrat à travers la couche laminaire,	$[M L^{-2} T^{-1}]$.
D_w	: coefficient de diffusion du substrat dans l'eau	$[L^2 T^{-1}]$.
S_l	: concentration du substrat dans la phase liquide	$[M L^{-3}]$
S^*	: concentration du substrat à la surface du biofilm	$[M L^{-3}]$.
δ	: épaisseur de pénétration du substrat dans le biofilm	$[L]$.
z	: coordonnée spatiale perpendiculaire au substratum.	$[L]$.

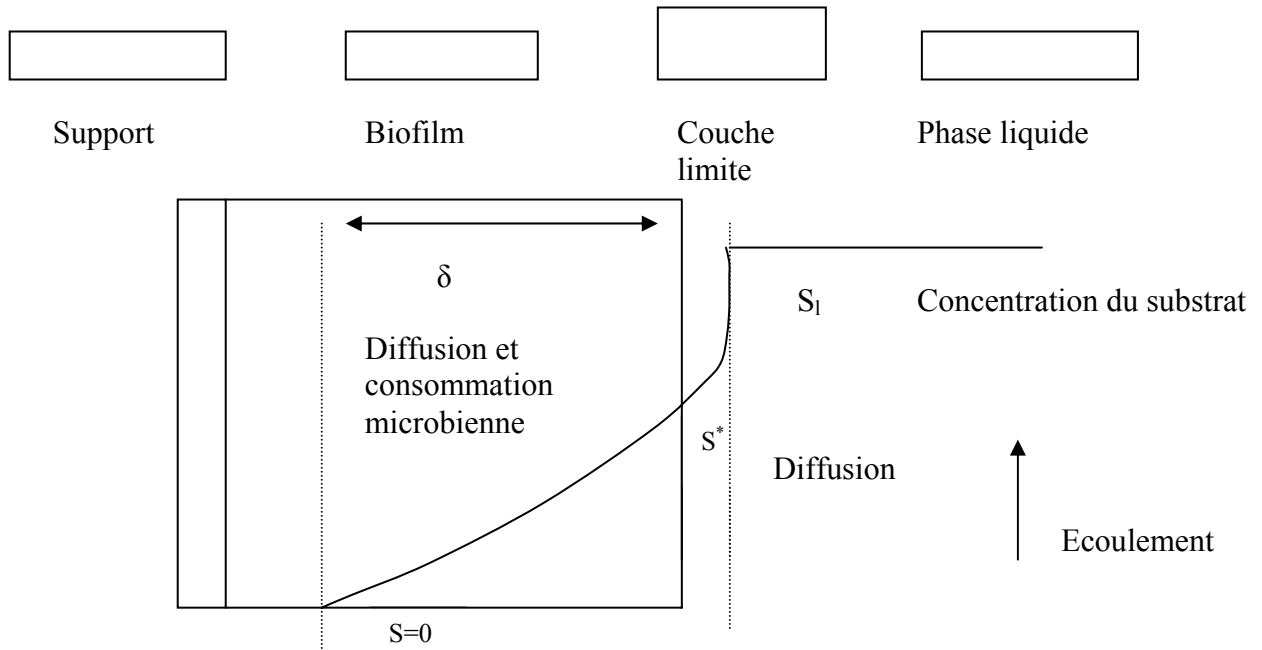


Figure IV.2 : Evolution de la concentration du substrat dans le système à biofilm

IV.2.5. Gradients du substrat dans le biofilm

Après la couche limite, les composés dissous pénètrent dans le biofilm où ils sont habituellement considérés à se déplacer par diffusion. La loi de Fick a été adoptée dans le but de prendre en compte le volume de liquide inclus dans la matrice du biofilm.

$$N_f = -D_f \cdot \varepsilon \cdot \frac{dS_f}{dz} \quad (IV.2)$$

Où :

N_f : flux du substrat à travers le biofilm	$[M L^{-2} T^{-1}]$.
D_f : coefficient de diffusion du substrat dans le biofilm	$[L^2 T^{-1}]$.
S_f : concentration du substrat dans la phase liquide	$[M L^{-3}]$.
z : coordonnée spatiale perpendiculaire au substratum	$[L]$.
ε : fraction de volume de la phase liquide dans le biofilm.	

IV.2.6. Détachement du biofilm [40]

Le détachement est un mouvement physique des cellules microbiennes de la matrice du biofilm, d'où il en résulte une perte de matière. Et cette dernière est généralement en mouvement dans le liquide qui est en contact avec le biofilm.

a. Mécanismes de détachement

Le détachement peut se produire à travers trois mécanismes :

- L'érosion : c'est un processus continu par lequel des pièces relativement petites sont éliminées de la surface externe du biofilm. Chaque événement d'érosion a un petit impact sur le biofilm, mais, puisque les événements se produisent continuellement, l'érosion peut être un mécanisme de perte significatif.
- Sloughing (perte) : c'est une perte brusque et intermittente de larges segments de biofilm. Le segment enlevé s'étend en profondeur dans le biofilm. Un événement de sloughing peut causer un changement profond de la structure physique et microbiologique du biofilm.
- Scouring : « récurage » : il entraîne l'élimination de larges segments de biofilm à travers l'action de fortes forces physiques, tel que l'abrasion et le raclage.

b. Les facteurs influençant les taux de détachement

Les facteurs influençant les taux de détachement peuvent être classés en deux catégories :

- Les forces physiques agissant sur le biofilm (contrainte de cisaillement)
- La physiologie des microorganismes dans le biofilm (la densité, l'hétérogénéité, les substances polymériques extracellulaires et le taux de croissance spécifique)

IV.2. APPLICATIONS

IV.2.1. Historique [1]

La technique de fluidisation est fort ancienne, du moins sous sa forme artisanale et discontinue. C'est dans le traitement des eaux résiduaires que la fluidisation a trouvé des applications industrielles. Au XIX^e siècle, la purification de l'eau consistait à faire passer l'eau sale des villes à travers une couche de sable : l'eau chargée d'impuretés solides est en quelque sorte filtrée en s'écoulant par gravité à travers un filtre à sable de quelques centimètres d'épaisseur. Malheureusement, au fur et à mesure que le dépôt d'impuretés solides augmente, la couche filtrante devient imperméable, la filtration s'arrête. Il faut "régénérer" ou nettoyer le sable pour continuer l'épuration.

La méthode est simple : on envoie de l'eau sous pression en sens inverse. Sous l'effet de cette pression d'eau, la couche de sable se dilate et les dépôts solides sont entraînés. On peut dire alors que la couche de sable dilatée et agitée forme un véritable lit fluidisé en milieu liquide.

Les bioréacteurs à lit fluidisé n'ont été utilisés comme moyens pour la biodégradation dans le traitement des eaux usées qu'après 1960. Parmi les premiers chercheurs **Weber et col. (1970)** ont étudié le traitement physico-chimique des eaux usées au moyen d'un lit fluidisé garni de charbon actif comme adsorbant. Ils ont observé une croissance de biomasse sur la surface du charbon actif conduisant à une diminution de la pollution nitrée.

Par la suite, **Beer (1970)** et **Jeris et col. (1974)** ont appliqué un lit fluidisé biologique au traitement biologique des eaux pour la dénitrification en utilisant comme support à la fois du charbon actif et du sable. Ces travaux ont montré que ce procédé avait une grande capacité d'épuration par rapport au volume mis en œuvre. Grâce au succès de la dénitrification, ces auteurs ont étendu l'application du lit fluidisé à l'élimination par voie biologique du carbone organique et de l'azote (**Jeris et col ; 1977**). Un effluent urbain a été traité au moyen d'un lit fluidisé garni de sable, l'oxygène dissous étant produit par un dispositif spécifique alimenté en oxygène pur. L'excès de biofilm est ensuite enlevé au moyen d'un système physique favorisant les frottements entre les bioparticules qui étaient préalablement retenues dans un réservoir extérieur avant d'être renvoyées dans le lit fluidisé.

Un procédé similaire a été utilisé dans les travaux de **Butts et col. (1977)**, **Sutton et col. (1981)**, **Nutt et col. (1981)**, **Tsezos et Bendek (1980)**, **Sehic, Wheeldon et Bayley (1981)**, dont les recherches avaient pour but d'améliorer le transfert d'oxygène dans un réacteur de type fluide.

Ainsi, **Butts et col. (1977)** ont utilisé un réacteur agité pour dissoudre de l'oxygène à partir d'oxygène pur. Malgré la grande vitesse d'élimination du substrat (le temps de passage étant entre 1.2 et 3.8 min), le rendement est resté faible notamment à cause d'une limitation en oxygène.

Sehic (1981) a étudié l'application du lit fluidisé à une eau urbaine dans les conditions réelles.

L'oxygénation a été améliorée par la mise en place sur le circuit de recyclage de l'effluent traité, d'un dispositif adapté d'oxygénation.

L'équipe de **Sutton et col. (1981)** a développé un système d'oxygénation appelé « OXITRON » qui par la suite, a été utilisé à une échelle plus importante (autour de 3 à 5 m de hauteur) pour l'épuration carbonée et azotée d'un effluent primaire urbain. Ce type de pilote a été étudié par **Wheeldon et Bayley et Nutt et col. (1981)**. Il y a aussi d'autres oxygénateurs commercialisés comme par exemple le « tube en U » (**Eheart et Speece** cité par **Jeris et col., 1981**).

Dans les mêmes années, **Atinkson et col. (1979)** ont cherché de meilleurs supports qui permettraient d'avoir une meilleure adhésion de la biomasse et d'améliorer ainsi les performances du réacteur. Plusieurs supports varient en taille et en porosité ont été testés.

Par ailleurs, des modifications du lit fluidisé ont été également réalisées, notamment en augmentant la conicité du tube (**Tanaka et col. 1981**) et ce dans le but d'améliorer ainsi la stabilité du lit.

Ces auteurs se sont intéressés uniquement aux lits fluidisés ou expansés nécessitant un apport extérieur en oxygène, à partir d'oxygène pur ou par insufflation d'air. Les travaux concernaient l'épuration aérobie et les réacteurs ont fonctionné en mode biphasique c'est à dire avec prédissolution d'oxygène.

Le lit fluidisé triphasique met en œuvre un support granulaire qui est mis en suspension par l'écoulement simultané d'une phase liquide et air.

Le traitement biologique des eaux par un réacteur fluidisé triphasique a fait l'objet de plusieurs recherches ces dernières années. **Lee et col. (1979)** ont utilisé un réacteur conique à lit fluidisé pour l'élimination du phénol. L'injection directe d'air ou d'oxygène dans la colonne est plus efficace que la prédissolution d'oxygène dissous.

Opplet et Smith (1981) ont étudié l'efficacité de deux colonnes en série, du type lit expansé triphasique garnis de sable, pour l'épuration carbonée et azotée d'une eau urbaine. Cependant, ils ont observé un entraînement des bioparticules et une instabilité du réacteur.

Grasmick et col. (1981) ont mis en place une zone calme en tête du lit fluidisé triphasique afin de séparer les trois phases et récupérer les bioparticules par décantation.

Le choix du distributeur d'air et sa position dans le réacteur ont d'autre part un rôle significatif selon l'étude de **Vanderborght et Gilliard (1981)**.

Il est à noter que le *procédé à lit fluidisé triphasique* pour le traitement biologique des eaux est difficile à maîtriser. En conséquence, plusieurs problèmes de fonctionnement ont été rencontrés dans les études antérieures. La principale limitation est liée à la connaissance de l'attachement du biofilm dans les conditions générées par l'introduction d'air. **Rao et col. (1984)** ont montré que l'épaisseur du biofilm était plus importante en haut de la colonne qu'en bas ce qui montre qu'il est difficile de réguler la croissance du biofilm dans un lit fluidisé biphasique.

Par contre, le lit fluidisé triphasique présente des avantages plus intéressants que le lit fluidisé aérobie avec prédissolution d'oxygène :

- L'aération directe du réacteur conduit à un meilleur transfert d'oxygène à travers toute la zone de réaction (**Lee et col 1979 ; Vanderborght et Gilliard, 1981 ; Ryhiner et col., 1988**),
- Les gradients axiaux d'oxygène sont éliminés (**Dunn et col, 1987**),
- Le contrôle de l'épaisseur du film biologique est meilleur (**Forster et col, 1986**).

Dans ce qui suit, nous présentons les conditions opératoires adoptées par différents chercheurs pour le traitement des eaux usées dans les bioréacteurs à lit fluidisé triphasique (voir tableau n° IV.1).

Tableau N°IV.1 : Conditions opératoires des bioréacteurs à lit fluidisé triphasique pour le traitement des eaux usées.

Tableau N°IV.1 : Conditions opératoires des bioréacteurs à lit fluidisé triphasique pour le traitement des eaux usées

Auteur	Dimensions du bioréacteur	Caractéristiques des phases	Conditions opératoires	Analyses effectuées et évaluation expérimentale	Résultats obtenus et observations	
A. Hirata Y. Hosaka H. Umezawa (1990). [41]	$D_c = 5 \text{ cm}$ $H_c = 320 \text{ cm}$	Charbon actif	$U_l = 0.22\text{-}0.50 \text{ cm/s}$ $U_g = 0.15\text{-}0.90 \text{ cm/s}$ $C_{\text{phé}} = 42.5\text{-}117.5 \text{ g/cm}^3$	◆ $C_{\text{phé}}$ à l'entrée et à la sortie ◆ OD à l'entrée et à la sortie ◆ PH à l'entrée et à la sortie ◆ Epaisseur du biofilm	◆ La biooxydation du phénol peut être évaluée simplement par le traitement de l'utilisation du substrat comme une réaction d'ordre zéro. ◆ Les résultats expérimentaux d'élimination du phénol sont bien expliqués par une équation basée sur la supposition que l'absorption de l'oxygène est considérée comme étape déterminante. ◆ Le taux volumique d'élimination du phénol augmente par l'augmentation de la quantité d'oxygène fournie au bioréacteur à lit fluidisé triphasique.	
H.Ted Chang Bruce E. Rittmann D.Amar (1991). [32]	$D_c = 10 \text{ cm}$ $H_c = 2 \text{ m}$	Billes de verre $d_p = 375 \mu\text{m}$ $U_{mf} = 4.32 \text{ m/h}$	$Q_{\text{alim}} = 39 \text{ l/h}$ $C_s = 0.09 \text{ mg COT/cm}^2$ $U_{\text{recir}} = 50\text{-}100 \text{ m/h}$ (lit fluidisé biphasique)	◆ COT ◆ VSS ◆ VS ◆ C_p ◆ $X_f L_f$	$H = 143\text{-}200 \text{ cm}$ $X_f = 14.0\text{-}62.0 \text{ mgVS/cm}^3$. $L_f = 7.1\text{-}32.0 \mu\text{m}$ $b_s = 0.22\text{-}7.43 \text{ j}^{-1}$ $C_p = 265.2\text{-}684.4 \text{ g/l}$ $Re = 0.55\text{-}1.17$	◆ L'attrition particule-particule et la turbulence du liquide rend le biofilm plus dense et plus mince. ◆ Le taux de détachement spécifique du biofilm b_s est augmenté par l'augmentation de C_p et de la turbulence (Re). La turbulence et l'attrition dans le lit fluidisé sont des facteurs dominants qui contrôlent b_s.

Suite du tableau N°VI.1:

Auteur	Dimensions du bioréacteur	Caractéristiques des phases	Conditions opératoires	Analyses effectuées et évaluation expérimentale	Résultats obtenus et observations	
F.Trinet R.Heim. D. Amar. H.T Chang et E.Rittmann (1991). [42]	Dc = 10 cm H = 2m	Billes de verre dp= 375µm ρp = 2.5g/l	Qalim = 45 l/h Ug =12.5-60 m/h Ul =48-130 m/h Wpt=1631-7657g Cs = 0.9 – 3.5 g.TOC /m2/j	♦ COT dans l'influent et l'effluent ♦ O₂ et CO₂ dans l'air et dans l'eau à l'entrée et à la sortie du réacteur ♦ Les solides en suspension ♦ La biomasse attachée (X_fL_f) ♦ La concentration des billes de verre (C_p). ♦ Polysaccharides dans le biofilm	H = 65-142 cm Xf = 22-222 g/l Lf = 1.8-12 µm bs = 1-17.3 j-1 PS = 4.84-8.74 g/g Cp = 321-871 g/l Re = 0.805-1.406	♦ Il existe un seuil (Cp=650g/l) au-delà duquel l'attrition entre les bioparticules, résultant d'une importante concentration du milieu support et d'une importante turbulence du gaz, mène à la formation d'un biofilm mince et dense. ♦ Le taux de détachement du biofilm b_s est proportionnel à PS et inversement proportionnel à C_p. ♦ La valeur de b_s est maximisée dans le lit fluidisé triphasique par l'augmentation de U_l, qui diminue C_p, et par l'augmentation de U_g ou la diminution de C_s, les deux augmentent PS. ♦ La phase gazeuse dans le lit fluidisé triphasique est un facteur important pour maintenir le biofilm avec une épaisseur <20µm pour l'intervalle de COT dans la charge examiné.

Suite du tableau N°VI.1 :

Auteur	Dimensions du bioréacteur	Caractéristiques des phases	Conditions opératoires	Analyses effectuées et évaluation expérimentale	Résultats obtenus et observations	
A.Hirata H.Umezawa E.Endou Y.Hosaka (1992). [41]	$D_c = 48 \text{ cm}$ $H_c = 5 \text{ m}$ $H_{\text{lit fluidisé}} = 3 \text{ m}$	$d_p = 0.15-0.30 \text{ mm}$	$Q_{\text{effl}} = 15.6 \text{ m}^3/\text{h}$ $U_{\text{air}} = 0.8 \text{ cm/s}$ $T_{\text{rés}} = 50 \text{ min}$ $C_v = 28.7 \text{ m}^3/\text{m}^3 \text{ lit.j}$ $DCO_{\text{inf}} = 35-75 \text{ g/m}^3$	◆ DCO ◆ DO ◆ T_p à l'entrée et à la sortie. ◆ Comparaison entre le bioréacteur à lit fluidisé triphasique et contacteur biologique rotatif.	$DCO_{\text{eff}} = 10-25 \text{ g/m}^3$ $OD_{\text{sortie}} \geq 1 \text{ g/m}^3$ (pour maintenir les conditions aérobies) $DCO_{\text{élimi}} = 1.2 \text{ kg DCO/m}^3 \cdot \text{j}$ (pour le lit fluidisé triphasique) $DCO_{\text{élimi}} = 0.3 \text{ kg DCO/m}^3 \cdot \text{j}$ (pour le contacteur biologique rotatif)	◆ Le taux d'élimination de la DCO dans le bioréacteur à lit fluidisé triphasique est supérieur à celui obtenu dans le contacteur biologique rotatif. ◆ Les installations de traitement à lit fluidisé triphasique nécessite 1/8 de la surface nécessaire aux installations à contacteur biologique rotatif et 1/5 du prix de construction. Bien que les eaux usées contiennent une variété de polluants avec différentes biodégradabilités de concentrations variables, elles peuvent être traitées d'une façon continue par un bioréacteur à lit fluidisé triphasique pour satisfaire les normes (30 g/m^3)

Suite du tableau N°IV.1:

Auteur	Dimensions du bioréacteur	Caractéristiques des phases	Conditions opératoires	Analyses effectuées et évaluation expérimentale	Résultats obtenus et observations	
Z. Zhongyan. Y.W.Huang G.Y.Jinyang. (1994). [37]	Dc = 0.3 m Hc = 1.2 m V = 25 l	Charbon actif dp = 2mm hp = 3-5 mm	DBO5/DCO= 0.4-0.6	◆ DCO, OD ◆ Effet du temps de rétention sur l'eau usée ◆ Relation entre la concentration de la DCO dans l'influent et le taux d'élimination de la DCO.	◆ OD =5.5-.5mg/l ◆ $t_{\text{rét}} = 6-42$ h - DCO_{inf}= 2234-2114 mg/l - DCO_{eff}=1064-150 mg/l - Taux d'élimination= 52.4-92.9 % ◆ charge volumique de DCO = 0.5-3.5 kg/m³.j - DCO_{inf}=487- 3498 mg/l - DCO_{eff}=298-591 mg/l - Taux d'élimination= 52.4-92.9 %	◆ Le prolongement du temps de rétention mène à l'augmentation graduelle du taux d'élimination de la DCO. ◆ Une concentration de la DCO dans l'influent et une charge volumique faibles donnent des taux d'élimination faibles à cause du manque de nutriments fournis de l'eau usée pour les besoins de croissance des microorganismes. Une concentration de la DCO dans l'influent et une charge volumique excessives rendent la consommation des nutriments par les microorganismes difficile dans une certaine période de temps. ◆ La sélection du support, la domestication du film formé, le temps de rétention convenable de l'eau usée et le rapport entre l'air et l'eau sont d'une importance cruciale pour atteindre un bon résultat dans le traitement de l'eau usée par bioréacteur à lit fluidisé triphasique.

Suite du tableau N°IV.1 :

Auteur	Dimensions du bioréacteur	Caractéristiques des phases	Conditions opératoires	Analyses effectuées et évaluation expérimentale	Résultats obtenus et observations	
H. T Chang B.E Rittmann (1994). [32]	Dc = 10 cm	dp = 375µm ρp = 2.5g/l Wpt=3.273 kg σl=72.75dyne/cm μl = 1.002 cp	U _l =10-100 m/h U _g = 10-300 m/h H _{lit} fixe=31.60 cm ε = 0.4	♦ H_l =f(L_f) ♦ H_l = f(ρ_p) ♦ H_l = f(U_g) ♦ H_l =f(U_l)	U_l =76m/h U_g =15 m/h H_{fluidisé} (particules propres)=105.6cm Pour :L_f= 0-20µm H= 105.6-150 cm L_f = 10µm U_{l1} =76m/h U_{l2} =10m/h L_f=10µm U_g =10-300 m/h L_f=10µm U_l = 10-100 m/h	♦ La croissance du biofilm augmente le diamètre de la particule couverte de biofilm et diminue sa densité, ceci a comme conséquence l'augmentation de la hauteur du lit. ♦ La hauteur du lit est plus sensible à la variation de la vitesse du liquide pour des particules légères que pour les particules plus denses. ♦ La hauteur du lit en expansion augmente quand la vitesse du gaz augmente. ♦ La hauteur du lit augmente quand la vitesse du liquide augmente.

Suite du tableau N°IV.1 :

Auteur	Dimensions du bioréacteur	Caractéristiques des phases	Conditions opératoires	Analyses effectuées et évaluation expérimentale	Résultats obtenus et observations	
H. Yu B. Rittmann (1997). [43]	Hc = 145 cm Vc = 1.8 l HR = 155 cm VR = 2.3 l DR = 4cm	dp=0.65-0.77mm $\rho_p = 2.46 \text{ g/l}$ Wpt= 444.5 g $\rho_l = 1.00 \text{ g/cm}^3$ $\mu_l = 0.001 \text{ pa-s}$	U _I = 3.32-6.63cm/s U _g =0-1.25 cm/s	◆ Comparaison des résultats expérimentaux aux résultats de modélisation (application aux particules propres). ◆ $H_l = f(U_g)$ ◆ $\epsilon_s = f(U_g)$ ◆ $\epsilon_l = f(U_g)$ ◆ $\epsilon_g = f(U_g)$	U_g=1.25 cm/s et U_I=5.31 cm/s, H=57cm (d_p=0.77 mm) H=67cm (d_p=0.65 mm) U_I =6.63 cm/s et U_g =0-1.25 cm/s H chute de: 30 cm pour d_p=0.65 mm 11 cm pour d_p=0.77 mm et ϵ_s augmente de : 32.7% pour d_p=0.65 mm 15.2% pour d_p=0.77 mm U_I =3.32 cm/s U_g =0-1.25 cm/s La contraction du lit est seulement de 6 cm. U_I=3.32-6.63 cm/s U_g=0 cm/s L'expansion du lit est : 72 cm (d_p=0.65 mm) 41 cm (d_p=0.77 mm) U_g =1.25 cm/s: L'expansion du lit est: 48 cm (d_p=0.65 mm) 32 cm (d_p=0.77 mm)	◆ Une bonne concordance entre les résultats expérimentaux et les résultats de modélisation, la hauteur du lit est plus faibles pour des particules de taille plus large ◆ Le degré de contraction du lit est plus important pour les particules de plus faible taille. ◆ La contraction du lit est plus faible à plus faibles vitesses de liquide. ◆ La vitesse du liquide a un large effet sur l'expansion du lit pour les plus petites particules.

	D= 7cm	$d_p = 1.55 \text{ mm}$ $\rho_p = 1.51 \text{ g/cm}^3$ $W_{pt} = 1.478 \text{ kg}$	$U_l = 0.44\text{-}1.36 \text{ cm/s}$ $U_l = 0.49\text{-}1.4 \text{ cm/s}$ $U_l = 0.43\text{-}1.4 \text{ cm/s}$		◆ $L_f = 70 \mu\text{m}$ $X_f = 80 \text{ kg/m}^3$ $H_{\text{mesurée}} = 75\text{-}95 \text{ cm.}$ $H_{\text{prédite}} = 66\text{-}95 \text{ cm}$ ◆ $L_f = 112 \mu\text{m}$ $X_f = 80 \text{ kg/m}^3$ $H_{\text{mesurée}} = 86\text{-}116 \text{ cm.}$ $H_{\text{prédite}} = 79\text{-}112 \text{ cm}$ ◆ $L_f = 178 \mu\text{m}$ $X_f = 80 \text{ kg/m}^3$ $H_{\text{mesurée}} = 110\text{-}163 \text{ cm.}$ $H_{\text{prédite}} = 95\text{-}140 \text{ cm}$ ◆ $L_f = 4.5 \mu\text{m}$ $X_f = 80 \text{ kg/m}^3$ $H_{\text{mesurée}} = 68\text{-}93 \text{ cm.}$ $H_{\text{prédite}} = 69\text{-}89 \text{ cm}$ ◆ $L_f = 42 \mu\text{m}$ $X_f = 80 \text{ kg/m}^3$ $H_{\text{mesurée}} = 106\text{-}138 \text{ cm.}$ $H_{\text{prédite}} = 93\text{-}122 \text{ cm}$ ◆ $L_f = 106 \mu\text{m}$ $X_f = 80 \text{ kg/m}^3$ $H_{\text{mesurée}} = 162\text{-}203 \text{ cm.}$ $H_{\text{prédite}} = 156\text{-}199 \text{ cm}$	◆ Les valeurs de C_D pour les sphères rigides sont plus faibles que les valeurs de C_D pour les bioparticules, ceci semble intuitivement correct puisque le biofilm augmente la rugosité de la surface et l'absorption de l'énergie. ◆ L'indice d'expansion n ne montre pas une dépendance claire de Re_t, ce qui indique qu'il pourrait y avoir d'autres facteurs inconnus qui affectent l'indice n. ◆ Le modèle développé peut prédire quantitativement la hauteur du lit fluidisé et les rétentions des phases pour les réacteurs à lit fluidisé triphasique et biphasique et avec biofilm tant que les corrélations appropriées de C_D et n sont utilisées.
	D=7cm	$d_p = 0.605 \text{ mm}$ $\rho_p = 1.51 \text{ g/cm}^3$ $W_{pt} = 1.431 \text{ kg}$	$U_l = 0.44\text{-}0.8 \text{ cm/s}$ $U_l = 0.37\text{-}0.71 \text{ cm/s}$ $U_l = 0.37\text{-}0.66 \text{ cm/s}$	◆ Comparaison des résultats de modélisation avec les résultats expérimentaux de Ngian et Martin (1980) (application aux bioparticules) ◆ $C_D = f(Re_t)$ ◆ $n = f(Re_t)$		

Roustan B.Capdeville D.Bastoul [44]	Colonne 1, 2, 3	Billes de verre : $d_p = 0.38 \text{ mm}$ $\rho_p = 2500 \text{ kg/m}^3$ $U_{mf} = 6.5 \text{ m/h}$ $U_t = 145 \text{ m/h}$ $n = 3.5$	$U_G = 10-160 \text{ m/h}$ $U_l = 20-120 \text{ m/h}$ $R(H_0/H_c)=10-40 \%$	Comportement hydrodynamique du lit fluidisé triphasique avec les cinq (05) support	◆ Pour des particules petites et lourdes (sable et billes de verre), la coalescence des bulles est observée et les valeurs du taux de transfert ont beaucoup diminué par rapport aux systèmes diphasiques (G/L) le régime hydrodynamique dans le lit fluidisé est très hétérogène et les bioparticules sont entraînées du bioréacteur, ce qui nécessite un système de récupération des particules entraînées. ◆ Les particules O.S.B.G présentent au contraire des taux de transfert presque identiques aux systèmes diphasiques (G/L), pas de coalescence ou une très légère coalescence de bulles peut être observée. Lorsque employées pour le traitement biologique des eaux usées, ces particules sont couvertes d'un biofilm mince et très active qui ne modifie ni le diamètre ni la densité des particules. Les conditions de fluidisation étant stables, il n'y pas d'entraînement des bioparticules. L'efficacité d'élimination de la pollution atteint 90% et reste constante pour une longue période.
	D = 0.08 m				
	H = 2.3 m				
	Colonne 4 :				
	D = 0.15m	Particules OSBG1: $d_p = 2.7 \text{ mm}$ $\rho_p = 1180 \text{ kg/m}^3$ $U_{mf} = 18 \text{ m/h}$ $U_t = 260 \text{ m/h}$ $n = 3.3$	$U_G = 10-160 \text{ m/h}$ $U_l = 30-120 \text{ m/h}$ $R(H_0/H_c)=10-40 \%$	Application au traitement des eaux usées en utilisant le support OSBG 1 :	
	H = 2.3 m	OSBG 2: $d_p = 3.5 \text{ mm}$ $\rho_p = 1245 \text{ kg/m}^3$ $U_{mf} = 42 \text{ m/h}$ $U_t = 380 \text{ m/h}$ $n = 2.5$	$U_G = 10-170 \text{ m/h}$ $U_l = 50-200 \text{ m/h}$ $R(H_0/H_c)=10-40 \%$	ODT à l'entrée et à la sortie	
		OSBG 3: $d_p = 3 \text{ mm}$ $\rho_p = 1600 \text{ kg/m}^3$ $U_{mf} = 64 \text{ m/h}$ $U_t = 555 \text{ m/h}$ $n = 2.5$	$U_G = 10-160 \text{ m/h}$ $U_l = 60-260 \text{ m/h}$ $R(H_0/H_c)=10-40 \%$	COT à l'entrée et à la sortie	
		OSBG 4: $d_p = 4 \text{ mm}$ $\rho_p = 1015 \text{ kg/m}^3$ $U_{mf} = 14 \text{ m/h}$ $U_t = 119 \text{ m/h}$ $n = 2.2$	$U_G = 10-160 \text{ m/h}$ $U_l = 20-60 \text{ m/h}$ $R(H_0/H_c)=10-40 \%$	Production de boue	

IV.3. DIFFERENTS BIOREACTEURS ET PROCEDES

IV.3.1. Les filtres biologiques submergés [39]

Ils sont garnis avec des solides submergés sur lesquels le biofilm croit :

- Les lits fixés où le support de biofilm est immobilisé dans le réacteur.
- Les lits en expansion où le filtre support est soulevé par un écoulement d'eau ou d'air.
- Les lits fluidisés où les particules support sont en mouvement dans le réacteur par une importante vitesse d'écoulement.

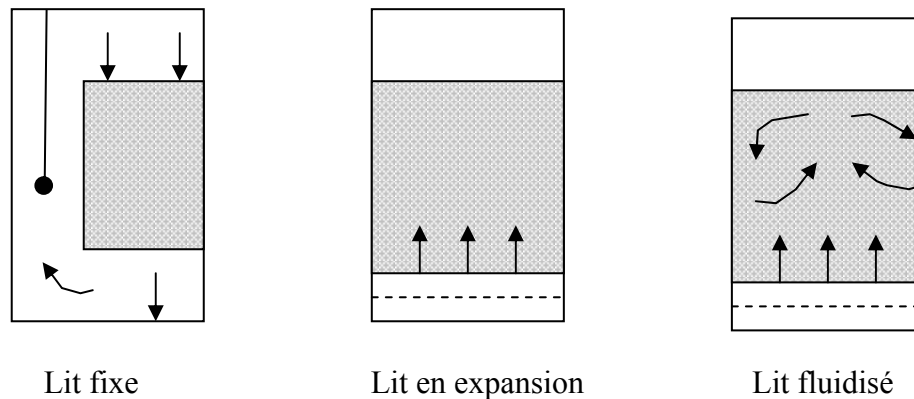


Figure IV.3 : lits fixe, en expansion, fluidisé

IV.3.2. Les filtres percolateurs

Ils consistent généralement en lits de support circulaires ou rectangulaires avec de l'eau usée aspergée continuellement ou dis-continuellement à travers un distributeur situé au-dessus du lit. L'air s'écoule à travers le filtre par convection fournissant ainsi l'oxygène nécessaire pour maintenir les conditions aérobies.

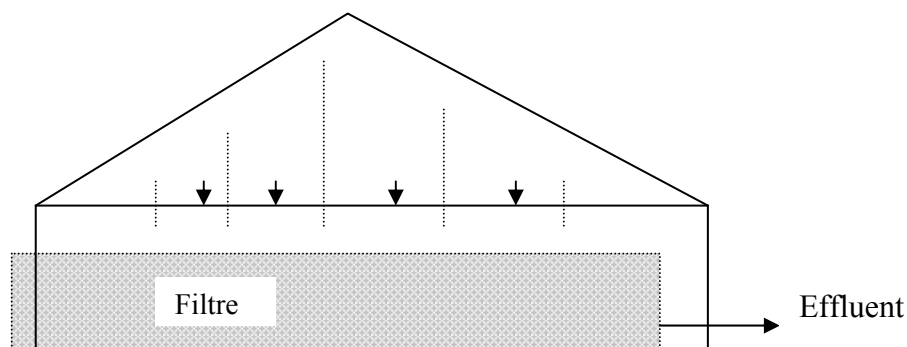


Figure IV.4 : Représentation schématisique du filtre percolateur

IV.3.3. Les contacteurs biologiques rotatifs

Ils consistent en disques submergés partiellement ou entièrement dans l'eau usée. Les microorganismes croissent sur la surface des disques.

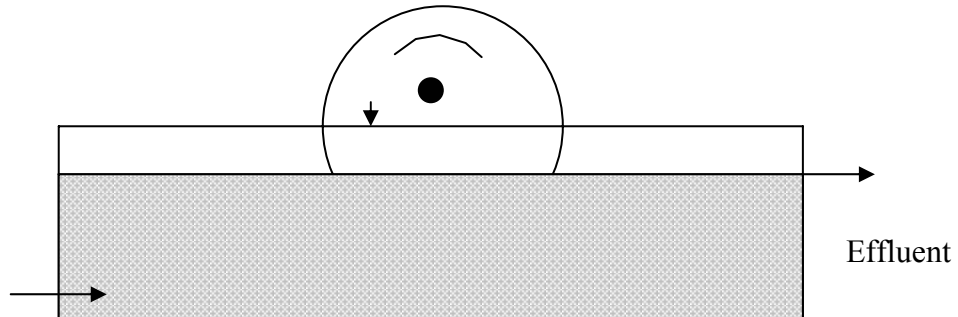


Figure IV.5 : Représentation schématique du contacteur biologique rotatif

CHAPITRE V

QUALITE DES EAUX REJETEES PAR LA RAFFINERIE D'ALGER

Comme nous l'avons mentionné auparavant dans l'exposé du problème, chapitre I, la pollution des eaux par les hydrocarbures est l'une des formes les plus graves de la pollution quelle soit due aux transport maritime et aux accidents de forage ou quelle provient de l'industrie telles que les raffineries de pétrole.

Notre intérêt donc s'est porté sur les eaux rejetées par la raffinerie de Sidi Arcine. Dans le but de caractériser ces eaux, nous avons suivi leur qualité pendant plusieurs mois.

Avant de présenter les résultats de ces mesures, nous avons jugé utile de présenter une description de la raffinerie en expliquant ses objectifs et le cheminement des différentes eaux provenant de plusieurs endroits de la raffinerie.

V.1. DESCRIPTION DE LA RAFFINERIE

V.1.1. Situation géographique de la raffinerie d'Alger

La raffinerie d'Alger est le premier complexe de pétrole construit en Algérie, bâtie sur une superficie totale de 180 hectares. Elle est située à :

- 15 Km du littoral, en bordure de Sidi Arcine
- 5 Km au sud d'El Harrach
- 20 Km à l'est d'Alger.

V.1.2. Objectifs de la raffinerie d'Alger

La raffinerie d'Alger a pour objectif de traiter le pétrole brut de Hassi Messaoud, afin de satisfaire essentiellement la demande du marché national en carburant (essences, kérosène, gas-oil, propane et butane) et l'exportation des produits comme le Naphta et le fuel.

Le milieu récepteur des effluents liquides de la raffinerie d'Alger est l'oued Adda, qui se dirige vers la station d'épuration des eaux usées de Baraki.

Le 19 Février 1964, date de démarrage de la raffinerie d'Alger, la quantité du pétrole brut traitée annuellement était de 1400.000 tonnes. Une extension en 1971 des installations porta sa capacité à 2700.000 tonnes par an et actuellement la quantité de pétrole brut traitée est de 2900.000 tonnes par an.

V.1.3. Estimation du débit d'eau usée rejetée par la raffinerie :

Dans le souci d'une estimation de la pollution globale rejetée par la raffinerie d'Alger et pour pouvoir préconiser un traitement fiable, il faut avant tout procéder à l'estimation des quantités d'eau rejetées par différentes unités.

Les eaux contaminées par les hydrocarbures proviennent principalement du dessaleur, des purges des bacs et des ballons de séparation.

V.1.3.a. Le dessaleur :

Dans le cas de la raffinerie d'Alger, la quantité d'eau utilisée pour le dessalement du brut est de 4% par tonne de brut traité.

Sachant que la raffinerie d'Alger traite au maximum 450 m³/h de pétrole brut dont la densité est de 0.790.

La quantité quotidienne de pétrole brut traitée est de :

$$M = 790 \times 450 \times 24 = 8532 \text{ tonnes/j.}$$

Donc, la quantité d'eau usée de dessalement rejetée par jour est de :

$$Q = M \times 4\%$$

$$Q = 8532 \times 0.04 = 342 \text{ tonnes/j}$$

V.1.3.b. Eaux de purge des bacs :

- Eaux de purge de brut :

Il existe trois bacs de stockage du brut de capacité de 35000m³ chacun. La hauteur de l'eau varie de 20 à 40 cm de la hauteur totale du bac.

- Eaux de purge des produits finis :

Les bacs des produits finis purgés sont ceux du : kérosène, gas-oil, carburant auto (normal et super), essence, fuel.

La hauteur de l'eau mesurée dans les bacs des produits finis est pour :

- a. Le kérosène, la hauteur est de 10 à 25 cm
- b. Le gas-oil, la hauteur est de 8 à 15 cm et de 10 à 30 cm
- c. Le carburant –auto, la hauteur est de 8 à 15 cm et de 10 à 15 cm
- d. L'essence, la hauteur est de 10 à 20 cm et de 18 à 25 cm
- e. Le fuel, la hauteur est de 2 à 4 cm
- f. Les slops, la hauteur est de 60 à 90 cm.

V.1.3.c. Eaux des utilités :

- Purges continues d'eau pour les deux chaudières sont de 50 m³/j
- Purges continues des pompes de la salle des machines de la centrale sont de 11 m³/j
- Purge du thermo-circulateur est de 120 m³/j
- Lavage des filtres et pertes : 60 m³/j
- Purges des adoucisseurs : 3 m³/j
- D'où la quantité globale d'eau rejetée au niveau de la centrale de 244 m³/j

V.1.3.d. Purges des ballons de séparation :

Au total, il existe 7 ballons qui peuvent contenir de l'eau du procédé.

La quantité totale de l'eau de tous les ballons est estimée à $7.6 \text{ m}^3/\text{j}$

V.1.3.e. Eaux de refroidissement des pompes :

Ces eaux proviennent de la centrale. Elles passent à travers le circuit de refroidissement des pompes et sont évacuées vers le bassin API.

La quantité purgée par jour varie de 359 à $1900 \text{ m}^3/\text{j}$

En additionnant ces quantités d'eau provenant :

Du dessaleur : $342 \text{ m}^3/\text{j}$

Des utilités : $244 \text{ m}^3/\text{j}$

Des purges des ballons de séparation : $7.6 \text{ m}^3/\text{j}$

Des eaux de refroidissement des pompes : $360 \text{ m}^3/\text{j}$

Des purges des bacs : $1900 \text{ m}^3/\text{j}$

On obtient une quantité d'eau rejetée de **$2854 \text{ m}^3/\text{j}$** , donc un débit de **$119 \text{ m}^3/\text{h}$** .

V.1.3.f. Autres origines d'eaux usées :

- **Eaux pluviales :**

Pour une pluviométrie de 58 jours/an, nous avons 41.475 m^3 d'eau pluviale, c à d un débit de $0.113 \text{ m}^3/\text{j}$ qui donne $4.73 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3/\text{h}$ d'eau pluviale.

Extensions prévues dans un avenir proche :

Un nouveau bassin de stockage de brut est en construction d'une capacité de 35000 m^3 , qui va correspondre à une quantité maximale d'eau rejetée de $849.6 \text{ m}^3/\text{j}$, d'où la quantité de $35.4 \text{ m}^3/\text{h}$.

Débit final :

Le débit global pour le dimensionnement des différents ouvrages de traitement sera la somme des :

Débit des différents ouvrages : $Q_1 = 256 \text{ m}^3/\text{h}$

Débit d'eau pluviale : $Q_2 = 4.73 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3/\text{h}$

Débit du nouveau bassin : $Q_3 = 35.4 \text{ m}^3/\text{h}$.

Donc, le débit global est : $Q_{\text{global}} = Q_1 + Q_2 + Q_3$

Alors, **$Q_{\text{global}} = 292 \text{ m}^3/\text{h}$**

V.1.4. Description de l'unité de traitement des eaux usées de la raffinerie d'Alger :

Les eaux usées de la raffinerie d'Alger sont traitées dans une unité de traitement comportant deux réseaux recueillant chacun des effluents spécifiques.(voir figure n° V.1)

- Réseau des eaux non huileuses
- Réseau des eaux huileuses

V.1.4.a. Réseau des eaux non huileuses :

Les eaux non huileuses (eaux des utilités, eaux de pluie) sont acheminées vers un bassin d'accumulation.

V.1.4.b. Réseau des eaux huileuses :

Les eaux huileuses qui proviennent des bacs de stockage, des ballons des unités, des eaux de pompes, des eaux de production, passent par le pré-déshuilage dans deux cellules du bassin de type API (American Petroleum Institute) montées en parallèle, subissent un écrémage, ensuite une filtration à travers des filtres à foin.

- **Pré-déshuilage :**

La séparation des hydrocarbures par gravité constitue l'épuration primaire dans le but de récupérer les huiles. Cette séparation se fait au niveau des cellules API, par différence de densité qui permet de séparer l'huile des matières décantables. L'huile est récupérée en surface par un écrémeur, constitué en un tube métallique ayant une fente longitudinale dont la position du bord est réglable manuellement par rotation.

Cet écrémeur qui est placé en aval du bassin envoie l'huile vers un ballon enterré, de là un groupe d'électropompes la retourne aux réservoirs des huiles récupérées (slops).

- **Filtration :**

A la sortie du décanteur on retrouve une concentration importante d'huile, et pour pallier à ce problème, une série de trois filtres à foin est installée en aval du bassin.

Les dimensions des filtres sont :

- Longueur : 2.43 m
- Largeur : 1.55 m
- Epaisseur : 0.28 m

Et chaque filtre est constitué de trois bottes chacune d'elles est caractérisée par :

- Longueur : 1.04 m
- Largeur : 0.46 m
- Epaisseur : 0.40 m
- Poids : 27 kg

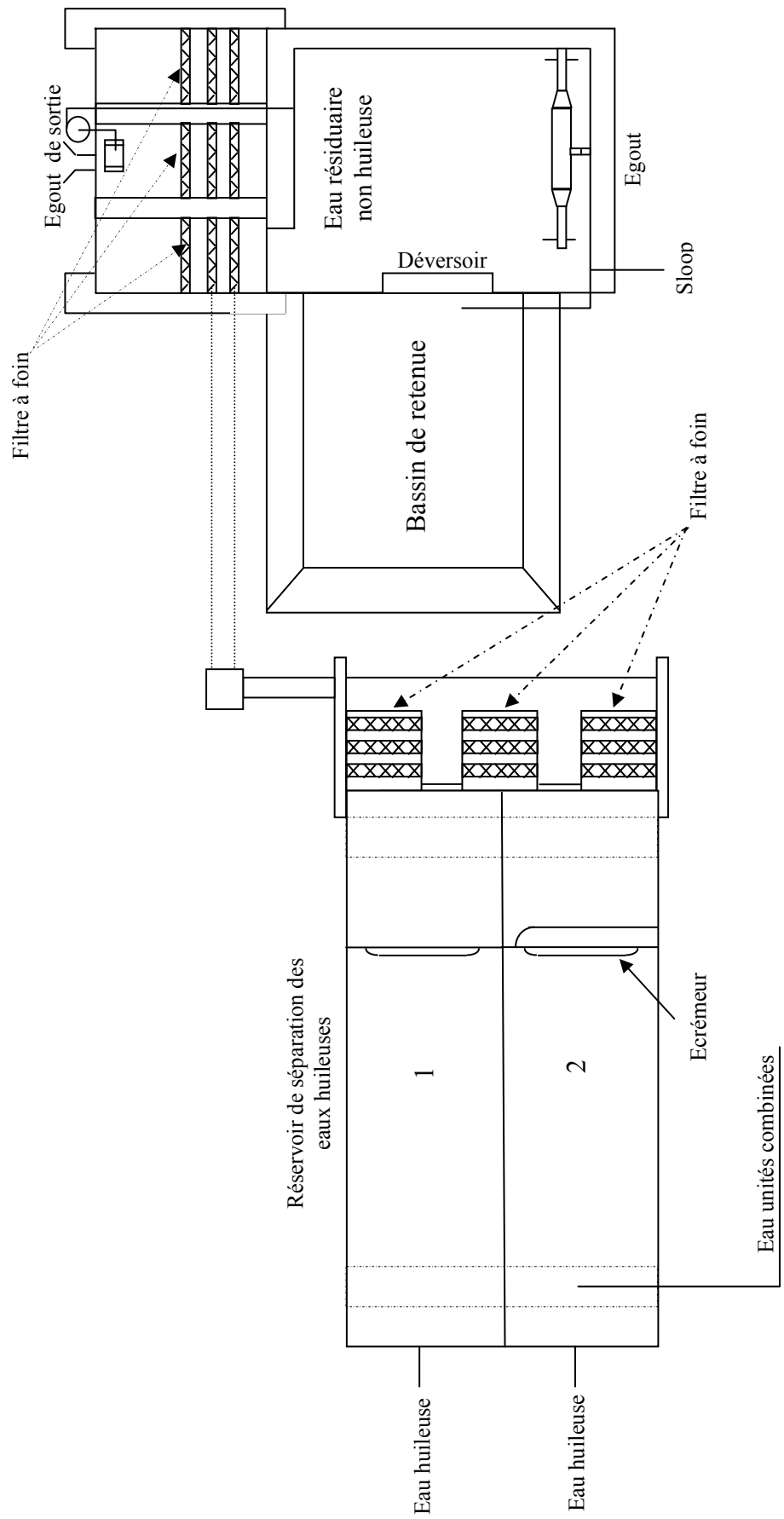


Figure V.1 : Unité de traitement des eaux usées de la raffinerie d'Alger [7]

V.2. Suivi de la qualité des eaux rejetées par la raffinerie d'Alger :

• Introduction :

Pour contrôler la qualité des eaux de rejet de la raffinerie d'Alger, nous avons procédé à la détermination des paramètres de pollution suivants : pH, température, MES, DCO, DBO₅ et le taux d'hydrocarbures.

Pour cela, nous avons mesuré ces paramètres avant et après traitement par les filtres à foin pendant plusieurs mois.

Les résultats obtenus sont présentés dans les graphes suivants :

• Evolution de la température en fonction du temps :

La température de l'eau a été mesurée au moment des prélèvements à l'aide d'un thermomètre à mercure suivant la norme NF T 90-100, avec une précision de $\pm 0.2^{\circ}\text{C}$

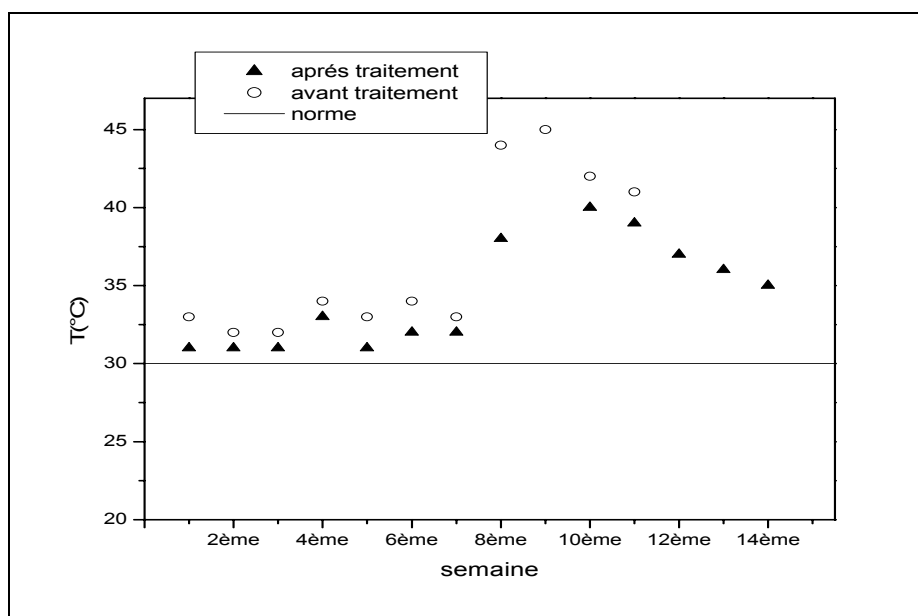


Figure V.2 : La température des eaux de rejet de la raffinerie d'Alger avant et après traitement

La figure V.2, montre que même après traitement, la température de l'eau de rejet reste au dessus de la norme, qui est fixée à 30°C . Les mesures effectuées ont eu lieu en période d'été, c'est pour cette raison que les valeurs de température sont élevées.

Ce paramètre est un facteur écologique important du milieu, il influe sur la densité de l'eau, sur la solubilité des sels et des gaz, sur la conductivité électrique et sur le processus biologique.

Pour remédier à ce problème, nous proposons donc un traitement complémentaire telle l'installation d'échangeurs de chaleur.

- **Évolution du pH en fonction du temps :**

Le pH, qui est aussi un facteur important qui influe sur la forme de vie existante dans le milieu, et sur la croissance des êtres vivants, a été mesuré à l'aide d'un Ph-mètre, suivant la norme NF T 90-008, avec une précision de ± 0.1 unité. Il présente des valeurs dans les normes avant et après traitement. La norme se situe entre 5.5 et 8.5.

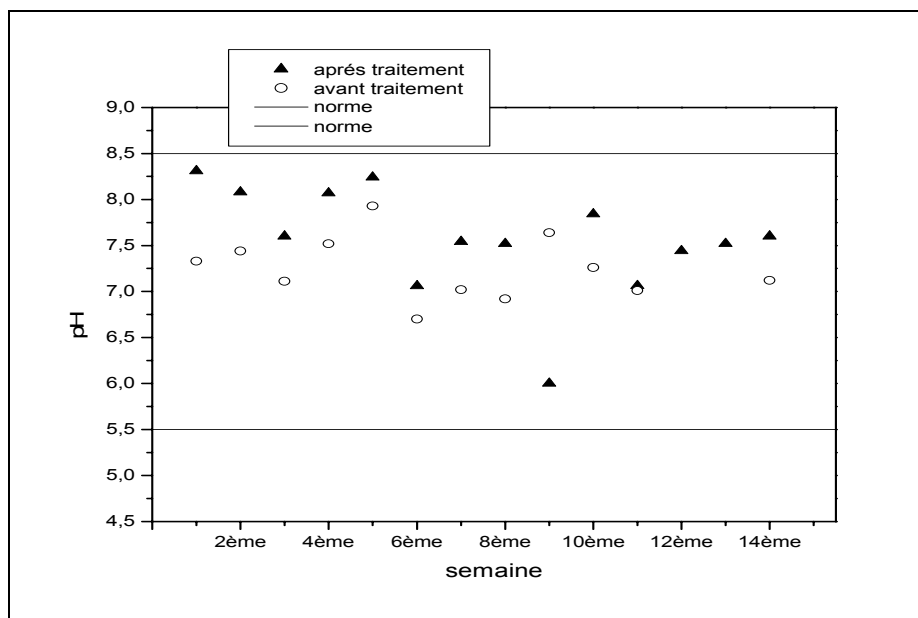


Figure V.3 : Le pH des eaux de rejet de la raffinerie d'Alger avant et après traitement

- **Évolution de la DCO en fonction du temps**

La demande chimique en oxygène qui traduit la teneur totale en matière organique, a été mesurée par la méthode du dichromate de potassium suivant la norme NF T90-101, avec une précision de ± 1 mg/l. Les résultats obtenus montrent qu'après traitement ce paramètre reste au dessus de la norme, qui est de 120 mg/l, dans la plupart du temps.

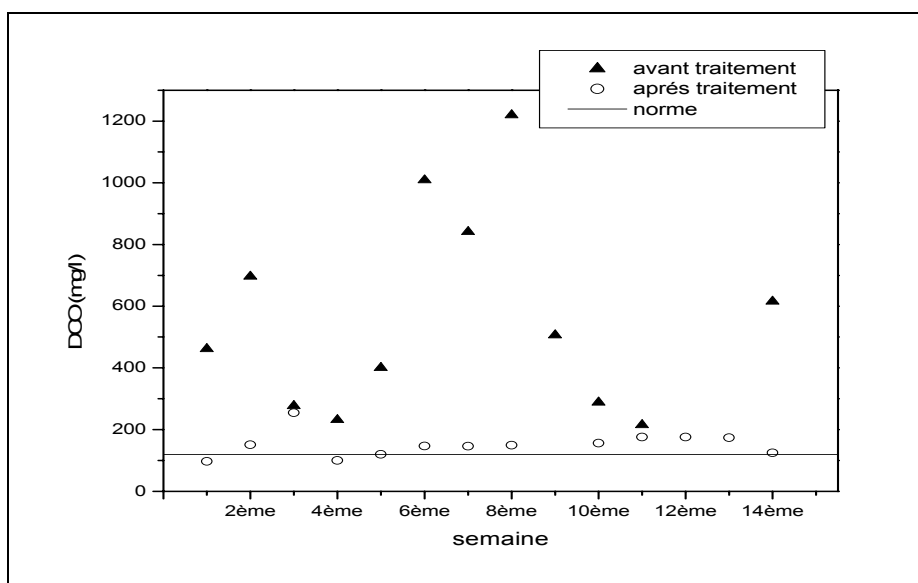


Figure V.4 : La DCO des eaux de rejet de la raffinerie d'Alger avant et après traitement

- **Évolution de la DBO₅ en fonction du temps :**

La demande biochimique en oxygène qui représente la quantité d'oxygène dépensée par les phénomènes d'oxydation chimique, d'une part, et, d'autre part, la dégradation des matières organiques par voie aérobie, nécessaire à la destruction des composés organiques, a été mesurée par la méthode manométrique. Comme pour la DCO, la DBO₅ reste au dessus de la norme qui de 40 mg/l même après traitement.

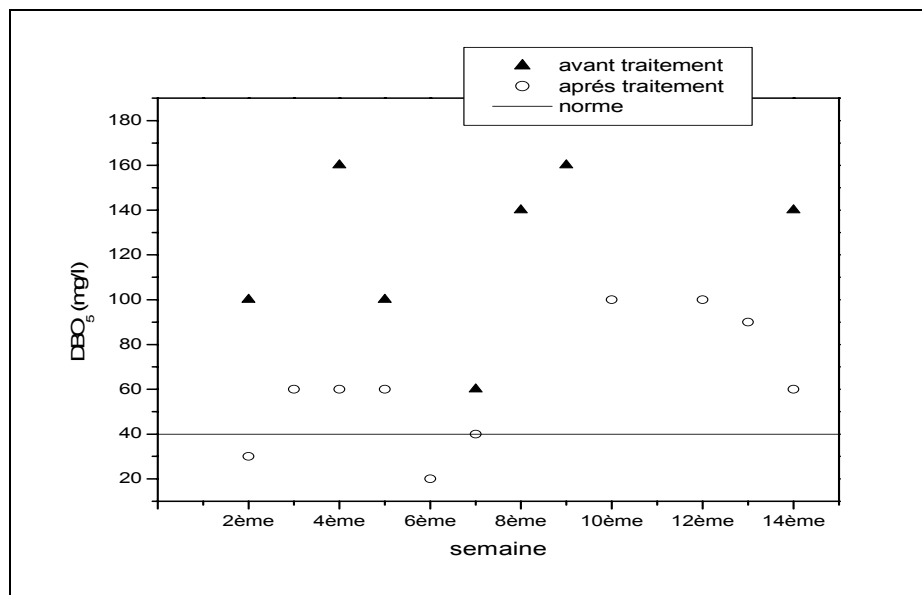


Figure V.5 : La DBO₅ des eaux de rejet de la raffinerie d'Alger avant et après traitement

- **Evolution des matières en suspension en fonction du temps :**

Les matières en suspension constituent un paramètre important qui marque bien le degré de pollution d'un effluent. Ce paramètre a été mesuré par filtration suivant la norme NF T 90-105. La figure V.6 montre que les matières en suspension dépassent de loin la norme qui est de 30 mg/l.

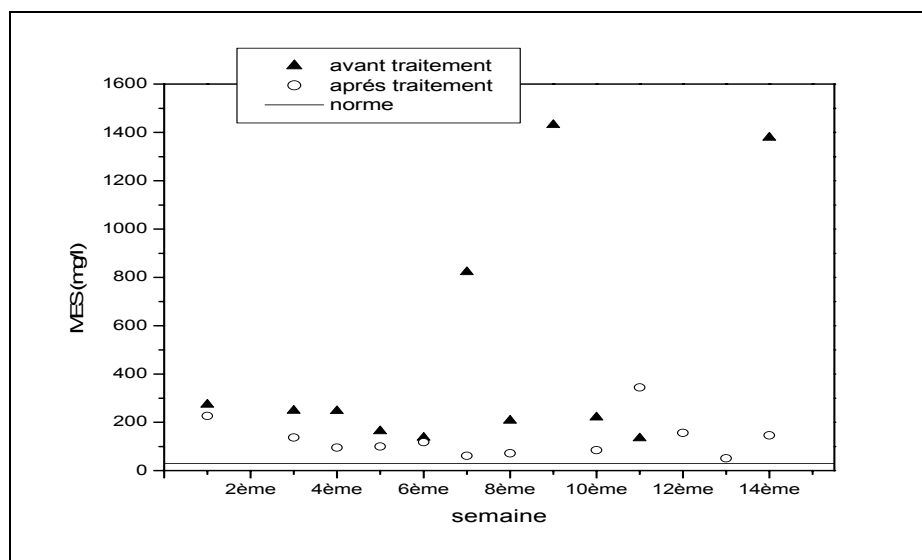


Figure V.6 : Les MES des eaux de rejet de la raffinerie d'Alger avant et après traitement

• Évolution du taux d'hydrocarbures en fonction du temps

Le dosage des hydrocarbures totaux a été réalisé par spectrophotométrie IR après extraction par le tétra chlorure de carbone.

L'analyse des eaux de rejet prélevées au niveau de la raffinerie a aussi montré que les concentrations des hydrocarbures étaient beaucoup plus élevées que celles fixées par les normes aussi bien internationales (10 mg/l) qu'algériennes (20mg/l).

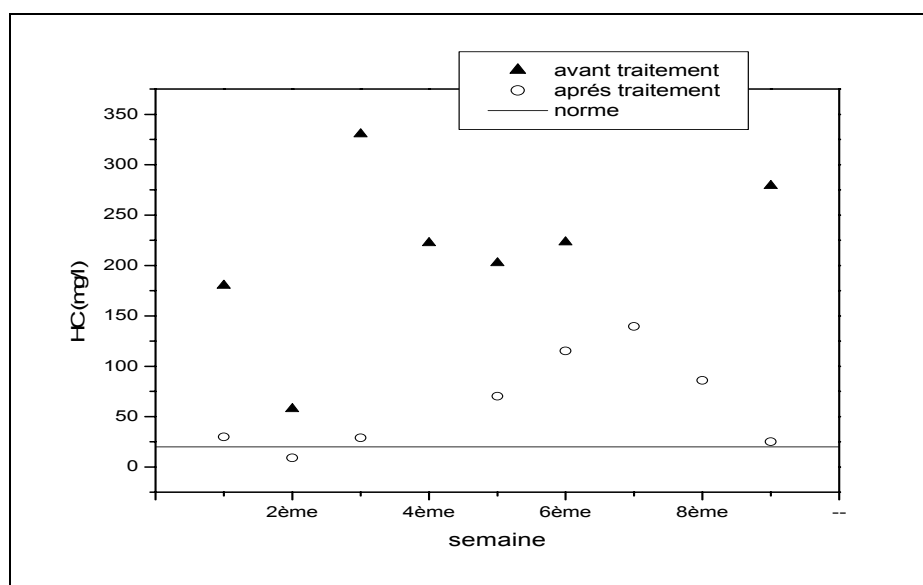


Figure V.7 : La concentration des HC des eaux de rejet de la raffinerie d'Alger
Avant et après traitement

Conclusion

L'ensemble de ces résultats montre nettement l'insuffisance du traitement par les foin. Etant constitué de matière végétale, le filtre à foin subit des déperditions au contact prolongé avec les hydrocarbures. Des relargages apparaissent par la suite laissant échapper les huiles et les matières en suspension vers le milieu récepteur. En effet, ces filtres à foin ont une période de fonctionnement optimale, au delà de laquelle, ils deviennent saturés et doivent être remplacés.

Ceci nous emmène donc à proposer une méthode de traitement plus efficace, qui consiste à utiliser un bioréacteur à lit fluidisé triphasique.

CHAPITRE VI

INSTALLATION ET PROCÉDURE EXPERIMENTALE

Le bioréacteur à lit fluidisé triphasique permet un contact intime entre les phases et présente de nombreux avantages liés à l'hydrodynamique et au transfert de matière, nous citons entre autres :

- Le bon mélangeage des solides qui rend le réacteur parfaitement isotherme et accélère les transferts de chaleur et de matière entre phases..
- Une importante surface spécifique par unité de volume du réacteur qui réduit la taille et le coût du réacteur

Vu ces avantages, nous avons pensé à traiter les eaux contaminées par les hydrocarbures dans un lit fluidisé en présence de microorganismes. Et pour mieux montrer son efficacité, nous avons effectué un autre essai de traitement de la même eau usée dans un bioréacteur aéré agité.

Pour cela, nous proposons deux installations expérimentales montées au laboratoire.

VI.1. Installation à lit fluidisé conçue au laboratoire

VI.1.1. Description

Le dispositif expérimental utilisé, représenté schématiquement sur la figure n°(VI.1), se compose essentiellement des éléments suivants : une colonne (1), une section de désengagement (2), des distributeurs, une zone calmante (3), une zone d'alimentation d'eau et de gaz (4, 9), une zone de recirculation de la phase liquide (14).

- **La colonne**

La colonne utilisée en Plexiglas, a un diamètre interne et une hauteur respectivement de 94 mm et 1000 mm.

Tout le long de cette colonne, nous avons prévu quatorze (14) prises de pression pour le relevé du profil de pression. Ces différentes prises sont espacées de 3 à 9cm.

- **La section de désengagement**

La colonne est surmontée d'une section de désengagement en verre de 100mm de diamètre interne et 250 mm de hauteur, munie au milieu d'une sortie latérale de 60 mm de diamètre interne. A cette sortie est relié un bac de recirculation de l'eau.

- **Les distributeurs**

Nous avons utilisé deux distributeurs :

Un premier distributeur en Plexiglas de 5mm d'épaisseur, perforé de 19 trous de 4mm de diamètre, ce qui donne un pourcentage de vide de 3%. Il retient des particules de céramique formant la zone calmante et assure une première distribution des fluides.

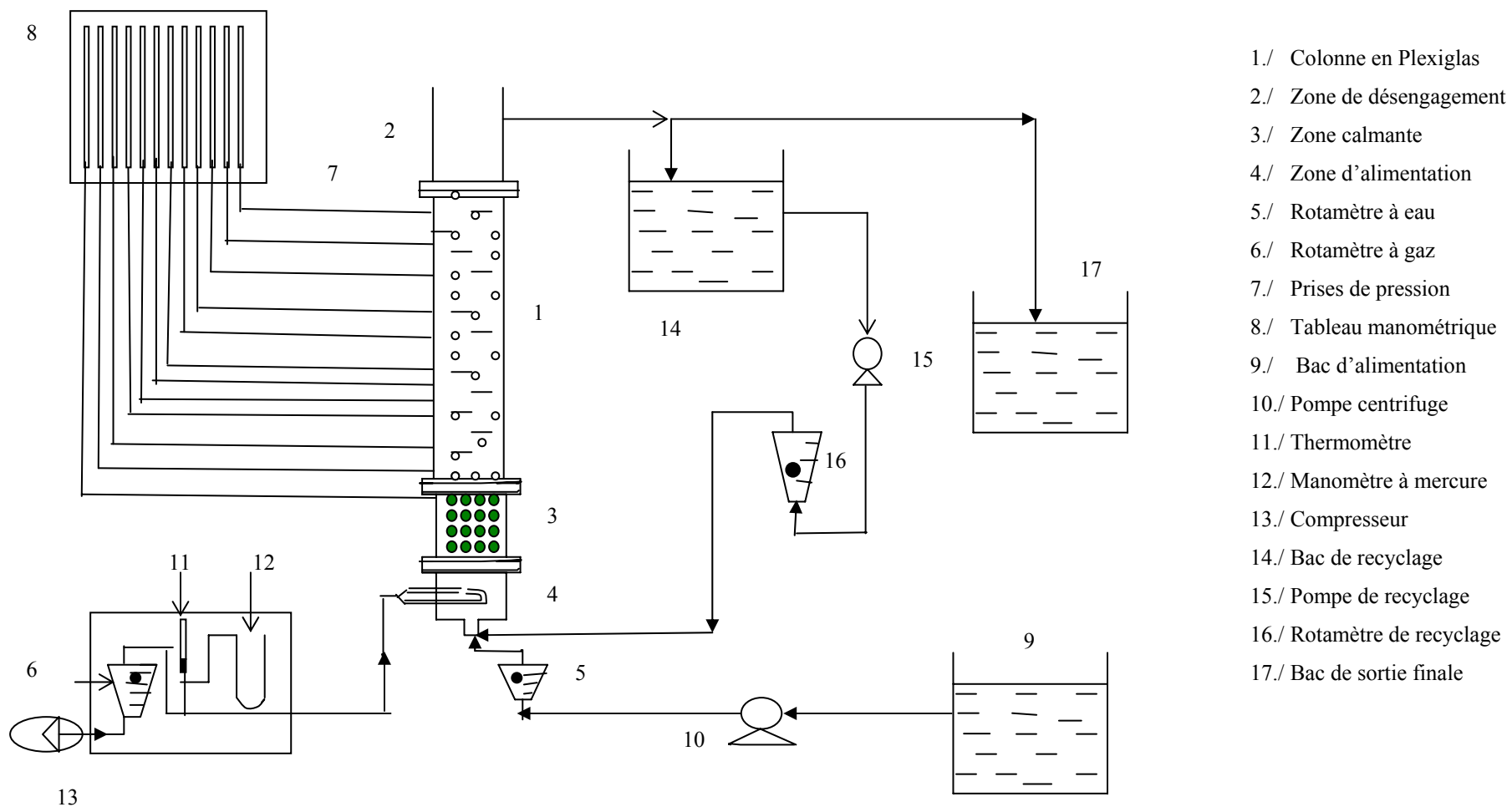


Figure VI.1 : schéma de l'installation à lit fluidisé triphasique

Un second distributeur en cuivre de 2 mm d'épaisseur, perforé de 930 trous de 0.5 mm de diamètre avec un pourcentage de vide de 3%.

Ce distributeur supporte le lit des particules à fluidiser et assure une fluidisation plus au moins homogène.

- **La zone calmante**

La zone calmante se situe entre les deux distributeurs, cette zone est constituée d'une colonne en Plexiglas de 300 mm de hauteur et de 94 mm de diamètre interne, remplie de billes de céramique ayant un diamètre de 1.1 mm et une masse volumique de 2200 kg/m³.

- **La zone d'alimentation d'eau et de gaz**

La zone d'alimentation est une partie cylindrique en Plexiglas de 94 mm de diamètre intérieur et de 110 mm de hauteur, dotée de deux entrées :

- La première, située en bas, est prévue pour l'alimentation en eau
- La deuxième, située sur le côté, est prévue pour l'alimentation en gaz.

VI.1.2. Circulation des phases

VI.1.2.a. Circulation de la phase gazeuse

L'air provient du compresseur, traverse un manodétendeur (0 à 7 bars) puis un rotamètre (0- 90 l/h) permettant de faire varier le débit d'air qui entre dans la colonne, ce dernier étant compris entre 0-50 l/h.

A la sortie du rotamètre, nous avons prévu une prise de pression et une prise de température de l'air rentrant dans la colonne.

VI.1.2.b. Circulation de la phase liquide

La circulation de la phase liquide peut s'effectuer de deux manières :

- **En boucle fermée**

Le liquide est aspiré d'un bac d'alimentation à l'aide d'une pompe centrifuge, alimentant la colonne par le bas. Il passe par un rotamètre à eau (0-12 l/min), remplit la colonne, les canalisations et le réservoir. L'alimentation est ensuite arrêtée. Cette eau est par la suite recirculée en boucle fermée à l'aide d'une deuxième pompe.

Le débit de recirculation est choisi de façon à assurer la fluidisation des particules et avoir un temps de passage suffisant pour la biodégradation des hydrocarbures. (voir figure VI.2)

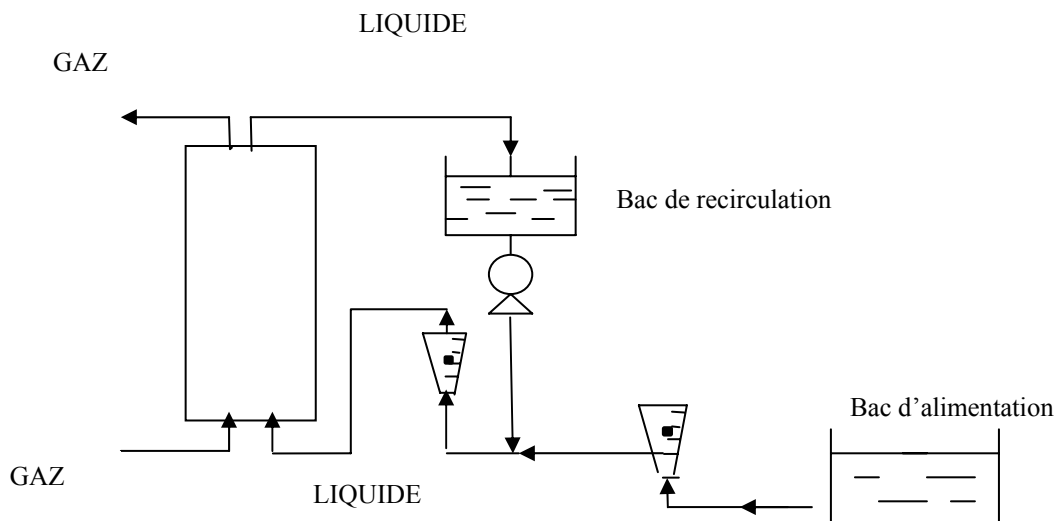


Figure VI.2 : Circulation de la phase liquide en boucle fermée

- **En boucle ouverte :**

Le liquide est aspiré d'un bac d'alimentation à l'aide d'une pompe alimentant la colonne. Il passe par un rotamètre, traverse la colonne du bas en haut. Un faible débit constituant l'eau traitée quitte l'installation vers la sortie. La partie restante se dirige vers le bac de recirculation, sera aspirée par une deuxième pompe, traverse un autre rotamètre (0-12 l/min) et rejoint la colonne.

La somme des deux débits, d'alimentation et de recirculation doit assurer la fluidisation des particules solide et permettre un temps de passage suffisant pour la biodégradation des particules.

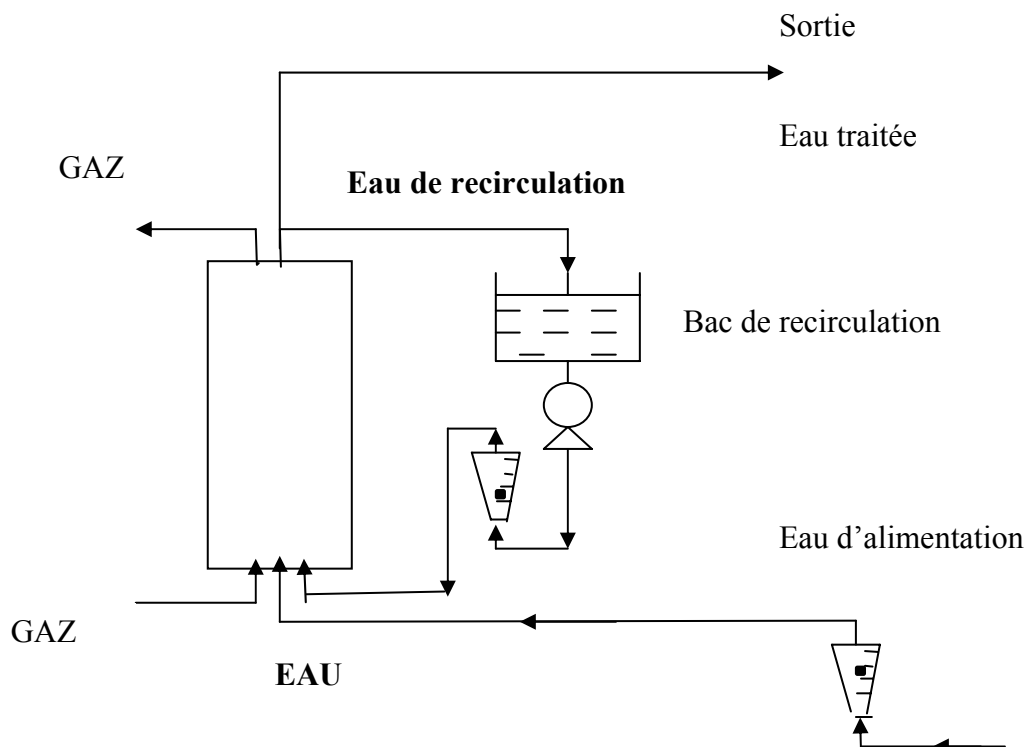


Figure n° VI.3 : Circulation de la phase liquide en boucle ouverte

VI.1.3. Description des phases

VI.1.3.a. La phase solide

La phase solide est constituée de 1 kg de sable d'une densité de 2560 kg/m^3 , d'un diamètre moyen de $283 \text{ }\mu\text{m}$ et remplissant 10% de la hauteur de la colonne.

Nous avons choisi, entre autres, le sable au vu de sa disponibilité. Quant à sa granulométrie, nous avons opté pour des petites particules afin d'avoir une surface spécifique importante.

VI.1.3.b. La phase gazeuse

Les propriétés de la phase gazeuse à $T=0^\circ\text{C}$, et $P=1\text{atm}$, sont $\rho = 1.29 \text{ kg/m}^3$, $\mu_G = 17.10^{-3} \text{ cP}$.

Le débit d'air introduit dans le bioréacteur à lit fluidisé a été choisi de façon à assurer une concentration suffisante en oxygène dissous pour la respiration des microorganismes, et avoir en même temps un régime d'écoulement à bulles dispersées.

Pour cela, nous avons effectué plusieurs essais, en mesurant la concentration de l'oxygène dissous en fonction du débit d'air tout en contrôlant le régime d'écoulement. La concentration minimale de l'oxygène pour les besoins des bactéries étant de $2,5 \text{ mg/l}$.

VI.1.3.c. La phase liquide

Dans la 1^{ère} partie de l'étude relative à l'hydrodynamique, la phase liquide utilisée est l'eau du robinet avec les propriétés suivantes : $\rho = 1000 \text{ g/cm}^3$, $\mu_l = 1 \text{ cP}$, $\sigma = 76.10^{-3} \text{ N/m}$.

Quant à la deuxième partie de l'étude, elle a été effectuée avec deux échantillons d'eau contaminées (l'un provenant de la raffinerie et l'autre une eau synthétique plus chargée). Les propriétés de ces deux phases liquides sont présentées dans le tableau suivant :

Propriété	pH	T ($^\circ\text{C}$)	DCO (mg/l)	DBO ₅ (mg/l)	O ₂ (mg/l)	NO ₃ ⁻ (mg/l)	PO ₄ ²⁻ (mg/l)
Eau de raffinerie	7.36	23	211.2	175	2.85	0.197	0.0015
Eau synthétique	8.32	25	384	160	0.43	0.935	-

Tableau n° VI.1 : Propriétés de l'effluent réel et l'effluent synthétique

Le débit de recirculation utilisé a été choisi de façon à assurer la fluidisation des particules et avoir un temps de passage suffisant pour la biodégradation des hydrocarbures

VI.2. Installation à réacteurs aérys agités

VI.2.1. Description

Le dispositif expérimental utilisé, représenté schématiquement sur la figure N°VI.4, se compose essentiellement des éléments suivants :

- Deux réacteurs
- Système d'agitation mécanique
- Système d'aération.

VI.2.1.1. Réacteurs

Nous avons utilisé deux réacteurs identiques, en verre, de géométrie similaire, de 18 cm de diamètre et 24 cm de hauteur. Le 1^{er} a servi de témoin (avec sable non ensemencé). Le deuxième a servi de bioréacteur où s'est effectué le biotraitement.

VI.2.1.2. Système d'agitation

Le système d'agitation doit assurer une circulation suffisante du liquide afin :

- D'avoir une dispersion homogène de l'oxygène ainsi qu'une distribution uniforme de ce dernier dans tout le réacteur.
- De maintenir les particules solides en suspension pour éviter leurs dépôts.

a. Mobile d'agitation

Il s'agit d'un agitateur qui crée une circulation verticale du liquide parallèlement à l'axe. Ce type d'agitateur à vitesse axiale est doté d'un mobile d'agitation relié à un moteur par l'intermédiaire d'une tige cylindrique en acier inoxydable afin d'éviter la corrosion.

b. Moteur d'agitation

L'agitation est assurée par un moteur d'agitation de type MR 25, d'une puissance de 0.1 KW, permettant d'avoir des vitesses de rotation de 50 à 2500 tr/mn.

VI.2.1.3. Système d'aération

De l'air comprimé à 7 bars (provenant du compresseur) traverse un manodétendeur (0-7 bars), puis un rotamètre (0-150) permettant la variation du débit volumique d'air, ensuite pénètre dans le réacteur par le biais du diffuseur. Ce diffuseur assure la propagation du gaz en créant une dispersion du gaz dans le liquide (bulles de très petites dimensions).

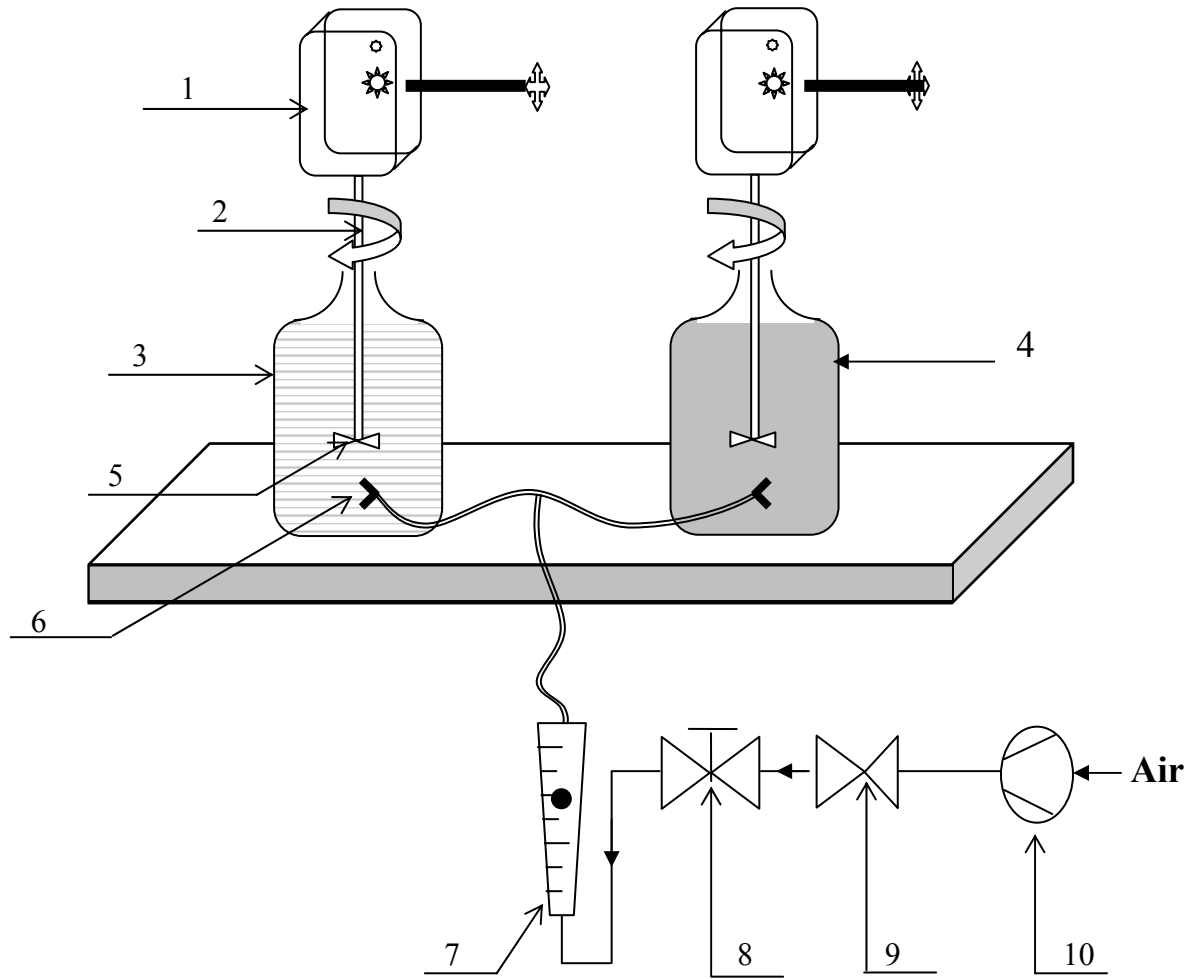


Figure IV.4 : Schéma de l'installation à réacteurs aérés agités fermés

- 1 : Moteur d'agitation.
- 2 : Tige d'agitation.
- 3 : Réacteur témoin.
- 4 : Bioréacteur.
- 5 : Mobile d'agitation.
- 6 : Diffuseurs
- 7 : Débitmètre à flotteur.
- 8 : Vanne.
- 9 : Manodétendeur.
- 10 : Compresseur.

CHAPITRE VII

RESULTATS EXPERIMENTAUX ET INTERPRETATION DES RESULTATS

VII.1. Essais en lit fluidisé

VII.1.1. Etude hydrodynamique

- Introduction

La description du comportement hydrodynamique du lit fluidisé concerne les observations relatives à la vitesse minimale de fluidisation, la perte de charge, l'expansion du lit, les rétentions des phases, et la porosité du lit.

VI.1.1.1. Fluidisation biphasique (L-S)

• Evolution de la perte de charge

La figure (VII.1) montre l'évolution de la perte de charge en fonction de la vitesse du liquide. A faible vitesse de liquide, la perte de charge qui est due aux frottements du fluide sur les particules et aux frottements du fluide sur lui-même et sur les parois, augmente avec la vitesse du liquide, dans ce cas, le lit est fixe. Quand la vitesse du liquide atteint sa valeur minimale de fluidisation, les forces visqueuses prennent de l'importance et deviennent suffisantes pour équilibrer le poids des particules, la perte de charge devient indépendante de la vitesse du liquide et le lit est fluidisé.

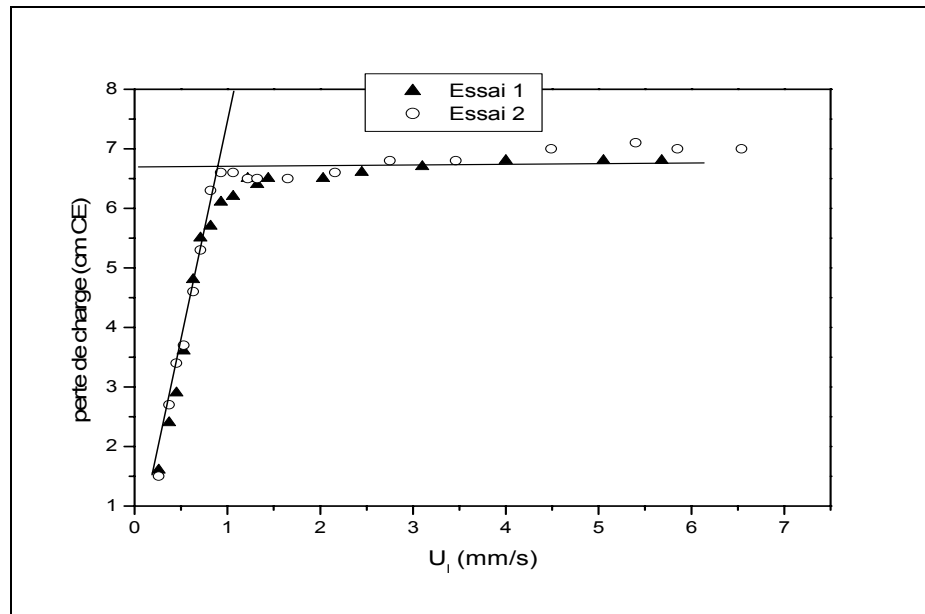


Figure n° VII.1 : évolution de la perte de charge en fonction de la vitesse du liquide

Cette figure montre également à travers deux essais effectués, la bonne reproductibilité de nos résultats.

• **Vitesse minimale de fluidisation biphasique (L-S)**

La vitesse minimale de fluidisation biphasique est déterminée à partir du changement du comportement de la perte de charge au travers le lit de particules avec l'augmentation de la vitesse du liquide. Nous avons déterminé ce paramètre expérimentalement et en utilisant les expressions usuelles de calcul :

La vitesse minimale de fluidisation a été calculée avec une erreur relative de $\pm 0,05$ mm/s.

$U_{lmf} = 0.90$ mm/s ± 0.05 mm/s, $Q_{lmf} = 0.37$ l/min ± 0.01 l/min.

Nous avons comparé nos résultats expérimentaux avec les corrélations suivantes :

$Ga = 150 \frac{(1 - \epsilon_{mf})}{\Psi^2 \cdot \epsilon_{mf}^3} Re_{mf} + \frac{1,75}{\Psi \cdot \epsilon_{mf}^3} Re_{mf}^2$	Ergun (1952)
$Re_{mf} = \frac{1,38 \cdot 10^{-3} Ga}{(Ga + 19)^{0,11}} \quad Re_{mf} < 39, Ga < 10^5$	Bena (1960)
$U_{mf} = 7,01 \cdot 10^{-4} \frac{d_p^2 (\rho_p - \rho_g) g}{\mu_g} \quad Re_{mf} < 20$ $Re_{mf} = \sqrt{(25,7)^2 + 0,0365 \cdot Ga} - 25,7$ $Re_{mf} = \sqrt{(25,7)^2 + 0,0365 \cdot Ga} - 25,7$	Pillai et Raja (1971) Richardson (1971) Richardson et Jeronimo (1979)

Ga : nombre de Gallil2, $Ga = \frac{d_p^3 \rho^2 g}{\mu^2}$

Ψ : coefficient de sphéricité

ϵ_{mf} : porosité du lit au minimum de fluidisation

L'écart entre les valeurs expérimentales et celles calculées à partir des corrélations, est

donné par l'équation suivante : $\Delta \epsilon = \left| \frac{\epsilon_{exp} - \epsilon_{cal}}{\epsilon_{exp}} \right| 100$

U_{lmf} (mm/s)	Résultat (mm/sec)	Écart (%)
Expérimentale	0.90	
Ergun (1952)	0.76	15.83
Bena (1960)	0.87	3.65
Pillai et Raja (1971)	0.85	5.87
Richardson (1971)	0.86	4.76
Richardson et Jeronimo (1979)	0.91	0.22

Tableau VII.1 : Comparaison de la vitesse minimale de fluidisation expérimentale avec celles calculées par les corrélations

Nous constatons que l'écart est faible $\sim 5\%$ sauf celui d'ERGUN. La corrélation de Richardson et Jeronimo semble approcher le plus nos résultats expérimentaux.

- **Expansion du lit**

L'expansion du lit est définie comme le rapport de la hauteur du lit fluidisé et de la hauteur

initiale du lit. $E = \frac{H}{H_0}$

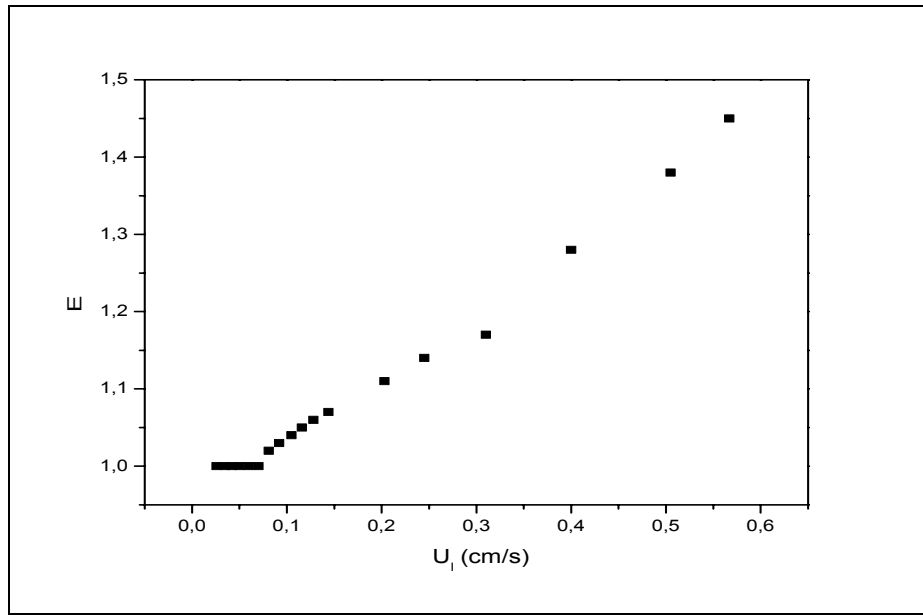


Figure VII.2 : L'expansion du lit en fonction de la vitesse du liquide

D'après la figure, on constate que lorsque le lit est fluidisé, au-delà de $U_l = 0.09$ cm/s l'expansion du lit augmente avec l'augmentation de la vitesse du liquide.

- **Rétention du liquide**

La rétention du liquide ε_l qui représente la fraction volumique du lit occupée par le liquide, est l'un des paramètres hydrodynamiques les plus importants à connaître et à contrôler dans les systèmes multiphasiques. Elle est calculée à partir de la relation suivante :

$$\varepsilon_l = 1 - \frac{H_0}{H} (1 - \varepsilon_0)$$

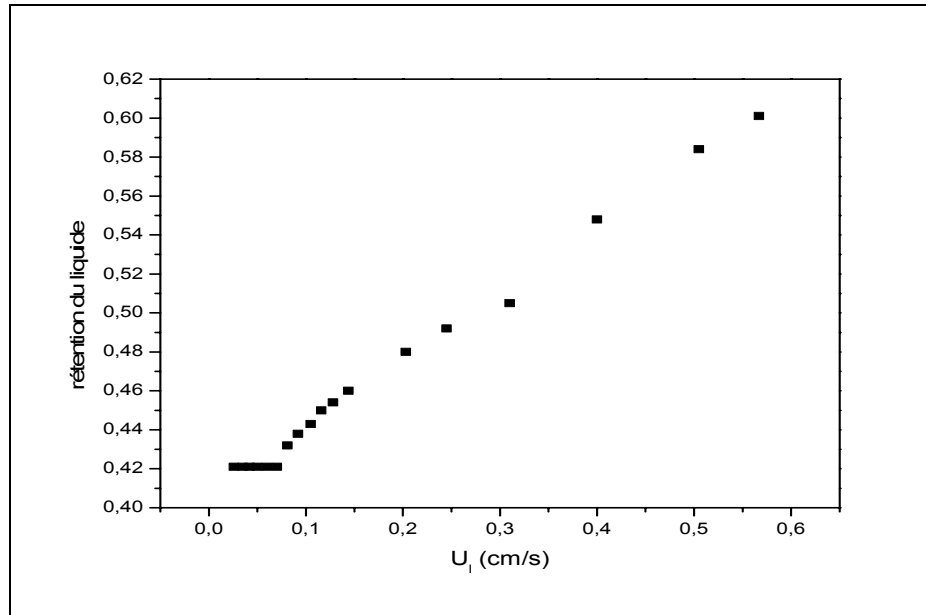


Figure VII.3 : Rétention du liquide en fonction de la vitesse du liquide

D'après la figure, on constate que lorsque le lit est fluidisé, la porosité du lit augmente avec la vitesse du liquide. Cette observation est en accord avec les résultats obtenus par Rittmann et Yu [43].

VII.1.1.2. Fluidisation triphasique (G-L-S)

- **Evolution de la perte de charge**

La figure VII.4 montre l'évolution de la perte de charge en fonction de la vitesse du liquide pour différentes vitesses de gaz.

Dans le cas de la fluidisation triphasique (G-L-S), nous constatons que la perte de charge augmente nettement avec l'augmentation de la vitesse du liquide tant que le lit reste fixe. Au-delà du seuil de fluidisation, elle varie d'une manière relativement faible avec l'augmentation de la vitesse. Ces résultats rejoignent ceux de la littérature (FAN, L.S) [31].

- **Vitesse minimale de fluidisation triphasique (G-L-S)**

Dans le cas de la fluidisation triphasique, la vitesse minimale de fluidisation représente la plus petite vitesse de liquide qui à une vitesse donnée de gaz fait que le lit passe de l'état fixe à l'état fluidisé. Elle est déterminée à partir de la variation de la perte de charge à travers le lit de particules avec la vitesse du liquide.

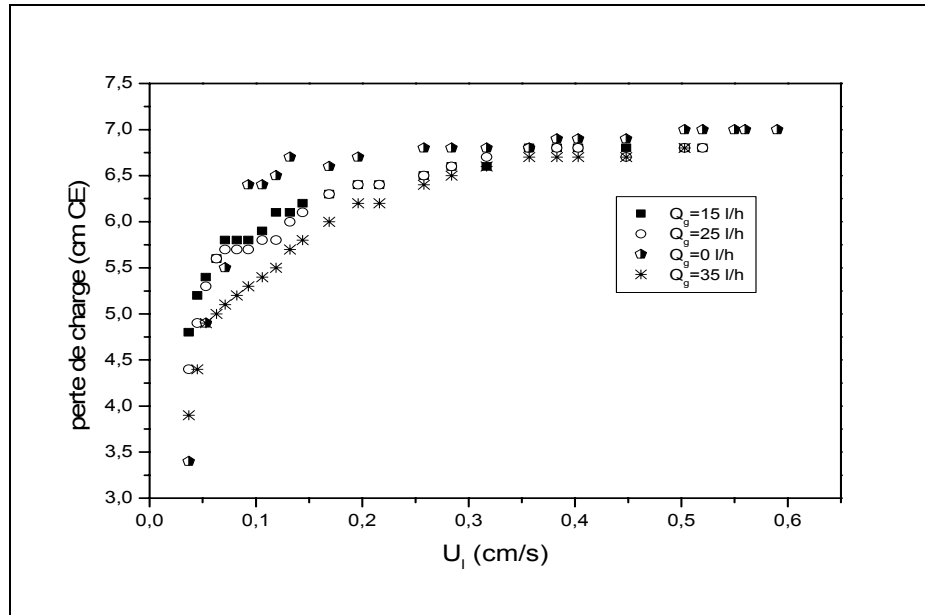


Figure VII.4 : Evolution de la perte de charge en fonction de la vitesse du liquide

Q_g (l/h)	Q_{gcorr} (l/h)	Q_g (l/min)	U_{lmf} (mm/s)	Q_{lmf} (ml/s)
0	0	0.37	0,90	6.24
15	14.84	0.24	0,71	4.92
25	24.60	0.41	0,64	4.44
35	34.58	0.57	0,55	3.81

Tableau VII.2 : Résultats de la vitesse minimale de fluidisation triphasique pour différents débits de gaz :

Les résultats présentés dans le tableau et la figure ci-dessus montrent que la vitesse minimale de fluidisation gaz – liquide – solide diminue lorsque la vitesse du gaz augmente.

Nous avons comparé nos résultats expérimentaux avec les corrélations de **Bloxom et Nacef** qui sont les suivantes :

$$U_{Lmf} = 5.359 \times 10^{-17} U_G^{-0.14} \mu_L^{0.497} d_c^{-0.423} \rho_s^{3.75} \quad \text{Bloxom et col, 1975}$$

$$\ln(U_{Lmf}) = \ln(U_{Lmf}^0) - 13.8 F_{rG}^{0.35} (\rho_s - \rho_L)^{-0.38} \quad \text{Nacef, 1991}$$

Où F_{rG} est le nombre de Froude, phase gazeuse, $F_{rG} = \frac{U_G^2}{gd_v \psi}$

	Expérimentale (mm/s)	Bloxom et col, (mm/s)	Ecart (%)	Nacef (mm/s)	Ecart (%)
$U_g = 0.6 \text{ mm/s}$	0.71	0.77	8.45	0.86	17.44
$U_g = 1 \text{ mm/s}$	0.64	0.71	10.93	0.85	32.81
$U_g = 1.4 \text{ mm/s}$	0.55	0.50	9.09	0.84	52.72

Tableau VII.3 : Comparaison des vitesses minimales de fluidisation expérimentales avec celles calculées par les corrélations

Nous constatons d'après ces résultats, que la corrélation de **(Bloxom, 1975)** s'adapte mieux à nos résultats expérimentaux (Ecart = 8.45-10.93%). Par contre, avec la deuxième corrélation proposée par Nacef, l'écart est beaucoup plus important (17.44 – 52.72%).

• **Expansion du lit :**

On appelle expansion du lit, le rapport de la hauteur du lit fluidisé triphasé et de la hauteur

initiale du lit
$$E = \frac{H}{H_0}$$

L'expansion est liée aux porosités du lit fluidisé ε , et du lit fixe ε_0 par la relation suivante :

$$E = \frac{1 - \varepsilon_0}{1 - \varepsilon}$$

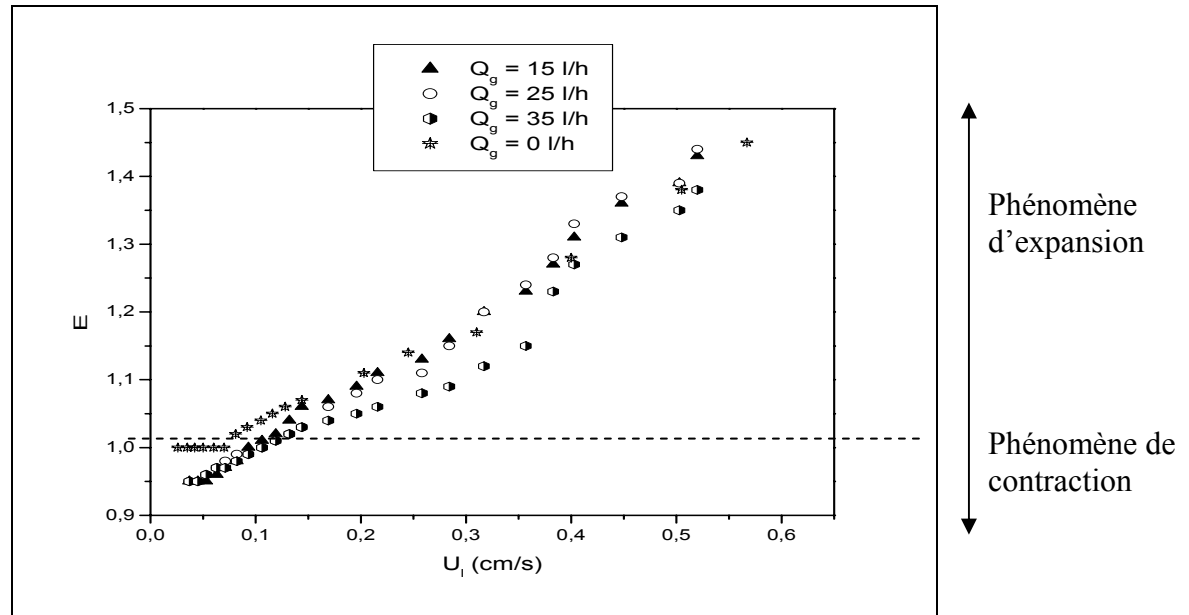


Figure VII.5 : Comparaison de l'expansion du lit pour différents débits de gaz

Les deux phénomènes d'expansion et de contraction ont été observés pour les différentes vitesses de gaz. A faible vitesse de liquide, la hauteur du lit a diminué lorsque nous avons introduit le gaz. Il y a donc contraction du lit.

Pour des vitesses de liquide plus importantes, le phénomène inverse a été observé. Dans ce cas, il y a eu expansion du lit.

Stewart et Davidson [45] ont présenté une explication qualitative du phénomène de contraction : C'est sous forme de bulles que le gaz traverse le lit fluidisé. Ces dernières ont une vitesse d'ascension bien supérieure à celle du liquide, chaque bulle est suivie d'une traînée d'autres bulles ne contenant pas de solide, et ayant la même vitesse qu'elle, d'où le fait qu'une partie du débit du liquide est aspirée par les bulles de gaz, donc la vitesse du liquide qui sert à fluidiser le solide sera sensiblement atténuée, ce qui explique la possibilité de contraction du lit.

• Rétention du solide

La rétention du solide est la fraction volumique du lit occupée par les solides. Elle est déterminée à partir de la hauteur du lit et de la masse des particules sèches suivant

l'expression suivante : $\epsilon_s = \frac{M_s}{\rho_s H A}$

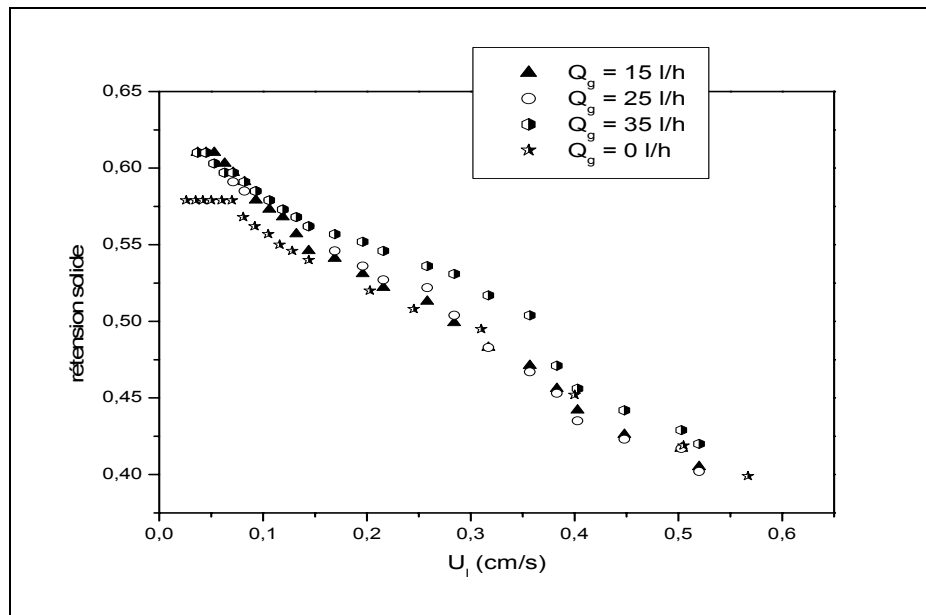


Figure VII.6 : Comparaison des rétentions du solide pour différentes vitesses de gaz

Les résultats obtenus (voir figure, (VII.6)) montrent que la rétention du solide diminue avec la vitesse du liquide et augmente avec la vitesse du gaz.

• Porosité du lit

La porosité du lit fluidisé triphasique représente la somme des fractions volumiques occupée par le liquide et le gaz.

$$\varepsilon = \varepsilon_l + \varepsilon_g = 1 - \varepsilon_s$$

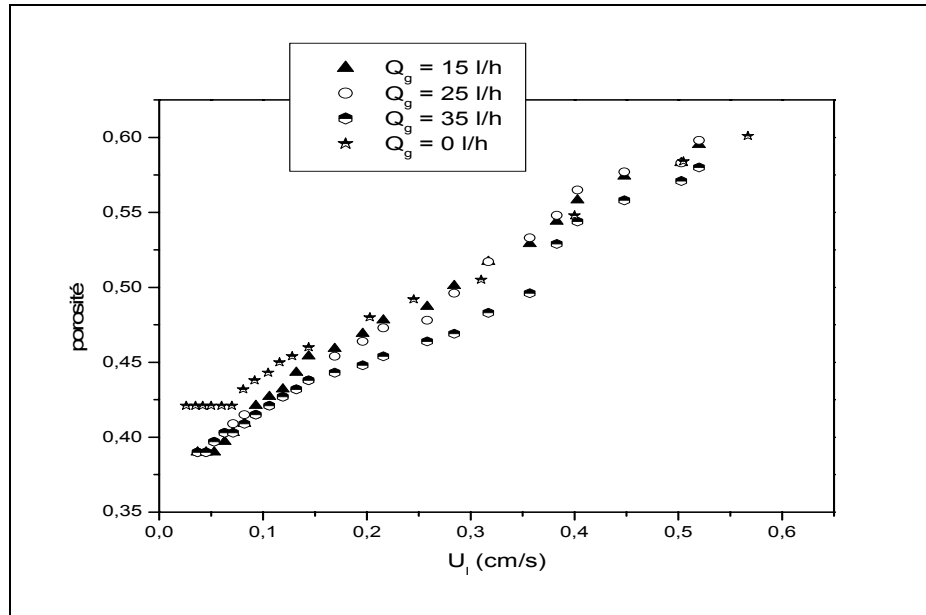


Figure VII.7: Comparaison de la porosité du lit pour différents débits de gaz

La porosité du lit est influencée par plusieurs paramètres opératoires dont la vitesse du gaz et la vitesse du liquide.

Influence de la vitesse du liquide

La figure (VII. 7) montre que la porosité du lit augmente lorsque la vitesse du liquide augmente pour les différentes vitesses de gaz.

Cette observation est en accord avec les résultats de la littérature.

Influence de la vitesse du gaz

Nous constatons d'après la même figure que la porosité du lit diminue quand la vitesse du gaz augmente. Ce résultat est en accord avec les résultats obtenus par **Ostergaard, Stewart [46] et Kim [34]** lorsqu'il y a contraction initiale du lit.

Nous avons comparé nos résultats avec les corrélations de **Kim et coll. (1975)** et de **Begovitch** :

$$\varepsilon = 1.301 (Fr_l)^{0.128} (We)^{0.073} \exp \left(0.03 \frac{U_l}{U_g} \varepsilon_l^{ls} \right) \quad (\text{KIM})$$

$$\varepsilon_l^{ls} = 1.353 (Fr_l)^{0.206} (Re_l)^{-0.100}$$

$$\text{Où} \quad Re = \frac{U_l \rho_l d_p}{\mu_l} \quad Fr_l = \frac{U_l^2}{g d_p} \quad \text{et} \quad We = \frac{U_g \mu_l}{\sigma}$$

Les écarts moyens sont de 48,94%, 47,904% et 45,75% pour des vitesses de gaz, 0,059 cm/s, 0,098cm/s et 0,138 cm/s respectivement.

$$\varepsilon = 3.93 U_L^{0.271} U_G^{0.041} (\rho_s - \rho_L)^{-0.316} d_p^{-0.268} \eta_L^{0.055} D_c^{-0.033} \quad (\text{BEGOVITCH})$$

Les écarts moyens sont de 29,27%, 27,57% et 24,77%, pour des vitesses de gaz de, 0,059 cm/s, 0,098cm/s et 0,138 cm/s respectivement.

Ces écarts sont dus essentiellement à la méthode de détermination de ce paramètre qui est assez imprécise (hauteur du lit).

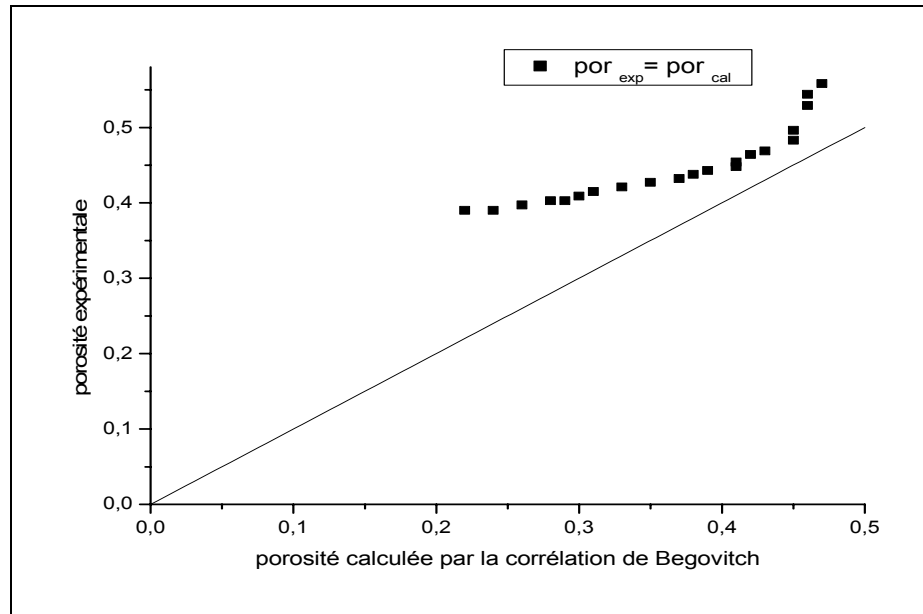


Figure VII.17: Evolution de la porosité du lit calculée en fonction de la porosité expérimentale

Une fois l'étude hydrodynamique achevée, nous avons ensuite vérifié le comportement du lit fluidisé en boucle fermée pour les conditions opératoires utilisées pour le traitement des effluents synthétiques et réels.

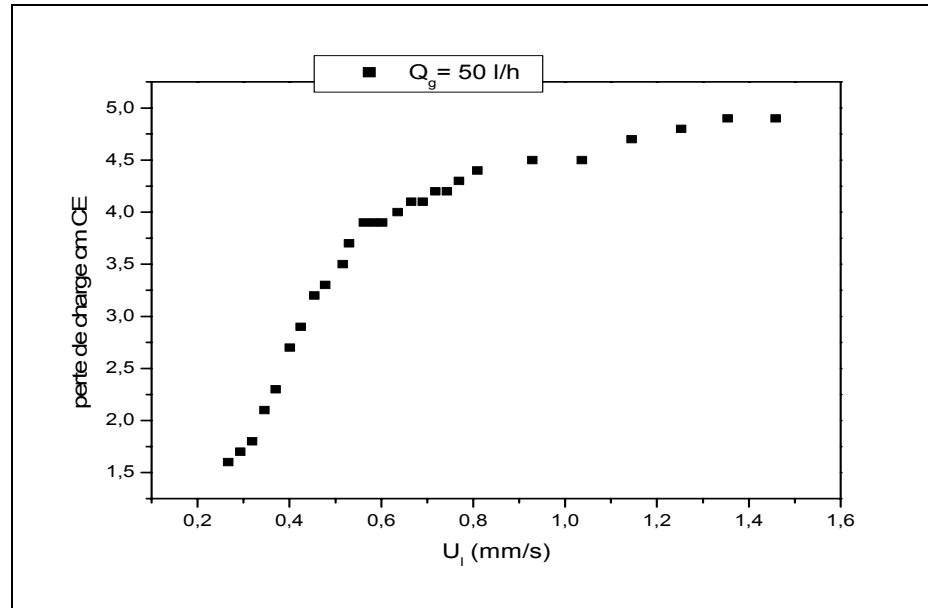


Figure VII.18 : Evolution de la perte de charge en fonction de la vitesse du liquide

Les résultats obtenus montrent un comportement identique et stable du lit fluidisé triphasique.

VII.1.2. Étude bactériologique

VII.1.2.1 Introduction

La biodégradation des hydrocarbures dans un réacteur à lit fluidisé triphasique nécessite la présence de bactéries spécifiques immobilisées sur des particules solides. Afin de créer ce milieu, nous avons ramené l'eau de rejet de la raffinerie d'Alger pourensemencer le sable et ainsi recouvrir les particules de sable (support) de biofilm.

VII.1.2.2. Ensemencement du sable

L'ensemencement du sable propre a été réalisé avec l'eau de rejet de la raffinerie d'Alger, en renouvelant cette eau chaque jour pour une durée de sept jours. Un échantillon de sable ensemencé a été pris quotidiennement afin de dénombrer et identifier les bactéries développées sur boîtes de Pétri.

Nous avons ensuite procédé à la liquéfaction des milieux de culture, la préparation des dilutions, la culture de chaque dilution sur boîte de Pétri, et enfin au dénombrement des cellules développées.

VII.1.2.3. Résultats du 1^{er} essai

VII.1.2.3.1. Dénombrements sur boîtes de Pétri

Parmi les techniques directes, le dénombrement sur boîtes de Pétri constitue sans aucun doute la méthode la plus classique. Cette technique permet la mesure de densités de population en cellules/ml ou cellules/g de produit. Le principe repose sur l'hypothèse

qu'une cellule viable déposée sur le gel nutritif de la boîte se divise jusqu'à l'obtention d'un amas de cellules issues de cette seule cellule-mère pour former une colonie.

En conséquence, le dénombrement des colonies revient au dénombrement des cellules ou groupes de cellules déposés et viables (unités formant une colonie ou ufc) à condition que la dilution de la solution ne conduise à aucun chevauchement des colonies (confluence).

Les résultats obtenus sont présentés dans le tableau suivant :

jour	1 ^{er}	2 ^{ème}	3 ^{ème}	4 ^{ème}	5 ^{ème}	6 ^{ème}	7 ^{ème}
Concentration cellulaire (cellules/ml)	7.10^5	$1.58.10^8$	$3.90.10^8$	$7.5.10^{10}$	3.10^{12}	3.10^{13}	10^{14}

Tableau VII.4 : Résultats du dénombrement sur boîtes de Pétri :

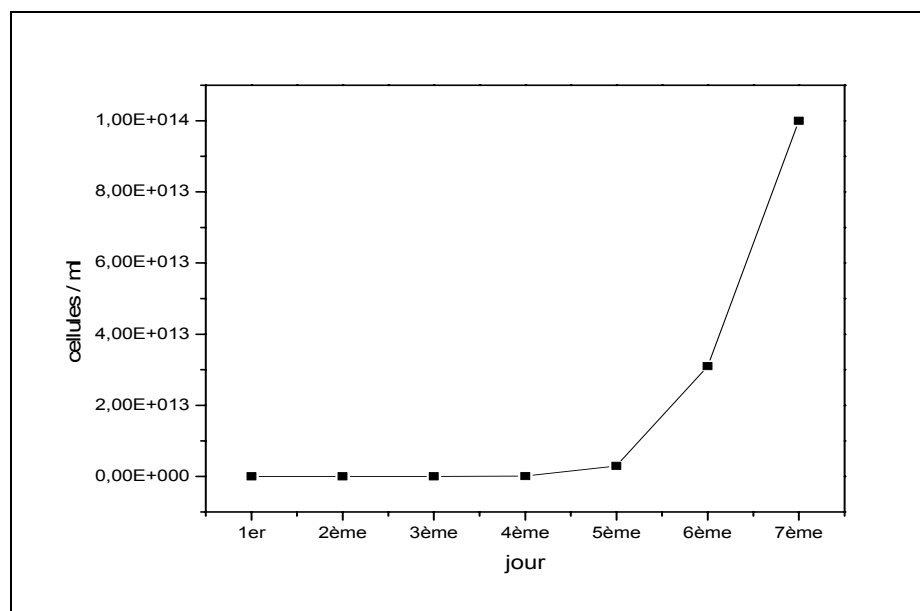


Figure VII.19: Evolution de la concentration bactérienne en fonction du temps

Les résultats obtenus montrent l'augmentation du nombre de cellules au cours du temps, qui passe de 7.10^5 le 1^{er} jour à 10^{14} le 7^{ème} jour.

VII.1.2.3.2. Identification :

Nous avons procédé ensuite, à l'identification des bactéries développées sur boîte de pétri, pour la recherche des *Pseudomonas aeruginosa* qui sont spécifiques aux milieux contaminés par les hydrocarbures. Cette identification nécessite une coloration de Gram et un état frais pour observer la forme et la mobilité des bactéries (voir annexe N°4).

VII.1.2.3.2.a. Recherche des *Pseudomonas aeruginosa*

• Définition des *Pseudomonas aeruginosa*

Pseudomonas aeruginosa (Ps. a) ou bacille pyocyannique (bacille à pus bleu) est de loin, dans le genre *Pseudomonas*, l'espèce la plus fréquemment trouvée dans les milieux contaminés par les hydrocarbures.

Le tableau suivant regroupe les principales caractéristiques de ce type de bactéries:

Morphologie	Caractères cultureux
- Fin bacille (0.5x3 µm) - Asporulé et acapsulé - Extrêmement mobile - A gram négatif.	- Très peu exigeante - Se multipliant sur des milieux synthétiques simples avec comme seule source d'azote et de carbone de l'ammoniaque et du glucose - Elle pousse facilement en 24 h à 37°C - Se développe en 5 à 42°C, l'optimum étant 30°C - Supporte des moindres pH (6.5 à 7.5, l'optimum est de 7.2) - Aérobie stricts - Peuvent utiliser pour leur respiration les nitrates comme accepteurs d'hydrogène - Culture très alcaline - Répand une odeur aromatique.

Tableau N° VII.5 : caractéristiques des *Pseudomonas aeruginosa*

• Résultats:

Les résultats pour un ensemencement effectué au mois de Novembre, sont donnés dans le tableau suivant :

	Forme	Mobilité	Identification
Colonie 1	Cocci (-)	Mobile	Acinetobacter
Colonie 2	Bat (-)		
Colonie 3	Bat (-)		
Colonie 4	Cocci (+)	Immuable	Escherichia coli
Colonie 5	Cocci (-)		
Colonie 6	Forme ronde (+) (violet)		
Colonie 7	Bat (-)	immobile	A.Colco var I woffi (Acinetobacter)
Colonie 8	Cocci (-)		

Tableau VII.6 : résultats d'identification des bactéries développées

Nous remarquons d'après ces résultats l'absence des *Pseudomonas aeruginosa*. Un autre test a été effectué au mois de Juin et les résultats obtenus pour ce deuxième test sont présentés dans le tableau suivant.

VII. 1.2.4. Résultats du 2ème essai

VII.1.2.4.1. Dénombrement sur boîtes de pétri

Concentration cellulaire (cellules/ml)	10^8	$3 \cdot 10^8$	$3 \cdot 10^9$	$5 \cdot 10^9$	$7 \cdot 10^9$	$25 \cdot 10^9$	10^{13}
Temps (jours)	1	2	3	4	5	6	7

Tableau VII.7 : résultats du dénombrement sur boîte de Pétri

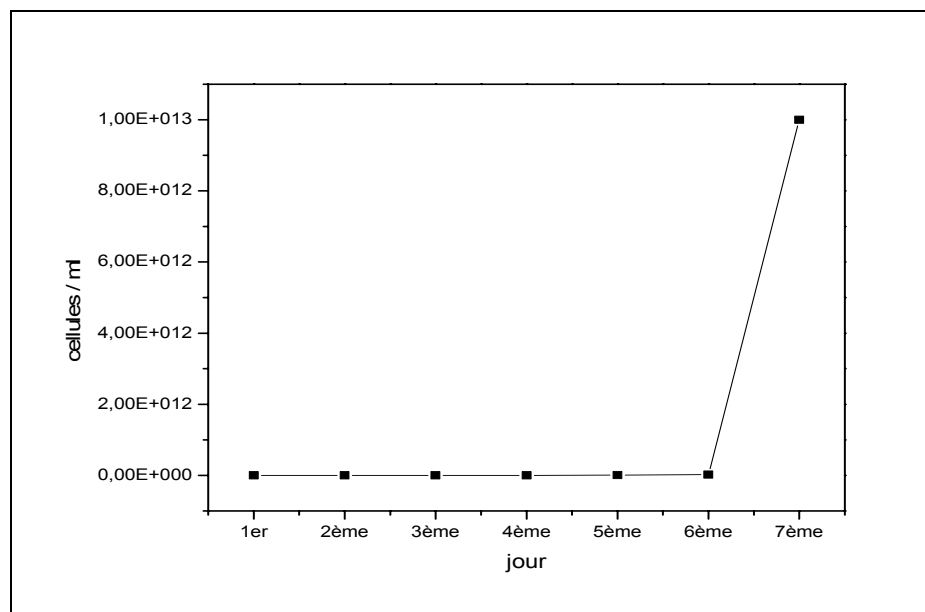


Figure VII.20 : Evolution de la concentration bactérienne en fonction du temps

VII.1.2.4.2. La croissance bactérienne

Les résultats obtenus montrent l'augmentation du nombre de cellules au cours du temps, qui après une phase de latence de deux jours, passe à partir du 3^{ème} jour de $3 \cdot 10^9$ à 10^{13} le 7^{ème} jour (phase exponentielle de croissance).

Pour justifier nos résultats, nous avons calculé le taux de croissance maximal lors de la phase exponentielle qui est définie par la pente de la droite $\ln(X/X_0)$ en fonction du temps.

Détermination du taux de croissance :

Temps (jour)	3 ^{ème}	4 ^{ème}	5 ^{ème}	6 ^{ème}
$\ln(X/X_0)$	0	0.51	0.84	2.12

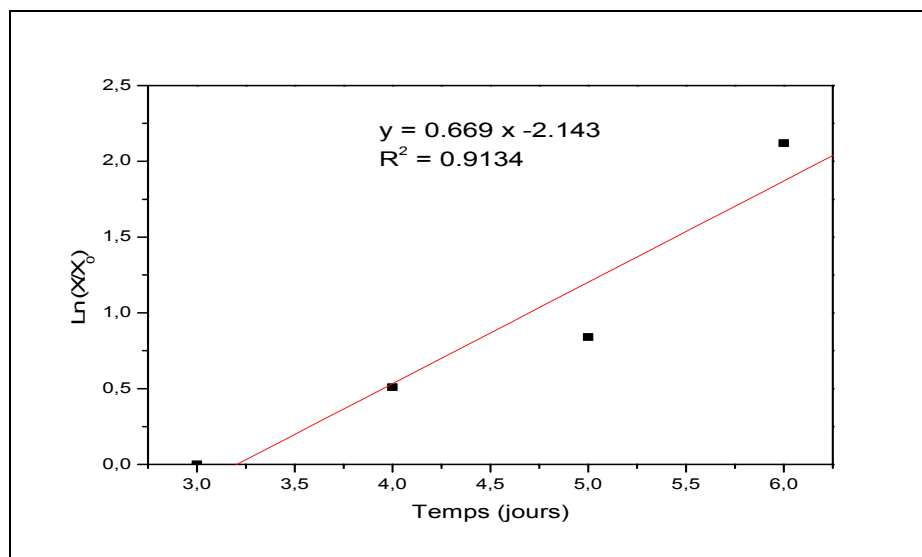


Figure VII.21 : Taux de croissance des bactéries développées

A partir du graphe $\ln(X/X_0)$ en fonction du temps, nous pouvons déduire le taux de croissance maximal. $\mu_{\max} = \text{pente} = 0.669 \text{ j}^{-1}$.

VII.1.2.4.3. Identification

	Forme	Mobilité	Identification
2 ^{ème} ensemencement			
Colonie 1	Bat (-)	Mobile	Acinetobacter
Colonie 2	(-)	Mobile	Pseudomonas aeruginosa.

Tableau VII.8 : résultats d'identification

Le test d'identification confirme effectivement la présence des *Pseudomonas aeruginosa* spécifiques aux milieux contaminés par les hydrocarbures.

Résultats des tests d'identification des *Pseudomonas aeruginosa* effectués :

Test	Coloration de Gram	Mobilité	Test biochimique	Production des pigments sur les milieux King A et King B.
Résultat	Négatif	Mobile	- Réduction des nitrates - Présence d'une oxydase - Métabolisme oxydatif des sucres. - Présence d'une arginine-dihydrolase. - Présence d'une lécithénase.	La pyocyanine (bleu vert) La pyroverdine (jaune vert)

Tableau VII.9 : Résultats des tests d'identification des *Pseudomonas aeruginosa*

Remarque : L'absence des *Pseudomonas* dans la première culture est sans doute liée à la température, en effet, au mois de Novembre, les températures ambiantes étant basses, elles ne pouvaient pas favoriser leur apparition ni leur développement.

VII.1.3. Essai de traitement dans un bioréacteur à lit fluidisé triphasique :

Cette partie a été réalisée en deux étapes :

Nous avons commencé par un essai de traitement sur eau de rejet de la raffinerie d'Alger.

Ensuite, nous avons essayé de traiter une eau synthétique chargée préparée à partir de 99.6% en volume d'eau de robinet, 0.2 % en volume de mazout, et 0.2 % en volume d'essence.

Avant de commencer un traitement biologique, il est nécessaire de vérifier le rapport DCO/DBO₅. Ce dernier nous renseigne sur la qualité de la biodégradabilité. Un rapport DCO/DBO₅ inférieur à 2.5 indique qu'un biotraitement conviendrait pour la dégradation des hydrocarbures.

Dans notre cas le rapport $DCO/DBO_5 = 384/160 = 2.4$ pour l'effluent synthétique.

$DCO/DBO_5 = 211/175 = 1.2$ pour l'effluent réel.

Le deuxième rapport qui doit être vérifié dans un traitement biologique est le rapport DBO₅/N/P qui doit être égal à 100/5/1. [9]

Dans l'effluent réel, les nutriments nécessaires à la vie bactérienne étaient suffisants, le rapport DBO₅/N/P = 100/5/1.

Tandis que pour l'effluent synthétique, nous avons ajouté à l'effluent des nutriment (azote, phosphore, sels minéraux), en respectant le rapport DBO₅/N/P = 100/5/1.

Le tableau N°VII.10 regroupe les différents éléments nutritifs à rajouter avec leurs concentrations :

Élément	Concentration (mg/l)
NH ₄ Cl	0.0910
K ₂ HPO ₄	0.0500
KH ₂ PO ₄	0.0120
MgSO ₄	0.0100
FeCl ₃	0.0053
MnSO ₄	0.0300
CaCl ₂	0.0100

Tableau VII.10 : Composition de la solution des nutriments pour une concentration de 100mg/l de DBO₅ [48,49]

VII.1.3.1. Choix des paramètres opératoires :

Pour des raisons de commodité et de sécurité, nous avons opté de travailler en boucle fermée. Nous avons donc, alimenté la colonne avec une certaine quantité d'eau à traiter, une fois que le système ait été rempli (colonne, réservoir, canalisations), la circulation de l'eau a été maintenue en boucle fermée. Pour cela, nous avons arrêté d'alimenter notre système en eau à traiter. La circulation de l'eau était assurée par une pompe péristaltique qui n'a pu être laissée en état de fonctionnement 24/24 heures. La recirculation s'est faite de 8h du matin jusqu'à 18h le soir, mais l'aération a été gardée permettant ainsi au milieu de culture de se maintenir en vie.

L'étude hydrodynamique effectuée, nous a permis de choisir les conditions opératoires adéquates pour le traitement des effluents synthétique et réel dans le bioréacteur à lit fluidisé triphasique. Ces conditions doivent permettre un fonctionnement stable du bioréacteur.

Condition opératoire	Valeur
Débit du liquide de recirculation	1.5 Q_{lmf}
Débit du gaz	50 l/h

Tableau VII.11 : Conditions opératoires du bioréacteur à lit fluidisé triphasique

- **Correction des débits gazeux :**

Pour l'échantillon synthétique :

Jours	Q_{lu} (l/h)	$Q_{corrigé}$ (l/h)
1 ^{er}	50	45.19
2 ^{ème}	50	45.00
3 ^{ème}	50	44.41
4 ^{ème}	50	44.85
5 ^{ème}	50	44.49
6 ^{ème}	50	45.00

Tableau VII.12: Correction des débits de gaz pour l'échantillon synthétique

Pour l'échantillon réel

Jours	Q_{lu} (l/h)	$Q_{corrigé}$ (l/h)
1 ^{er}	50	44.78
2 ^{ème}	50	46.78
3 ^{ème}	50	46.71
4 ^{ème}	50	46.83
5 ^{ème}	50	47.02
6 ^{ème}	50	46.79
7 ^{ème}	50	46.71
8 ^{ème}	50	45.08
9 ^{ème}	50	45.08
10 ^{ème}	50	47.31
11 ^{ème}	50	47.31

Tableau VII.13 : correction des débits de gaz pour l'échantillon réel

VII.1.3.2. Résultats des essais de traitement :

Nous avons mesuré les différents paramètres de pollution en fonction du temps, à savoir : l'oxygène dissous, le pH, la température, les nitrates, les phosphates, la DCO, la DBO₅, et le taux des hydrocarbures en utilisant les mêmes méthodes de mesures citées précédemment dans la partie V.2

- **Evolution de la teneur en oxygène dissous :**

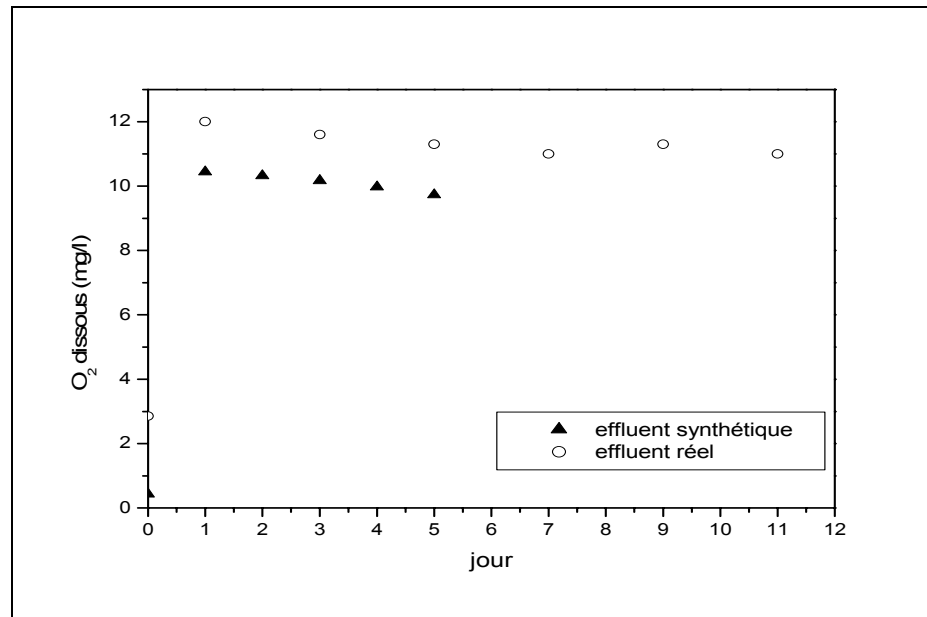


Figure VII.22: Evolution de la concentration de l'oxygène dissous au cours du temps

L'oxygène dissous qui est un paramètre très important nécessaire à la respiration des microorganismes doit avoir une valeur minimale de 2.5 mg/l. il a été mesuré à l'aide d'un oxymètre par méthode électrochimique suivant la norme NF T 90-106

L'évolution de la concentration de l'oxygène dissous dans l'échantillon synthétique et l'échantillon réel est illustrée dans la figure (VII.22). Nous remarquons que mis à part le premier jour (échantillon synthétique et échantillon réel brut), où la quantité d'oxygène dissous était très faible (0.43 pour le 1^{er} et 2.85 pour le 2^{ème}), cette quantité a augmenté dès que nous avons commencé l'aération du bioréacteur. Nous avons noté ensuite une légère diminution de la concentration de l'oxygène dissous dans les deux cas, preuve de la consommation de l'O₂ par les microorganismes. Cette diminution est légère car le bioréacteur est continuellement aéré c'est à dire, la quantité d'O₂ dissous consommée est immédiatement remplacée par aération.

- **Evolution de la température en fonction du temps :**

L'évolution de la température au cours du traitement des deux effluents, synthétique et réel, est donnée par la figure (VII.23).

Nous constatons une légère variation de la température pendant la durée de traitement, mais elles restent toujours en dessous de la norme et dans les limites fixées pour avoir une bonne activité bactérienne. (Température optimale pour le développement des

microorganismes 25-30°C). Cette variation peut être due à la variation de la température ambiante.

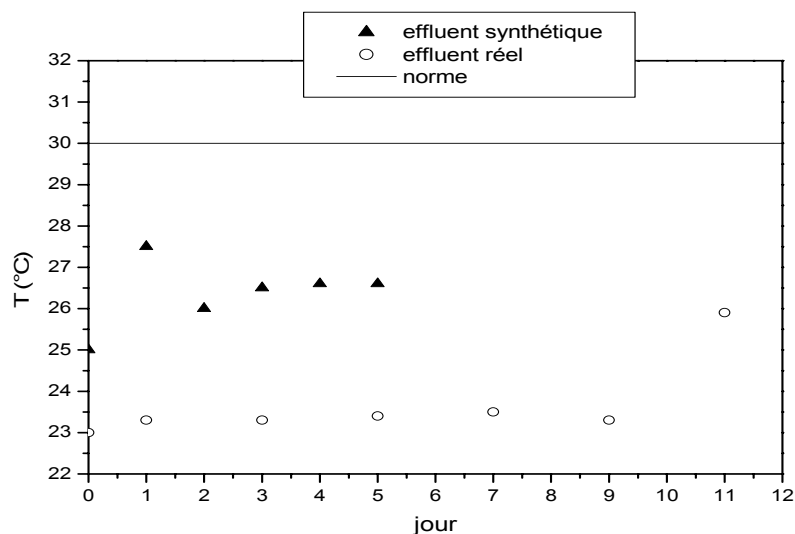


Figure VII.23: Evolution de la température en fonction du temps

- **Évolution du pH en fonction du temps**

Le pH de l'effluent, est un facteur déterminant, quant à l'activité des microorganismes et à leur sélection. Au cours de l'essai, nous avons constaté que les valeurs du pH sont dans les normes et restent toujours dans les limites fixées pour avoir une bonne biodégradation des hydrocarbures ($5.5 < \text{pH} < 8.5$).

La variation du pH est due aux différentes réactions biochimiques qui entraînent la synthèse des métabolites, tels que les acides lors de la dégradation des hydrocarbures.

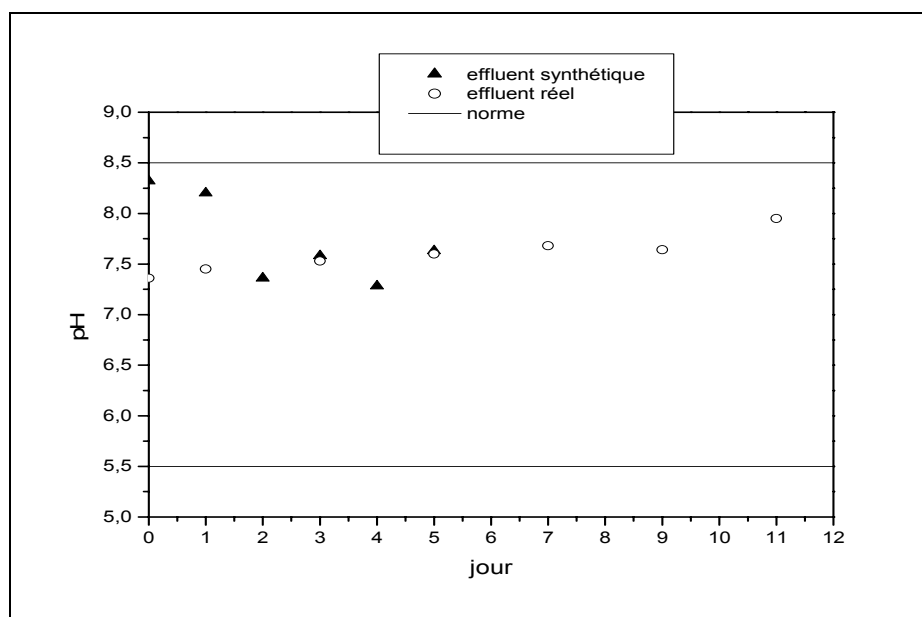


Figure VII.24 : Evolution du pH en fonction du temps

- **Evolution des nitrates au cours du temps :**

La teneur en nitrates a été mesurée par la méthode colorimétrique.

La figure (VII.25) montre l'évolution de la teneur en nitrates pendant le traitement.

Nous constatons que la teneur augmente durant le 1^{er} jour de traitement pour l'effluent synthétique et durant 4 jours de traitement pour l'effluent réel. Ceci est probablement dû au phénomène de nitrification, où il y a transformation des ions ammonium en ions nitrates.

Pendant le reste de la période de traitement, la teneur en nitrates a diminué, suite à l'épuisement des éléments nutritifs consommés par les bactéries au cours du traitement.

La différence entre les valeurs des concentrations des nitrates entre l'échantillon synthétique et l'échantillon réel est liée à l'ajout des nutriments dans l'effluent synthétique.

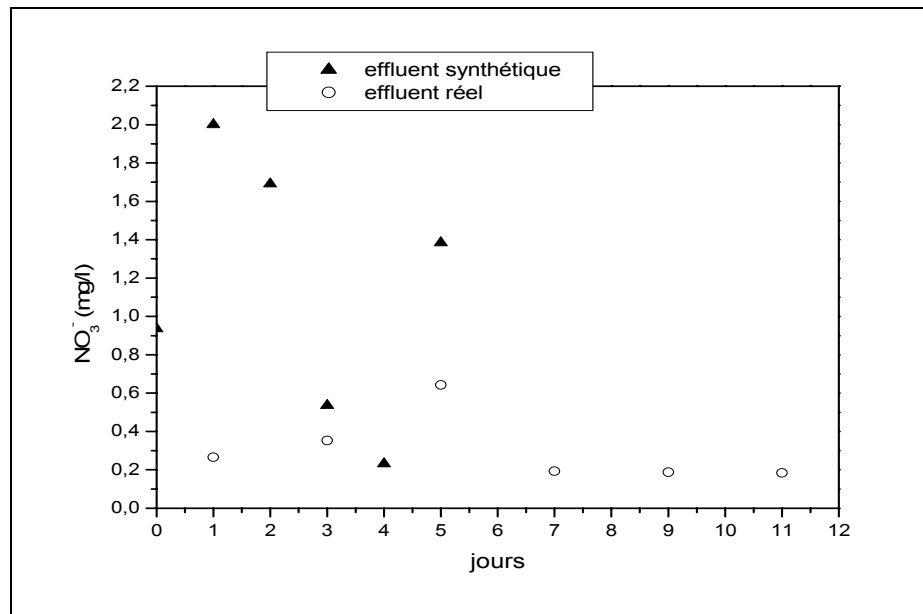


Figure VII.25: Evolution de la teneur en nitrates en fonction du temps

- **Evolution de la teneur en phosphates :**

La teneur en phosphates a été également mesurée par la méthode colorimétrique.

Comme le montre la figure VII.26 l'assimilation des phosphates est importante au cours des cinq premiers jours de traitement, et qui représente la phase exponentielle de croissance bactérienne.

Au delà du cinquième jour de traitement, l'assimilation des phosphates par les bactéries devient relativement stable. Cette période correspond à la phase stationnaire et au début de la phase de déclin suite à l'épuisement du substrat et l'appauvrissement du milieu.

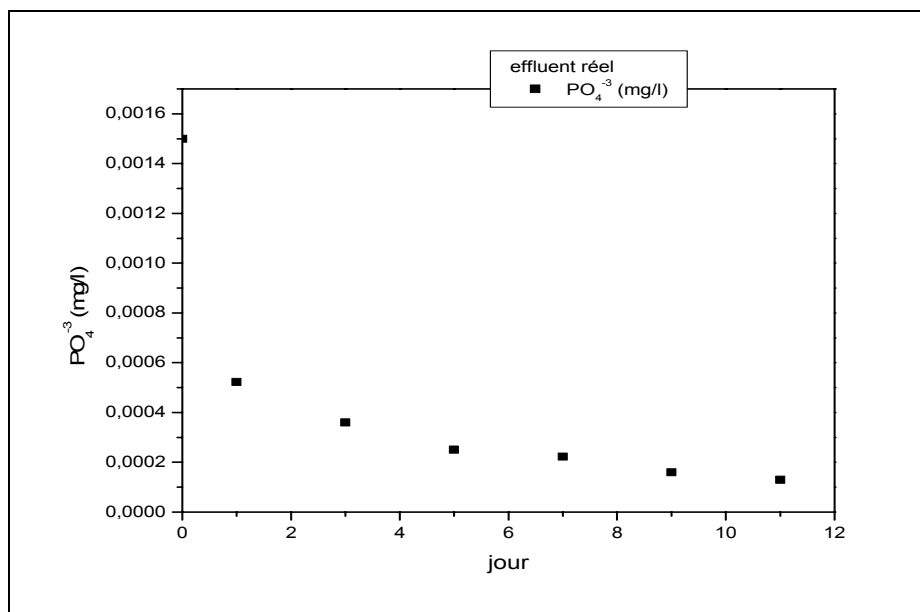


Figure VII.26 : Evolution de la teneur en phosphates en fonction du temps (**Effluent réel**)

• **Evolution de la DCO en fonction du temps :**

L'évolution de la demande chimique en oxygène ; définie comme la quantité d'oxygène cédée, par un oxydant fort pour oxyder la matière organique présente dans l'eau polluée ; est illustrée dans la figure VII.27.

Nous remarquons que ce paramètre diminue pour atteindre la norme au bout du 1^{er} jour pour l'échantillon réel et au bout du 2^{ème} jour pour l'échantillon synthétique. Cette régression se traduit par la minéralisation de la matière organique et donc la biodégradation des hydrocarbures.

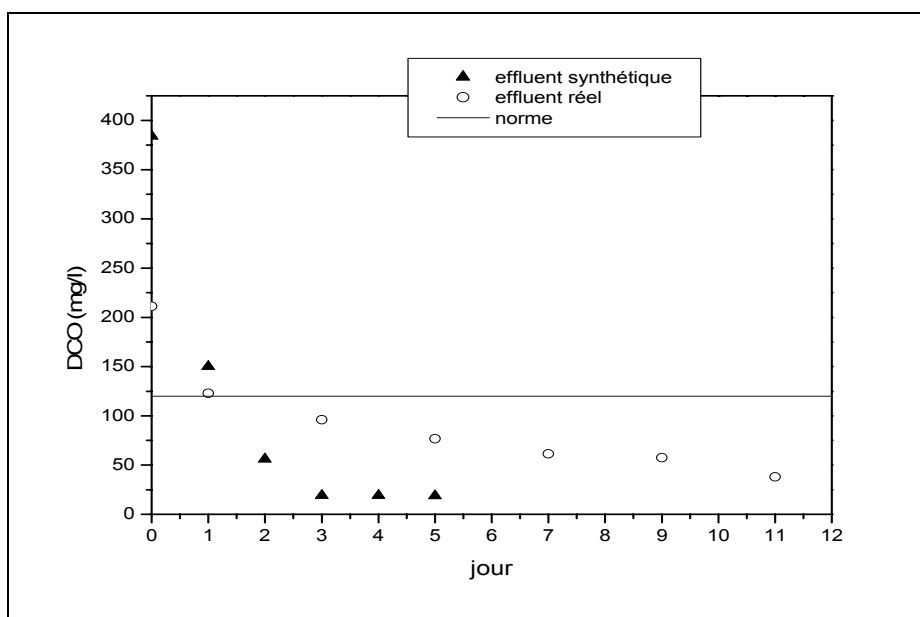


Figure VII.27: Evolution de la DCO en fonction du temps

- **Evolution de la DBO₅**

La DBO₅ représente la quantité d'oxygène dépensée par les phénomènes d'oxydation chimique d'une part, et d'autre part par la dégradation des matières organique par voie aérobie, nécessaire à la destruction des composés organiques.

L'évolution de la DBO₅ illustrée dans la figure VII.28 suit pratiquement la même allure que celle de la DCO. En effet, la DBO₅ diminue au cours du temps, pour atteindre le norme fixée à **40 mg/l** après 3 jours de traitement pour l'échantillon synthétique et après 7 jours pour l'échantillon réel. Cette diminution est une preuve de la biodégradation de la matière organique.

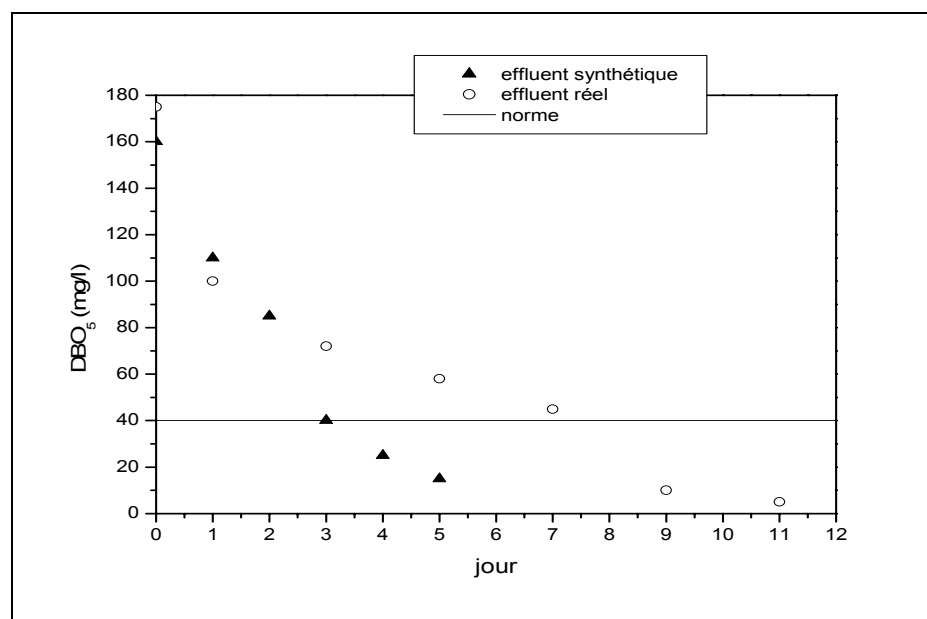


Figure VII.28: Evolution de la DBO₅ en fonction du temps

- **Evolution du taux d'hydrocarbures en fonction du temps :**

L'évolution du taux d'hydrocarbures au cours du temps a été aussi suivie grâce à l'analyse des eaux par IR (voir annexe N°1). Le spectre IR donne pour chaque type de liaison, la densité $D = -\log T$. Pour les hydrocarbures, le spectre indique un pic à la longueur d'onde 3000cm^{-1} .

Les résultats obtenus sont présentés dans les figures (VII.29, VII.30) suivantes : (résultats IR, voir en annexe N°6).

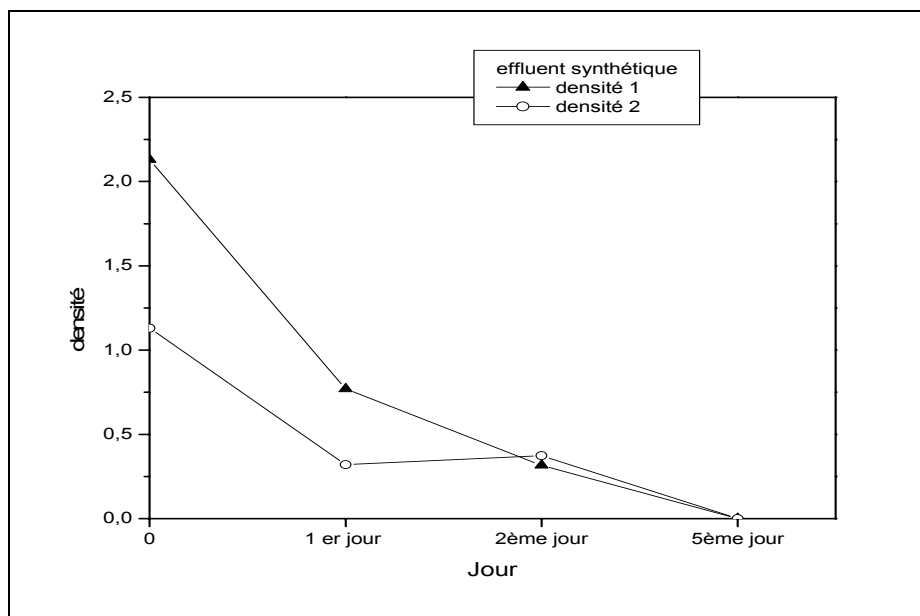


Figure VII.29: Evolution de l'élimination des hydrocarbures en fonction du temps
(Effluent synthétique)

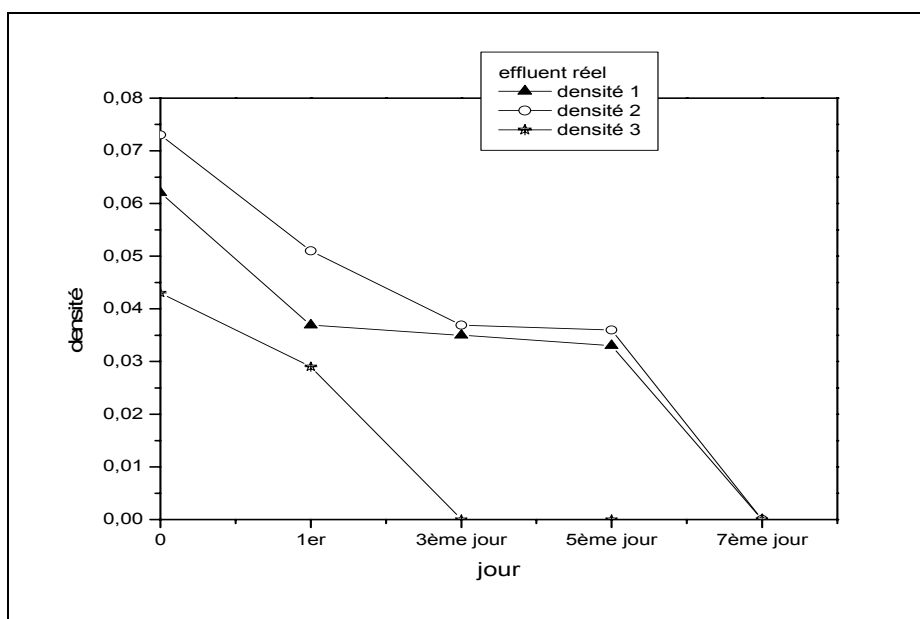


Figure VII.30 : Evolution de l'élimination des hydrocarbures en fonction du temps
(Effluent réel)

Les résultats obtenus par infra rouge, montrent l'existence de deux pics pour l'échantillon synthétique et trois pics pour l'échantillon réel, à une longueur d'onde de 3000 cm^{-1} , caractérisant les hydrocarbures, à simple, à double et à triple liaison.

Nous avons calculé ensuite, les pourcentages d'élimination des hydrocarbures, afin de mettre en évidence l'efficacité du traitement. Les résultats obtenus sont présentés dans le tableau et les graphes suivants :

Effluent synthétique			Effluent réel			
jour	liaison 1	liaison 2	jour	liaison 1	liaison 2	liaison 3
	c-c	c=c		c-c	c=c	c≡c
2 ^{ème}	63.85 %	66.90 %	1 ^{er}	40.48 %	30.024 %	32.58 %
3 ^{ème}	65.51 %	71.59 %	3 ^{ème}	43.55 %	49.45 %	100 %
5 ^{ème}	100%	100 %	5 ^{ème}	47 %	50.68 %	100 %
			7 ^{ème}	100%	100 %	100 %

Tableau VII.14 : Pourcentages d'élimination des hydrocarbures

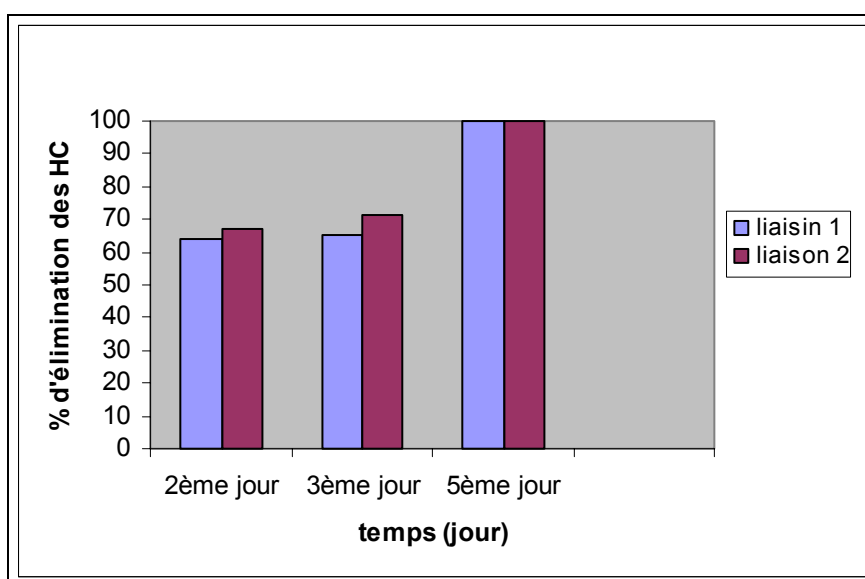


Figure VII.31 : Pourcentages d'élimination des hydrocarbures (effluent synthétique)

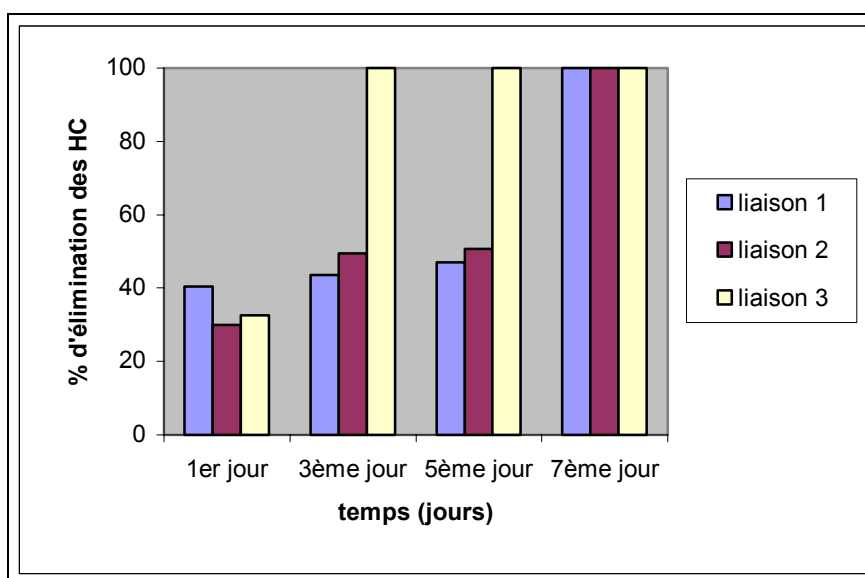


Figure VII.32: Pourcentages d'élimination des hydrocarbures (effluent réel)

Nous constatons donc une bonne biodégradation des hydrocarbures au cours du traitement par le bioréacteur à lit fluidisé triphasique. Cette biodégradation est plus rapide dans l'échantillon synthétique que dans l'échantillon réel. Ceci peut être expliqué par la complexité de la composition de l'échantillon réel par rapport à l'échantillon synthétique.

VII.1.3.3.Conclusion

Le suivi de l'évolution des paramètres de pollution, à savoir la DCO, la DBO₅, et les HC, nous a permis de constater que :

- La valeur de la DCO a atteint la norme au bout du 1^{er} jour de traitement pour l'échantillon réel, et au bout du 2^{ème} jour, pour l'échantillon synthétique.
- La valeur de la DBO₅ a atteint la norme après trois jours de traitement pour l'échantillon synthétique, et après 6 jours de traitement pour l'échantillon réel.
- La DCO est réduite à 95% au bout de cinq jours pour l'échantillon synthétique, et à 81.99% après onze jours pour l'échantillon réel.
- La DBO₅ est éliminée à 90.62% pour l'échantillon synthétique après cinq jour de traitement, et à 97.14% après 11 jours pour l'échantillon réel.
- Le pourcentage d'élimination des hydrocarbures aromatiques (hydrocarbures détectés par IR) est de 100% après cinq jours pour l'échantillon synthétique et après 7 jours pour l'échantillon réel.
- L'élimination des paramètres de pollution dans l'échantillon synthétique est meilleure que dans l'échantillon réel, ceci est dû à la complexité de la composition de l'échantillon réel par rapport à l'échantillon synthétique.

En conclusion, et d'après ces résultats, nous pouvons dire que le traitement des effluents contaminés par les hydrocarbures, dans le bioréacteur à lit fluidisé triphasique, est efficace. Ce système a permis d'atteindre de bons pourcentages d'élimination des paramètres de pollution au bout de quelques jours. Par conséquent, afin de proposer ce type de traitement pour la raffinerie d'Alger, pour pallier au problème des rejets des eaux usées qui sont au dessus de la norme, il est nécessaire de faire d'autres investigations plus poussées au sein d'un pilote plus important.

VII.2. Essai de traitement dans un bioréacteur agité fermé et aéré

VII.2.1. Étude hydrodynamique

La détermination des paramètres hydrodynamiques (débit d'air et vitesse d'agitation), qui influent sur l'aération du réacteur et par conséquent la quantité d'oxygène nécessaire aux bactéries pour la biodégradation, est une étape très importante dans notre étude.

A cet effet, nous avons étudié l'influence de ces deux paramètres sur la rétention gazeuse et sur la concentration d'oxygène.

VII.2.1.1. Influence de la vitesse d'agitation et du débit d'air sur la rétention gazeuse :

La rétention gazeuse est la fraction volumique occupée par le gaz dans la dispersion. C'est un paramètre très important qui conditionne le temps de séjour dans le réacteur, et qui est relié au transfert entre les phases, donc à l'efficacité du traitement aérobie.

La rétention gazeuse est définie par : $\alpha_g = \frac{H_L - H_0}{H_L}$

Où H_L : hauteur du liquide aéré.

H_0 : hauteur du liquide au repos.

- L'évolution de la rétention gazeuse en fonction de la vitesse d'agitation pour différents débits d'air, est illustrée sur la figure suivante :

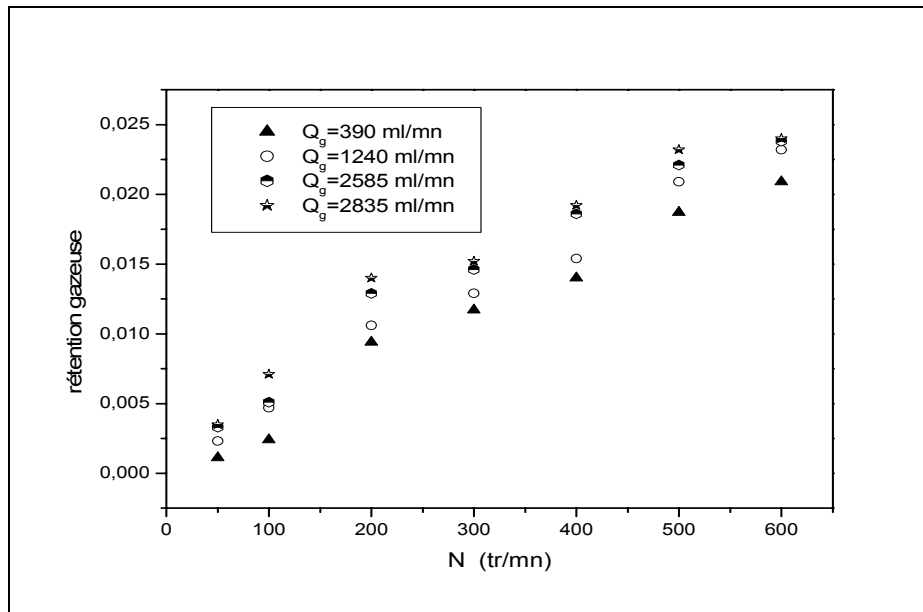


Figure VII.33 : Evolution de la rétention gazeuse en fonction de la vitesse d'agitation

Les résultats obtenus montrent que la rétention gazeuse augmente avec la vitesse d'agitation pour un débit de gaz donné. La rétention gazeuse dépend donc de la circulation du liquide.

D'après l'allure des courbes, on peut distinguer trois zones de fonctionnement : de court – circuit, de charge, et d'engorgement.

a/ Zone de court-circuit

Dans cette zone, la rétention gazeuse varie légèrement. Les bulles gazeuses court-circuitent le réacteur en se frayant un chemin le long de celui-ci. Dans ce cas, l'interaction entre les phases est quasi-nulle, et le régime est inefficace.

b/ Zone de charge

La rétention gazeuse dans cette zone augmente linéairement avec la vitesse d'agitation. Une meilleure dispersion des solides et une répartition uniforme des bulles gazeuses sont atteintes, permettant ainsi, un régime de fonctionnement efficace et un bon transfert entre les différentes phases.

c/ Zone d'engorgement

Lorsqu'on augmente beaucoup la vitesse d'agitation, il y a engorgement du réacteur, donc, un régime de fonctionnement inefficace. Cette vitesse se situe à partir de **500 tr/mn** pour le débit d'air le plus faible. Elle correspond aussi à l'apparition d'un vortex dans le réacteur.

- L'évolution de la rétention gazeuse en fonction du débit d'air, à différentes vitesses d'agitation est présentée dans la figure VII.34. Nous remarquons que la rétention gazeuse augmente avec le débit d'air pour une vitesse d'agitation donnée.

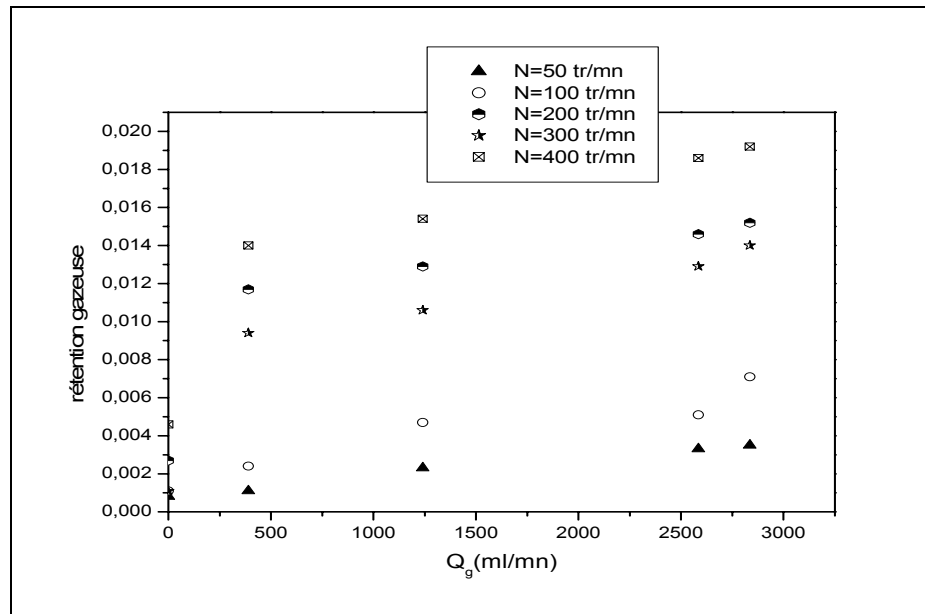


Figure VII.34 : Evolution de la rétention gazeuse en fonction du débit d'air

VII.2.1.2. Influence de la vitesse d'agitation et le débit d'air sur la concentration d'oxygène

L'agitation est l'opération qui permet de créer et d'accélérer le contact entre les phases. Son but, est d'augmenter le gradient de concentration et le maintien des solides en suspension.

Nous avons commencé par varier la vitesse d'agitation entre 50 et 600 tr/mn, en maintenant le débit du gaz à 2835 ml/mn.

La variation de la teneur en oxygène dans l'eau en fonction du temps, à différentes vitesses d'agitation est donnée dans la figure VII.35.

Nous remarquons, que pour un débit de gaz de **2835 ml/mn**, le milieu est bien aéré, même avec la plus petite vitesse d'agitation. La concentration de l'oxygène dissous augmente au cours du temps pour se stabiliser ensuite aux alentours de la concentration de saturation.

Nous avons remarqué aussi, que le phénomène de vortex est observé à partir d'une vitesse d'agitation de 500 tr/mn.

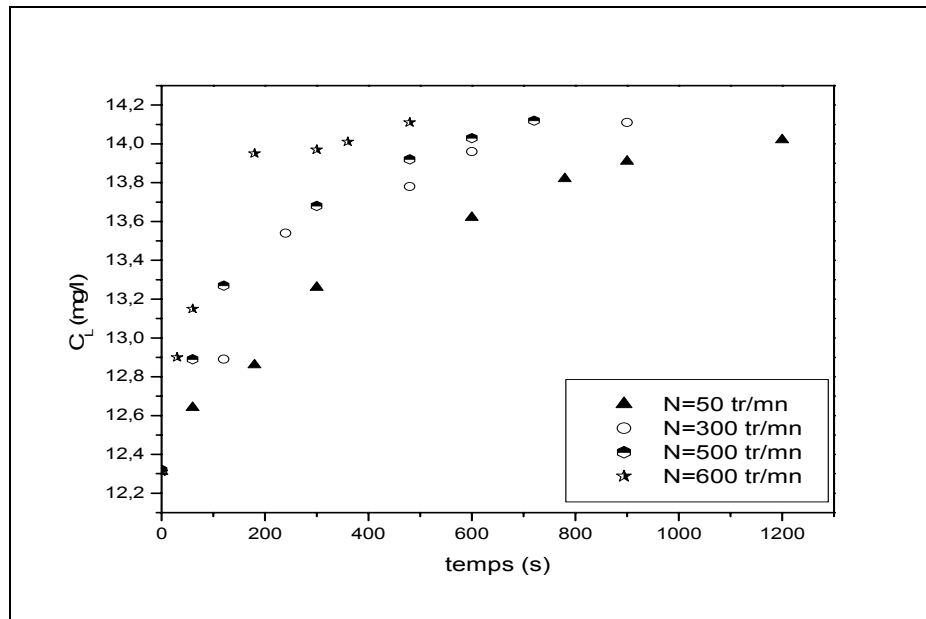


Figure VII.35 : Evolution de la concentration d'oxygène en fonction du temps ($Q_g = 2853$ ml/mn) pour différentes vitesses d'agitation

L'aération est une opération importante, vu que les bactéries responsables de la biodégradation de la matière organique en biomasse et en CO_2 et H_2O , ont besoin d'oxygène.

Afin d'étudier l'influence du débit d'air sur la concentration d'oxygène, nous avons fixé la vitesse d'agitation à 300 tr/mn, et nous avons varié le débit du gaz de 0 à 2835 ml/mn.

Les résultats obtenus sont présentés dans la figure VII.36.

Nous constatons, que la concentration de l'oxygène augmente avec l'augmentation du débit d'air.

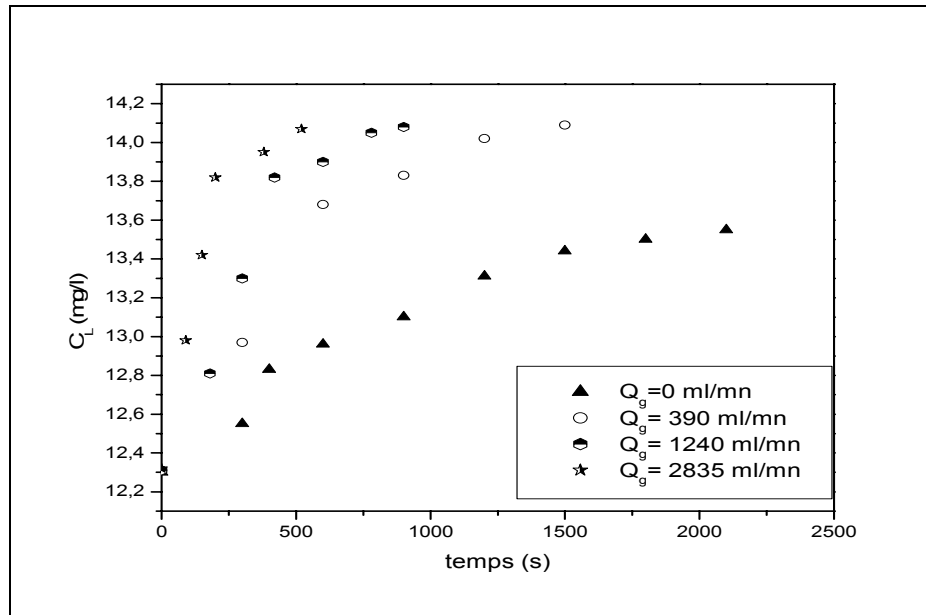


Figure VII.36 : Evolution de la concentration d'oxygène en fonction du temps ($N=300$ tr/mn), pour différents débits d'air

VII.2.1.3. Choix des paramètres expérimentaux

D'après les essais effectués, nous remarquons que :

- Pour un faible débit de gaz et de vitesse d'agitation, l'homogénéisation n'est pas réalisée, le sable se dépose au fond du réacteur et on a une mauvaise dispersion du gaz dans la suspension.
- Après 600 secondes d'agitation (300 tr/mn), et même avec le débit d'air le plus faible (390 ml/mn) et quelques soit la vitesse d'agitation, le réacteur est bien aéré. Mais à partir de 500 tr/mn, le phénomène de Vortex est observé ; donc la vitesse d'agitation dans le réacteur doit être choisie inférieure à 500 tr/mn.

Observations visuelles :

Nous avons remarqué que pour une vitesse d'agitation de 300 tr/mn et pour un débit d'air de 2835 ml/mn, les particules solides sont en suspension et le phénomène de Vortex est évité.

En conclusion, les paramètres choisis pour le traitement biologique où les dispersions gazeuses et solides sont uniformes dans tout le réacteur sont, $Q_g = 2835$ ml/mn, $N = 300$ tr/mn.

VII.2.2. Traitement en bioréacteur agité fermé aéré

Le traitement a été réalisé sur l'échantillon synthétique et l'échantillon réel, dans deux réacteurs, l'un à sable stérile, réacteur témoin, et l'autre à sable ensemencé, bioréacteur. Et ceci, afin d'étudier l'influence de l'ensemencement sur l'efficacité du traitement.

Dans le tableau ci-dessous, nous avons regroupé les conditions opératoires adoptées pour mener les essais de biotraitement. Au cours de ces essais et de la même manière que précédemment, nous avons mesuré la teneur en oxygène dissous, le pH, la teneur en nitrates, la teneur en phosphates, la DCO, la DBO₅, le taux d'hydrocarbures.

Conditions opératoires	Valeur
Quantité de sable	1000 g
Volume de l'effluent à traiter	6 l
Débit d'air	2835 ml/mn
Vitesse d'agitation	300 tr/mn

Tableau VII.15 : conditions opératoires du bioréacteur agité fermé aéré

VII.2.2.1. Résultats des essais de traitement

- Evolution de la teneur en oxygène dissous**

La concentration de l'oxygène dissous dans le réacteur dépend de plusieurs facteurs ; la vitesse de consommation de l'oxygène par les microorganismes et le débit d'air entrant. Elle représente une indication approximative des besoins en oxygène nécessaire aux microorganismes présents.

Les variations de la concentration en oxygène dissous dans les deux réacteurs sont données dans la figure (VII.37). Nous remarquons, que celui-ci est en excès (au-delà de 2.5 mg/l). A partir du 8^{ème} jour, la concentration devient plus importante dans le réacteur témoin. Ceci est peut être dû à la consommation plus importante par des bactéries non adaptées à l'effluent).

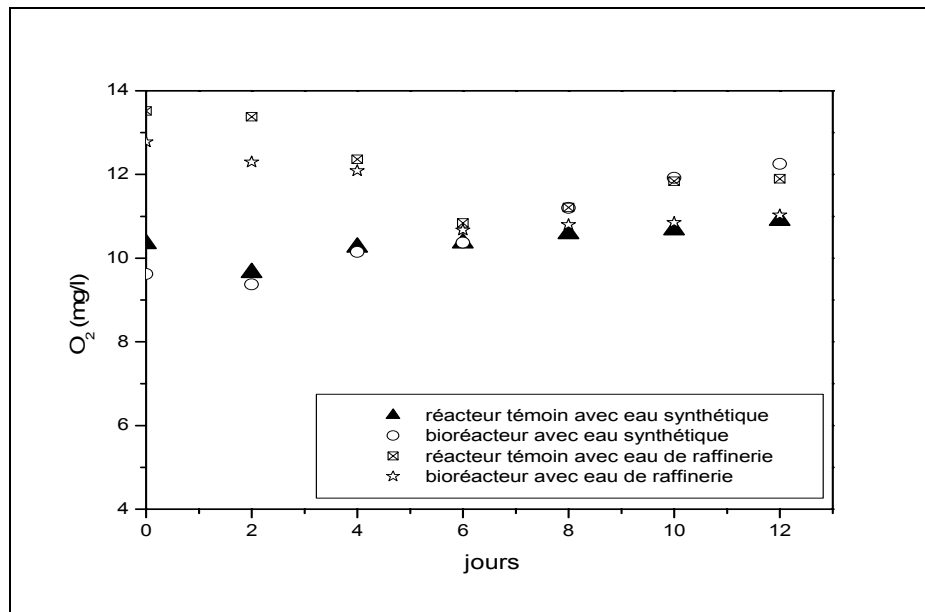
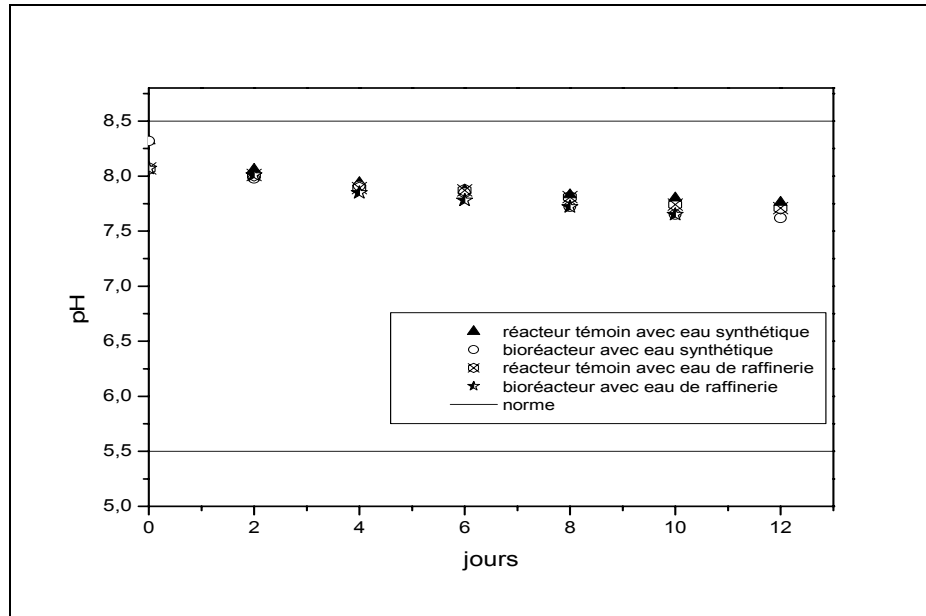


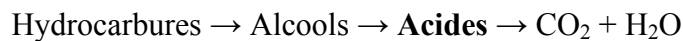
Figure VII.37 : Evolution de la concentration d'oxygène dissous en fonction du temps

- **Evolution du pH en fonction du temps :**

**Figure VII.38** : Evolution du pH en fonction du temps

La figure (VII.38) montre que les valeurs initiales du pH de l'effluent qui sont de 8.32 pour l'effluent synthétique et 8.07 pour l'effluent réel, restent dans les limites fixées pour une biodégradation des hydrocarbures. Ces valeurs chutent progressivement au cours du traitement dans les deux réacteurs, mais elle est plus importante dans le réacteurensemencé. Ce qui indique une activité microbienne plus intense, donc une assimilation des composées organiques.

La chute du pH, est due à la synthèse des composés métabolites (composés acides) suite aux divers réactions biochimiques survenant au cours de la biodégradation avant la minéralisation totale des hydrocarbures :



• **Evolution de la teneur en nitrate :**

Les figures VII.39 montrent l'évolution de la teneur en nitrates au cours du traitement

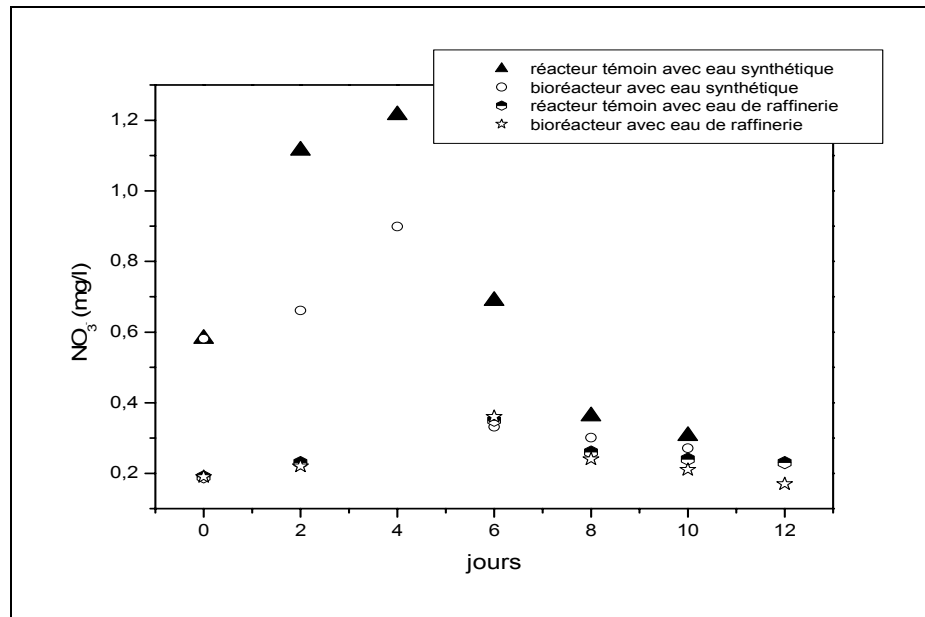


Figure VII.39 : Evolution de la concentration des nitrates en fonction du temps

D'après ces résultats :

- Nous remarquons que durant les quatre premiers jours, la teneur en nitrates a augmenté dans les deux réacteurs. Ceci peut s'expliquer par un phénomène de nitrification qui peut survenir d'après **Schloesing** et **Muntz** [50], lorsque le milieu est riche en matière organique, et en présence de l'ion ammonium, ce dernier se transforme en nitrates si les conditions d'aération sont bonnes, la température est modérée et le milieu est légèrement alcalin.
- Le phénomène de nitrification se déroule en deux étapes selon **Winogradsky (1980)** [51]:
 - La nitrosation, qui est la transformation de l'ion ammonium (NH_4^+) en ion nitrite (NO_2^-) par les bactéries nitreuses (Nitrosomonas, Nitrococcus)
 - La nitrification qui est la transformation de l'ion nitrite (NO_2^-) en ion nitrate (NO_3^-) par les bactéries nitriques (Nitrobacter, Nitrocystis).
- L'augmentation de la teneur en nitrates est légèrement plus importante dans le réacteur témoin à sable stérile, que dans le bioréacteur à sableensemencé. Ceci peut être attribué à l'activité microbienne plus intense dans le bioréacteur.
- A partir du 6ème jour, la teneur en nitrates, malgré le maintien des mêmes conditions du milieu (aération, température et pH), diminue pour les deux effluents. Ceci est dû à l'épuisement des éléments nutritifs.

• Evolution de la teneur en phosphates

L'évolution de la teneur en phosphates en fonction du temps est illustrée dans la figure VII.40. Nous constatons, que l'assimilation des phosphates est importante durant les six premiers jours de traitement, et qui correspondent à la phase de croissance exponentielle.

Cette assimilation est plus importante dans le bioréacteur car l'activité bactérienne est plus importante.

Pendant le reste de la période de traitement, l'assimilation des phosphates dans les deux réacteurs, devient relativement stable. Elle correspond à la phase stationnaire et le début de la phase de déclin suite à l'épuisement du substrat.

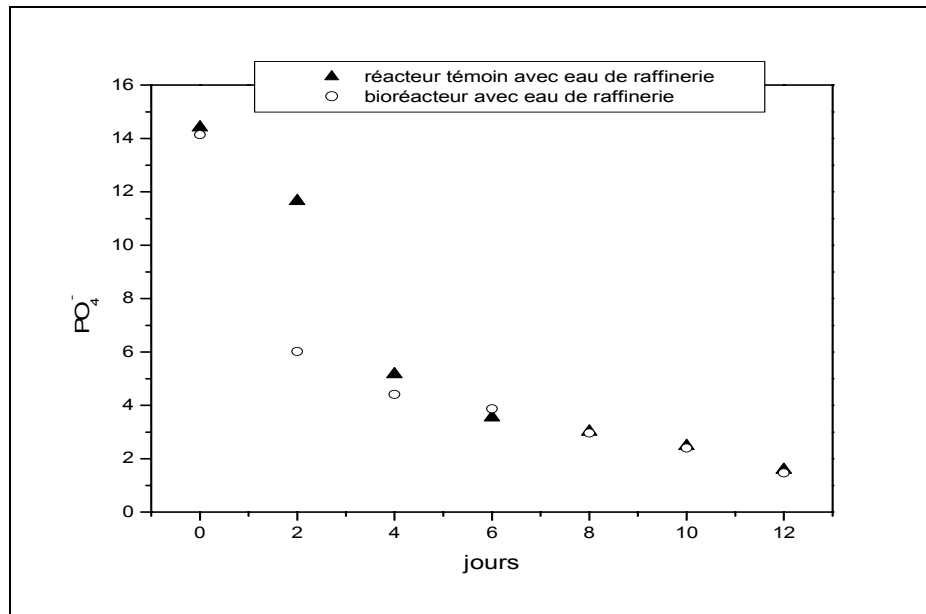


Figure VII.40 : Evolution de la concentration des phosphates en fonction du temps (Effluent réel)

• Evolution de la demande chimique en oxygène :

- L'évolution de la demande chimique en oxygène est illustrée sur la figure VII.41. D'après les résultats, nous constatons une diminution de la DCO dans les deux réacteurs et pour les deux échantillons, synthétique et réel. Cette diminution signifie qu'il y a minéralisation de la matière organique, donc biodégradation des hydrocarbures.
- Dans le bioréacteur où le sable estensemencé, nous remarquons que la diminution de la DCO est un peu plus importante que celle du réacteur témoin avec un sable stérile. Ceci peut s'expliquer par l'activité plus intense développée par les bactéries déjà adaptées à l'effluent.
- A partir du 6^{ème} jour, nous constatons que les performances des deux réacteurs deviennent similaires, du fait de l'épuisement du substrat dans l'alimentation.
- Nous pouvons conclure, que les résultats de traitement sont satisfaisants, vu que la DCO est au dessous de la norme dès le 6^{ème} jour pour l'échantillon synthétique et dès le 2^{ème} jour pour l'échantillon réel.

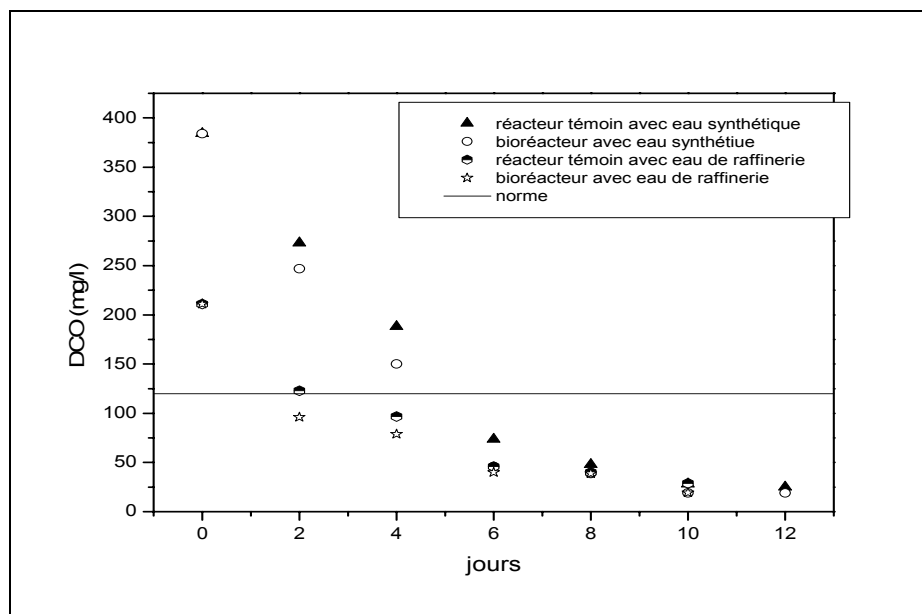


Figure VII.41 : Evolution de la concentration de la DCO en fonction du temps

• **Evolution du taux d'hydrocarbures en fonction du temps :**

L'évolution du taux d'hydrocarbures au cours du temps a été suivie grâce à l'analyse des eaux par IR. Le spectre IR donne pour chaque type de liaison, la densité $D = -\log T$. Pour les hydrocarbures, le spectre indique un pic à une longueur d'onde de 3000 cm^{-1} .

Les résultats obtenus sont présentés dans les figures (VII.42, 43) suivantes : (résultats IR, voir annexe N°6).

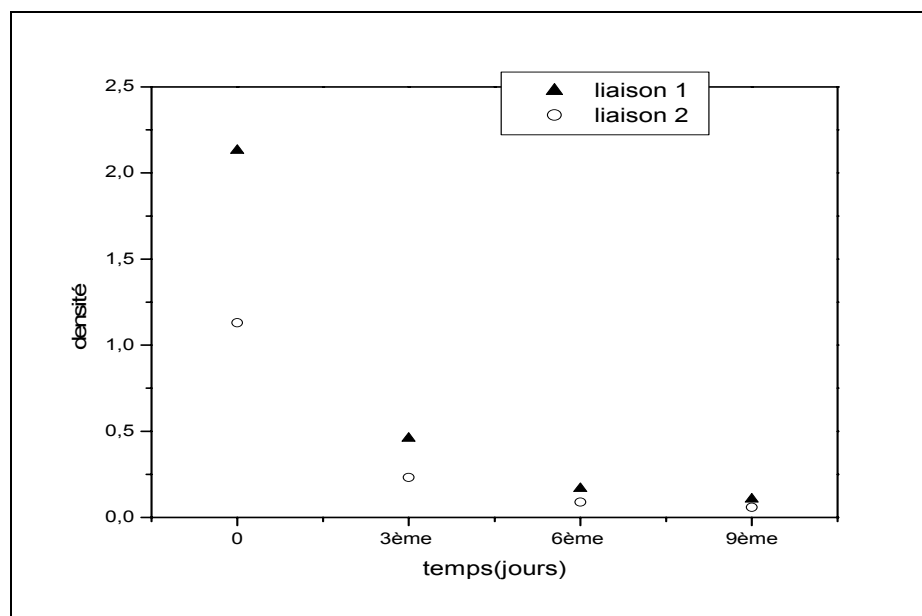


Figure VII.42 : Evolution de l'élimination des hydrocarbures au cours du temps (Effluent synthétique)

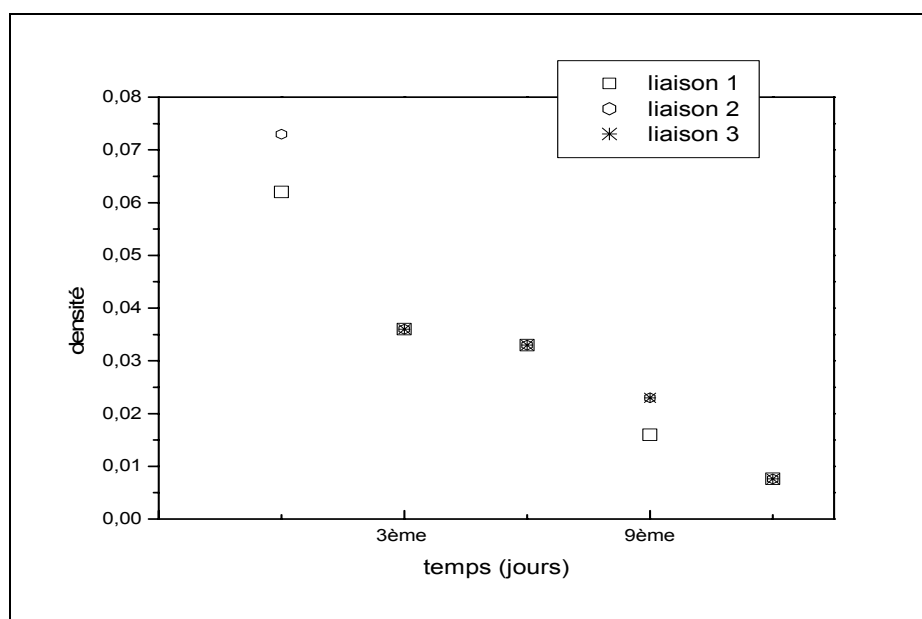


Figure VII.43: Evolution de l'élimination des hydrocarbures au cours du temps (Effluent réel)

Les résultats obtenus par IR, (voir spectres) montrent la présence de deux pics pour l'échantillon synthétique, et trois pics pour l'échantillon réel, à une longueur d'onde de 3000 cm^{-1} , caractérisant les hydrocarbures (à simple, à double, et à triple liaison).

Les pourcentages d'élimination des hydrocarbures sont présentés dans le tableau et les graphes suivants :

échantillon synthétique			Echantillon réel			
jour	liaison 1 c-c	liaison 2 c=c	jour	liaison 1 c-c	liaison 2 c=c	liaison 3 c≡ c
3 ^{ème}	78.49 %	79.47 %	3 ^{ème}	41.19 %	50.68 %	50.68 %
6 ^{ème}	92.92 %	92.21 %	6 ^{ème}	46.77 %	54.79 %	54.79 %
9 ^{ème}	95.07 %	94.87 %	9 ^{ème}	74.42 %	68.49 %	68.49 %
			12 ^{ème}	87.77 %	89.59 %	89.59 %

Tableau VII.16 : pourcentages d'élimination des hydrocarbures

Nous constatons qu'il y'a effectivement une biodégradation des hydrocarbures qui est plus importante pour l'échantillon synthétique que pour l'échantillon réel. Ceci peut être attribué à la complexité de l'échantillon réel par rapport à l'échantillon synthétique.

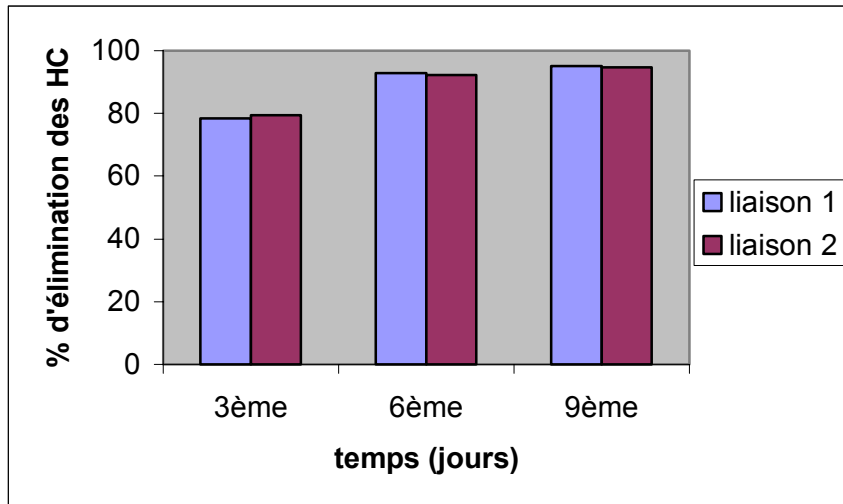


Figure VII.44 : pourcentages d'élimination des hydrocarbures (effluent synthétique)

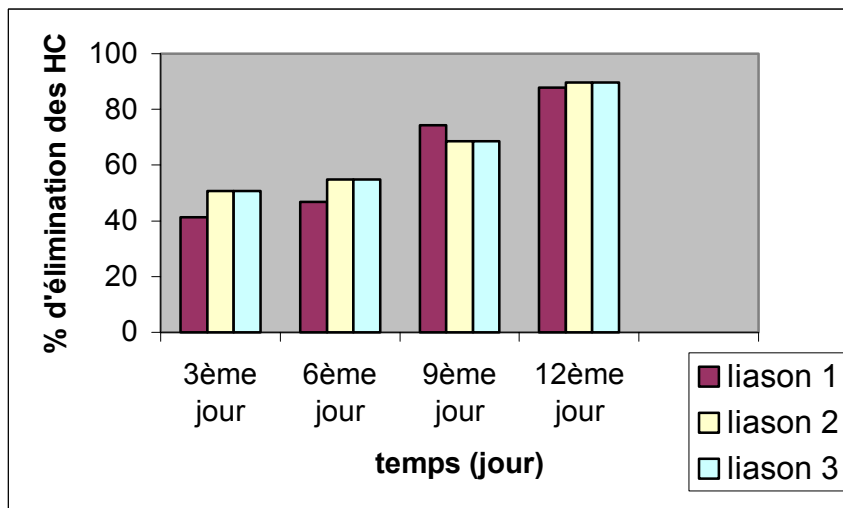


Figure VII.45 : pourcentages d'élimination des hydrocarbures (effluent réel)

Les résultats du suivi des paramètres de pollution, à savoir, la DCO et les HC, nous permettent de constater que :

- La valeur de la DCO atteint la norme au bout du 3^{ème} jour de traitement pour l'échantillon réel, et au bout du 5^{ème} jour pour l'échantillon synthétique.
- Le pourcentage d'élimination de la DCO est de 86,35% après 9 jours de traitement, pour l'échantillon réel, et 93.49 % après 12 jours pour l'échantillon synthétique.
- Les hydrocarbures aromatiques (hydrocarbures détectés par IR) sont éliminés à 94.97% pour l'échantillon synthétique après 9 jours de traitement, et à 88.98% après 12 jours pour l'échantillon réel.
- Nous pouvons donc, conclure que les résultats du traitement des échantillons synthétique et réel sont satisfaisants.

VII.3 Comparaison entre le traitement dans le bioréacteur agité fermé aéré, et le bioréacteur à lit fluidisé triphasique :

La comparaison de l'efficacité des deux bioréacteurs a été effectuée en comparant les différents résultats obtenus après traitement, à savoir le pourcentage d'élimination de la DCO et des HC pour les deux échantillons, synthétique et réel.

- Pour l'échantillon réel, la valeur de la DCO a atteint la norme au bout du **1^{er} jour** de traitement dans le bioréacteur à lit fluidisé triphasique et au bout de **3 jours** dans le bioréacteur fermé agité aéré.
- Pour l'échantillon synthétique, la norme est atteinte après **cinq jours** de traitement dans le bioréacteur fermé agité aéré, tandis que dans le bioréacteur à lit fluidisé triphasique, elle est atteinte après seulement **deux jours** de traitement.
- Les pourcentages d'élimination de la DCO pour les deux bioréacteurs sont présentés dans le tableau suivant :

Echantillon réel :

Jour	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
(%)d'élmnt (B.A.F.A)		41.71		54.12		78.19		81.04		86.35	
(%)d'élmnt B.L.F.T	41.71		54.50		63.65		70.90		72.70		82

Tableau VII.17 : Comparaison des pourcentages d'élimination de la DCO pour l'échantillon réel

Échantillon synthétique :

Jour	1er	2ème	3ème	4ème	5ème	6ème	8ème	10ème	12ème
(%)élim (B.A.F.A)		28.90		51.04		80.85	87.60	92.26	93.48
(%)élim B.L.F.T	60.93	85.42	95.05	95.05	95.10				

Tableau VII.18 : Comparaison des pourcentages d'élimination de la DCO pour l'échantillon synthétique

- Les pourcentages de réduction de la DCO sont de 86.35% au bout du 10^{ème} jour pour l'effluent réel traité dans le bioréacteur agité fermé aéré, et de 82% après 11 jours de traitement dans le bioréacteur à lit fluidisé triphasique.

- Pour l'effluent synthétique, la DCO est réduite de 95.10% après cinq jours de traitement en bioréacteur à lit fluidisé triphasique, et à 93,48% après 12 jours de traitement en bioréacteur agité fermé aéré.

Les hydrocarbures ont été éliminés à leur tour, par différents pourcentages, nous présentons ces pourcentages dans le tableau suivant :

Échantillon synthétique :

Jour	2ème	3ème	5ème	6ème	9ème
Composé 1					
(%) _{d'élim} (B.A.F.A)		78.49		92.92	95.07
(%) _{d'élim} (B.L.F.T)	63.85	65.51	100		
Composé 2					
(%) _{d'élim} (B.A.F.A)		79.47		92.21	94.87
(%) _{d'élim} (B.L.F.T)	66.90	71.59	100		

Tableau VII.19 : Comparaison des pourcentages d'élimination des hydrocarbures pour l'échantillon synthétique**Echantillon réel :**

Jour	1er	3ème	5ème	6ème	7ème	9ème	12 ^{ème}
Composé 1							
(%) _{d'élim} (B.A.F.A)		41.19		46.77		74.42	87.77
(%) _{d'élim} (B.L.F.T)	40.48	43.55	47		100		
Composé 2							
(%) _{d'élim} (B.A.F.A)		50.68		54.79		68.49	89.59
(%) _{d'élim} (B.L.F.T)	30.024	49.45	50.68		100		
Composé 3							
(%) _{d'élim} (B.A.F.A)		50.68		54.79		68.49	89.59
(%) _{d'élim} (B.L.F.T)	32.58	100					

Tableau VII.20 : Comparaison des pourcentages d'élimination des hydrocarbures pour l'échantillon réel

Nous constatons d'après ces résultats que l'élimination des hydrocarbures dans le bioréacteur à lit fluidisé triphasique est meilleure que celle du bioréacteur fermé agité aéré. Dans le 1^{er}, ils sont éliminés à 100%, tandis que dans le 2^{ème}, ils sont éliminés à entre 87.77 -95%.

En conclusion, le bioréacteur à lit fluidisé triphasique est plus efficace que le bioréacteur agité fermé aéré, du point de vue rendement d'élimination de la DCO et des HC. Cette différence est liée aux avantages du bioréacteur à lit fluidisé triphasique, entre autres, un meilleur transfert de matière entre les phases, comparé au bioréacteur agité fermé aéré.

CONCLUSION GENERALE

Le bioréacteur à lit fluidisé triphasique a permis de mieux traiter l'eau contaminée par les hydrocarbures par rapport au bioréacteur agité fermé aéré. L'efficacité est donnée par les rendements d'élimination des différents paramètres de pollution au cours du temps. En effet, ce type de bioréacteur a permis d'éliminer plus rapidement des quantités plus importantes des polluants « HC ».

Aussi, les avantages du bioréacteur à lit fluidisé triphasique sont mis en évidence par les différents résultats obtenus après traitement. En effet, la qualité du transfert de matière, le bon mélangeage des phases en présence, le mouvement brownien des particules, et l'importante surface spécifique par unité de volume du lit accélèrent l'élimination des polluants « HC » et améliore l'efficacité de traitement.

Les résultats obtenus lors du traitement biologique, nous permettent de dire que le lit fluidisé triphasique gaz-liquide-solide peut constituer une solution alternative pour le traitements des eaux de rejet de la raffinerie d'Alger traitées jusqu' à aujourd'hui par les foins, dont l'insuffisance a été démontrée à travers le suivi des paramètres de pollution après traitement

Le travail effectué est en fait, une contribution à l'étude du traitement biologique des eaux contaminées par les hydrocarbures en lit fluidisé triphasique gaz-liquide-solide. Vu la quantité et la qualité de la recherche restant à faire dans ce domaine aussi bien, point de vue scientifique qu'applications, la fluidisation triphasique mériterait d'être continuée avec :

- Différentes vitesses de fluidisation : $2U_{mf}$, $3U_{mf}$, $4 U_{mf}$, $5 U_{mf}$.
- Des charges polluées plus variées.
- Différentes hauteurs de lit.
- Des colonnes avec différentes dimensions.

BIBLIOGRAPHIE

- [1] : LERTPOCASOMBUT, K., « Epuration carbonée par film biologique mince dans un réacteur à lit fluidisé triphasique », Thèse de doctorat, INSA, Toulouse, France, 1991.
- [2]: HIRATA, A., UMEZAWA, H., ENDOU, E., HOSAKA, Y., “Biological treatment of waste water from the washing of oil and chemical drums in a three phase fluidized bed”, International Chemical Engineering, vol 32, N°3, pp 578-584, July 1992.
- [3] : l'industrie et l'environnement dans les pays de la loire. Edition 2001.
- [4] : Pollution par les hydrocarbure, Edition 2000
- [5] : Article extrait du journal Actualité, Février 2003
- [6] : MOLL, D., Agent de la qualité de l'eau. Les normes de rejet des eaux et les paramètres d'analyse de la pollution, 1999/2000.
- [7] : ABOUSEOUD, M., « Etude de la biodégradation de deux fractions pétrolières par les Pseudomonas. Sp », thèse de Magister en chimie industrielle, 1997.
- [8] : BENOIT, Z., Impact de l'homme sur l'environnement géologique ». Résumé de la littérature dans le cadre des cours SCT.5340.
- [9] : WHITHIER,P., Pétrole et raffinage. Génie chimique, tome 1, tome 2, Technip, Paris (1971).
- [10] : MALL, G., «Dégradation des hydrocarbures d'origine pétrolière par voie microbiologique » Bioengineering, n°95.
- [11] : SCHLEGEL, H., General microbiology. Cambridge U.P, Sixth ed 1988.
- [12] LAPINSKAS, J., Chemistry and Industry. Dec n°12, 1989
- [13] : ATLAS, RRM. Micribial rev. March, vol 45, n° 3, pp 180-209, 1981
- [14] : GIBSON, D.T., Crit. Rev.Mibrobiol n°1, pp 199-223, 1971.
- [15] : WALKET, J.D., Can.J.Microbiol. n°22, pp 598-602, 1976.
- [16] : WALKER, J.D., Can. J. Microbial. n° 22, pp 1209-1213,1976.
- [17] : WALKER, J.D., Can. J. Microbial. n° 22, pp 885-891, 1976
- [18] : JAMISON, V.M., third Int Biodeg Symp, pp 187-196, App Science Pub,1976
- [19] : ATLAS R.M., App. Microbiol. N°30, pp 396-403, 1975
- [20] : VADEMCUM. A l'image des inspecteurs chargés de la protection de l'environnement, 1990.

- [21] : Décret exécutif n° 93-163 du journal officiel n° 46 du 14.07.1993.
- [22] : « Wastewater treatment technologie », Development Document for CWT pont Source Category, chap 08, 2000.
- [23] : KOETTY, E., BAUER, W., « Fermentations et technologie enzymatique, Université de Lausanne, Semestre d'été 2001, Sciences alimentaires.
- [24] : CORNE, M., « Dynamique des populations bactériennes en culture mixte ». thèse de Doctorat, l'université Claude Bernard- Lyon- 2000.
- [25] : PELEZA, M., Microbiology. N.Y. Mc Graw Hill, Fourth ed 1997.
- [26] : BROCK, T.D., Biology of microorganisms Englewood cliffs 3rd ed 1979
- [27] : STANIER, H., General Microbiology. London Mc Millan 1978
- [28] : COSTA, E., LUCAS, A., GARCIA, P., Ind. Eng. Chem. Process. Res. Dec 1988, 25, 849-854.
- [29] : HOUDE, M., « Conception d'un réacteur triphasé à fluidisation gaz – liquide – solide. Application à la synthèse en continu des magnésiens d'halogénures gazeux ». Thèse de Doctorat de l'UTC, ENSIC, 1990.
- [30] : HIM, J.Y., GONTHIER, Y., BERNIS, A., « le lit fluidisé triphasique inverse fonctionnant à contre courant de gaz et de liquide: Hydrodynamique et transfert de matière, Résumé de thèse de Doctorat, Université de Savoie.
- [31] : FAN, L.S., « Gas-liquid fluidization engineering », Hydrodynamics of cocurrent up ward fluidized bed systems, chap 02, pp 33-161, 1989
- [32] : CHANG, H.T., RITTMANN, B.E., « Predicting bed dynamics in three-phase fluidized bed biofilm reactors », Wat. Sci. Tech. Vol 29, N°10-11, pp 231-241, 1994.
- [33] : LARACHI, F., ELLIUTA, I., RIVAL, O., GRANDJEAN, B.P.A., « Predicting of minimum fluidization velocity in three-phase fluidized beds reactors, Ind. Eng. Chem. Res, vol 39, pp 563-572, 2000.
- [34] : WILD, G., SCHWARTZ, J.L., CHARPENTIER, J.L., SABERRIAN, M., « les réacteurs à lit fluidisés gaz -liquide- solide », Etat de l'art et perspectives industrielles, Entropie N°106, pp 3-36, 1982.
- [35] : FAN, L.S., Bubble dynamics in liquid-solid suspensions. AIChE Symposium Series, N° 308, vol 91, 1995.
- [36] : LARACHI, F., BELFARES, L., ILIUTA, I., GRANDJEAN, B.P.A., « Three - phase fluidization macroscopic hydrodynamics revisited » Ind. Eng. Chem. Res, vol 40, pp 393-1008, 2001.

- [37] : ZHANG YOU, Z., WEN, Y., "Studies of technical conditions of three phase biological fluidized bed for treatment of organic wastewater, water treatment journal, vol 09, pp 65-72, 1994.
- [38] : FAN, L.S., « Gas-liquid fluidization engineering », aerobic biological wastewater treatment, chap 08, pp 515-588, 1989
- [39] : "Biofilms" Biotechnologie environnementale, EPFL/ IGE/LBE.
- [40] : RITTMANN, B.E., LASPIDOU, S.C., "Biofilm detachment", 2000
- [41] : HIRATA, A., HOSAKA, Y., UMEZAWA, H., "Characteristics of simultaneous utilization of oxygen and substrate in a three-phase fluidized bed bioreactor", Jour of Chem. Eng of Japan, vol 23, N° 03, pp 303-307, 1990.
- [42] : TRINET, F., HEIM, R., AMAR, D., CHANG, H.T., RITTMANN, B.E., "Study of biofilm and fluidization of bioparticles in a three phase liquid-fluidized bed reactor", Wat.Sci.Tech, vol 23, pp 1347-1354, 1991.
- [43] : YU, H., RITTMANN, B.E., "Predicting bed expansion and phase holdups for three-phase fluidized bed reactors with and without biofilm, Water Researchs, vol 31, N° 10, pp 2604-2616, 1997.
- [44] : ROUSTAN, M., CAPDEVILLE, B., BASTOUL, D., « Influence of the hydrodynamic behavior of a three-phase fluidized bed used for effluent treatment », INSA Toulouse
- [45] : STEWART, P.S.B., DAVIDSON, J.F., "three phase fluidization, water, particles and air", Chem.Eng.Sci, N° 19, pp 319.
- [46] : MUROYAMA, K., FAN, L.S., "Fundamentals of gas-liquid-solid fluidization", A.I.C.H.E.Journal, vol 113, n° 1, pp.1-32, Jan 1985.
- [47] : NACEF, S., WILD, G., LAURENT, A., CHARPENTIER, J.C., "Effets de la coalescence sur l'hydrodynamique des réacteurs à lit fluidisé gaz-liquide-solide à co-courant vers le haut, CNRS - ENSIC – INPL - Nancy.
- [48] : CHIKH, R., "Application d'un réacteur compact haute performance (HCR) dans le traitement des charges polluantes d'hydrocarbures. Thèse de Magister, 2004.
- [49] : KEMMAR, F.N., « The NALCO water handbook, Mac Graw Hill Company, 2nd edition, 1987.
- [50] : SPRENT, J.I., « The ecology of the nitrogen cycle », Cambridge Univ. Press, 1987.
- [51] : SUBBA RAO, M.S., "Biological nitrogen fixation", Gordon et Breach, New York, 1988.

ANNEXE 1

TECHNIQUES EXPERIMENTALES DE MESURE DES PARAMETRES DE POLLUTION :

I/ Détermination de la demande chimique en oxygène (DCO) :

1- Principe :

Dans des conditions définies, certaines matières contenues dans l'eau sont oxydées par un excès de dichromate de potassium. En milieu acide et en présence de sulfate d'argent et de sulfate de mercure, l'excès de dichromate de potassium est dosé par le sulfate de fer et d'ammonium.

2- Réactifs :

- Eau distillée fraîchement préparée
- Sulfate de mercure cristallisé
- Sulfate de fer
- Sulfate de fer et d'ammonium
- Acide sulfurique (d=1.84)
- 10-phénanthroline.

3- Préparation des solutions :

- Solution de sulfate d'argent :

1. Sulfate d'argent cristallisé.....6.6 g
2. Acide sulfurique (d=1.84) 1000 ml

- Solution de dichromate : 0.25N

1. Dichromate de potassium (séché 2 heures à 100°C) 12.2588 g
2. Eau distillée..... 1000 ml

- Solution de ferroïne :

1. 10- phénanthroline1.489 g
2. Sulfate de fer 0.695 g
3. Eau distillée100 ml

- Solution de sulfate de fer et d'ammonium :

1. Sulfate de fer et d'ammonium 98 g
2. Acide sulfurique (d=1.84)..... 20 ml
3. Eau distillée 1000 ml

Le titre de cette solution doit être vérifié tous les jours.

4- Mode opératoire :

1. Introduire 10 ml d'eau à analyser dans une éprouvette de 100ml
2. Ajouter 0.2 g de sulfate de mercure cristallisé et 1 ml de solution de sulfate d'argent
3. Chauffer, si nécessaire jusqu'à parfaite dissolution.
4. Ajouter 5 ml de dichromate de potassium, puis 14 ml de solution de sulfate d'argent
5. Porter à ébullition dans le réacteur DCO pendant 2 heures
6. Laisser refroidir
7. Diluer à 70 ml avec de l'eau distillée
8. Ajouter quelques gouttes de solution de ferroïne
9. Doser avec la solution de sulfate de fer et d'ammonium 'sel de Mohr) jusqu'à obtention du virage au rouge violacé.

La même procédure est utilisée sur un échantillon de 10ml d'eau distillée (essai à blanc) pour déterminer le volume nécessaire au dosage du blanc.

La DCO exprimée en mg d'O₂/l est calculée à partir de l'équation suivante :

$$DCO = \frac{8000 (V_0 - V_1) T}{V}$$

V₀ : Volume de sulfate de fer et d'ammonium nécessaire au dosage (ml).

V₁ : Volume de sulfate de fer et d'ammonium nécessaire à l'essai à blanc (ml).

T : Titre de la solution de sulfate de fer et d'ammonium.

V : Volume de la prise d'essai.

5- Vérification du titre de solution de sulfate de fer et d'ammonium :

Dans un bécher, mettre 5 ml, exactement mesurés, de solution de dichromate de potassium 0.25 N et compléter à 50 ml par de l'eau distillée. Ajouter 15 ml d'acide sulfurique (d=1.84). Laisser refroidir. Ajouter quelques gouttes de solution de ferroïne et déterminer la quantité nécessaire de sulfate de fer et d'ammonium pour obtenir le virage au rouge violacé.

$$T = \frac{\text{ml} (K_2Cr_2O_7) 0.25}{\text{ml} (Fe(NH_4)_2 (SO_4)_2)}$$

II/ Détermination de la demande biochimique en oxygène DBO₅ :

a/ Principe :

En fonction de la valeur de la DCO mesurée et de la valeur de la DBO₅ suspectée, il est introduit une quantité connue d'eau dans un flacon de mesure qui est relié au système manométrique. L'oxygène dissous qui est absorbé par les microorganismes pour dégrader la matière organique, est remplacé par l'oxygène de l'air qui était au dessus de

l'échantillon dans le flacon. Le CO₂ produit est absorbé par la soude. La différence de pression est directement affichée à l'échelle manométrique en mg/l de DBO₅.

b/ Réactifs :

- Pastilles de soude caustique
- Mercure

c/ Appareillage :

- Flacons d'échantillons en verre bruns de 500 ml de capacité.
- Barreau magnétique d'agitation
- Armoire thermostatée à 20°C
- Flacons avec pastilles de soude
- Dispositif d'agitation.

d/ Mode opératoire :

La valeur de la prise d'essai est déterminée en fonction des résultats attendus et en fonction de la valeur de la DCO.

Marge de DBO ₅	Volume d'eau en ml	Coefficient de conversion
0 - 40	432	1
0 - 80	365	2
0 - 200	250	5
0 - 400	164	10
0 - 800	97	20
0 - 2000	43.5	50
0 - 4000	22.7	100

- ◆ Mesurer la prise d'essai dans le flacon brun.
- ◆ Introduire un barreau aimanté dans le flacon.
- ◆ Placer dans le col de la bouteille le support en caoutchouc qui contiendra une à deux pastilles de NaOH.
- ◆ Mettre le bouchon sans le serrer.
- ◆ Enclencher l'agitation et pour équilibrer la température (à 20°C), agiter pendant une heure.
- ◆ Fermer les bouchons du flacon et du réservoir (à mercure)
- ◆ Ajuster l'échelle au niveau du mercure dans le capillaire
- ◆ Noter la date et l'heure de la mise en marche
- ◆ Lire attentivement les valeurs indiquées sur l'échelle.

Après le cinquième jour, lire le résultat sur l'échelle, le multiplier par le coefficient de conversion. Le résultat correspond à la consommation d'oxygène en mg/l.

III/ Détermination des matières en suspension :**a/ Principe :**

L'eau est filtrée et le poids des matières retenues est déterminé par différence de pesée.

b/ Mode opératoire :

- ♦ Avant la pesée du filtre à vide, le laver à l'eau distillée puis le sécher à 100-105°C. Ce filtre est refroidi dans un dessiccateur puis pesé.
- ♦ Verser la prise d'essai (≥ 100 ml) sur le filtre
- ♦ Laver le récipient ayant contenu la prise d'essai avec de l'eau distillée. Si l'eau à analyser est huileuse, laver le récipient et le filtre avec un solvant organique (chloroforme).
- ♦ Sécher le filtre à l'étuve à 105°C pendant 30 min.
- ♦ Refroidir le filtre au dessiccateur, puis peser.

c/ Expression des résultats :

Le taux de matières en suspension exprimé en mg/l est donné par la formule :

$$\text{MES (mg/l)} = (m_2 - m_1) \times 10^3$$

m_1 : poids du filtre vide (mg)

m_2 : poids du filtre plein (mg)

PE : le volume de la prise d'eau à analyser (en ml).

IV/ Dosage des hydrocarbures totaux par spectrophotomètre (IR) :**a/ Principe :**

- Extraire les produits hydrocarbonés par le tétrachlorure de carbone (CCl_4) .
- Séparer des hydrocarbures des autres matières organiques par chromatographie sur colonne garnie d'un agent absorbant déterminé.
- Effectuer une mesure spectrophotométrique.

b/ Réactifs :

Silice absorbant synthétique (florisil 60/100 mesh).

- Tétrachlorure de carbone
- Sulfate de sodium anhydre
- Chlorure de sodium.

c/ Appareillage :

- Spectrophotomètre infrarouge.
- Papiers filtres
- Colonne chromatographique en verre de 1 cm de diamètre interne munie d'un robinet.
- Matériel courant de laboratoire

d/ Mode opératoire :**d- 1 Extraction :**

Dans un flacon on introduit 1000 ml d'eau à analyser à laquelle nous ramenons le pH à 5 par de l'acide chlorhydrique 0.5N.

- Nous ajoutons 5g de chlorure de sodium et 50 ml de tétrachlorure de carbone CCl_4 .
- Nous bouchons le flacon de façon à disperser le CCl_4 au sein de l'échantillon.
- Nous agitons le mélange à l'aide d'un agitateur pendant une heure.
- Nous laissons décanter dans une ampoule à décanter, ensuite nous prélevons la phase de tétrachlorure de carbone et nous filtrons sur papier filtre contenant 1 g de sulfate de sodium anhydre.

d- 2 Chromatographie :

- Introduire dans la colonne 5 g d'agent absorbant
- Prélever 20 ml de filtrat et l'introduire dans la colonne
- Ouvrir le robinet de la colonne et recueillir la solution chromatographiée dans une fiole jaugée de 50 ml en notant le volume recueilli.
- Rincer la colonne avec une quantité de tétrachlorure de carbone inférieure ou égale au volume de la colonne
- Joindre la solution de rinçage au contenu de la fiole jaugée jusqu'à obtention de 50 ml de solution chromatographiée.

d- 3 Résultats :

La concentration des hydrocarbures est exprimée directement en mg/l.

V- Dosage des ortho phosphates par colorimétrie $[\text{PO}_4^{3-}]$:**1-Réactifs :**

- Solution d'acide sulfurique ($d= 1.84$) à 20%
- Solution d'émétique
- Solution de Molybdate d'ammonium à 40 g/l
- Solution d'acide ascorbique.
- Eau minéralisée

Conserver le réactif au réfrigérateur à 4°C

2- Préparation de solution d'acide ascorbique :

- Acide ascorbique5 g
- Eau distillée100 ml

3- Préparation de la solution émétique :

- Tartrate double d'antimoine et de potassium0.274 g
- Eau distillée.....100 ml

4- Préparation de la solution étalon mère de phosphore 0.05 g/l

- Phosphate mono potassique desséché préalablement
à l'étuve à 100°C.....219.7 mg
- Eau distillée100 ml

Acidifier la solution par 1 ml d'acide sulfurique à 20%.

5- Préparation de la solution étalon fille de phosphore à 1mg/l :

Diluer au 1/50 la solution précédente avec de l'eau distillée au moment de l'emploi.

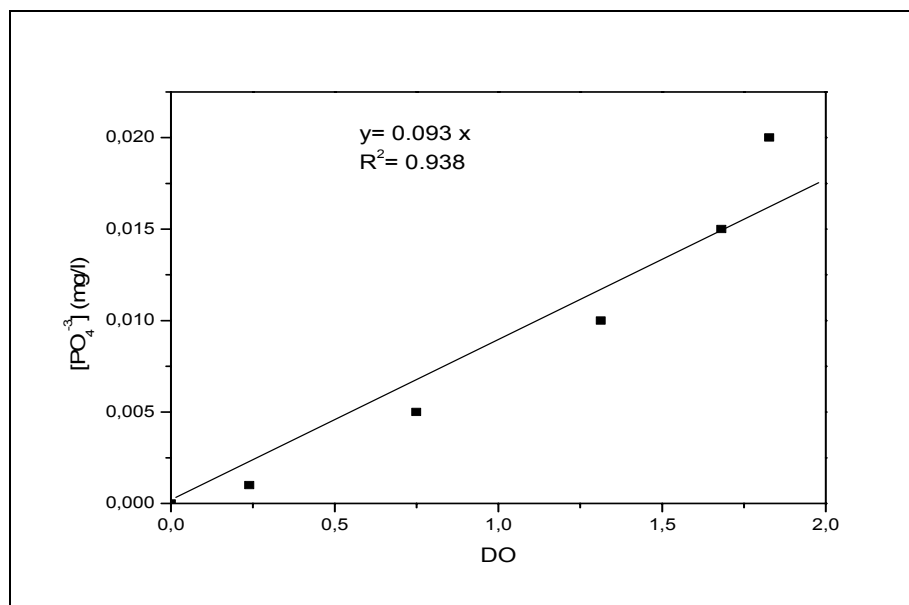
4- Courbe d'étalonnage :

On introduit dans une série de fioles jaugées de 25 ml les volumes suivants : 0, 1, 5, 10, 15, 20 ml de la solution étalon fille à 1 mg/l. On complète à 20 ml avec de l'eau distillée, on obtient les concentrations suivantes : 0, 0.001, 0.005, 0.01, 0.015, 0.02 mg/l.

On introduit dans chaque fiole 1 ml de solution d'acide ascorbique, on agite, puis on ajoute 4 ml de réactif, on mélange soigneusement, on complète éventuellement le volume à 25 ml. Après 30 mn une couleur bleue apparaît et se stabilise.

On effectue les mesures au spectromètre à longueur d'onde égale à 700 nm en cuve de 1 cm. On obtient alors les résultats suivants :

DO	0	0.239	0.749	1.313	1.681	1.827
[PO ₄ ⁻³]	0	0.001	0.005	0.01	0.015	0.02



Courbe d'étalonnage des phosphates

5- Mode opératoire :

On vérifie le pH de l'échantillon qui doit être de 7 ± 1 , on l'ajuste si nécessaire. On introduit 20 ml d'eau dans une fiole jaugée de 25 ml, on ajoute 1 ml de solution d'acide ascorbique puis on poursuit comme pour l'établissement de la courbe d'étalonnage. On tient compte de la valeur lue pour le témoin, se reportant à la courbe d'étalonnage.

VI- Dosage des nitrates [NO₃⁻] :

1- Réactifs :

- Solution de Salicylate de sodium à 0.5% à renouveler toutes les 24 heures.
- Acide sulfurique concentré (d=1.84)
- Solution d'hydroxyde et de tartrate double de sodium et de potassium

NaOH.....400g

Tartrate double de sodium et de potassium.....60g

Eau distillée.....1000ml

2- Préparation de la solution étalon mère d'azote nitrique à 0.1 g/l :

Nitrate de potassium anhydre.....0.722 g

Eau distillée1000 ml

Chloroforme1 ml

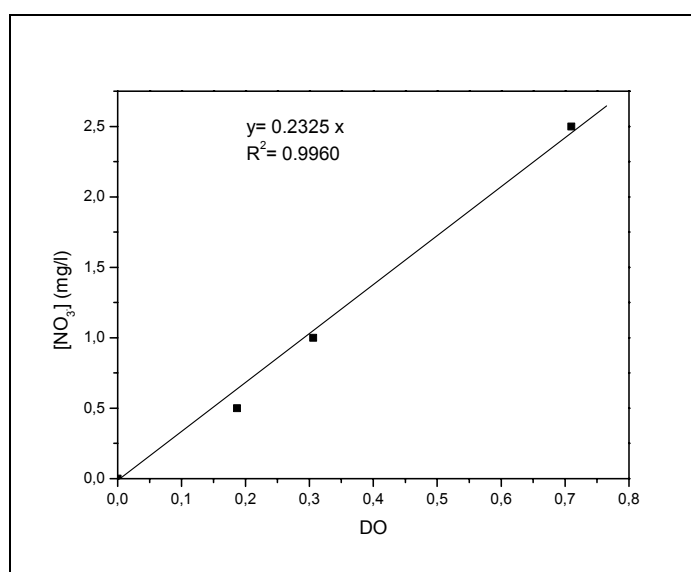
3- Préparation de la solution étalon fille d'azote nitrique à 0.1 g/l :

On introduit 50ml de solution mère à 1000 ml avec l'eau distillée.

4- Courbe d'étalonnage :

Dans une série de fioles jaugées de 100 ml, on introduit les volumes suivants : 0, 1, 2, 5, 10 ml de la solution fille étalon d'azote nitrique correspond aux concentration suivantes : 0, 0.5, 1, 2.5, 5 mg/l, puis on ajuste avec de l'eau distillée jusqu'à 10 ml, et enfin on ajoute 1 ml de solution salicylate de sodium pour chaque solution. On évapore à sec au bain – marie ou dans une étuve portée de 75 et 80°C. On laisse refroidir puis on reprend le résidu par 2 ml d'acide sulfurique concentré. On attend 10 mn et on ajoute 15 ml d'eau distillée puis 15 ml de la solution d'hydroxyde de sodium et de tartrate double de sodium et de potassium qui développe la couleur jaune. On effectue les lectures au spectromètre à longueur d'onde 415 nm. On soustrait des densités optiques lues pour les étalons, la valeur relevée pour témoin, construit la courbe d'étalonnage.

DO	0.055	0.184	0.306	0.710	1.472
[NO ₃ ⁻]	0	0.5	1	2.5	5



Courbe d'étalonnage des nitrates

5- Mode opératoire :

On introduit 10 ml d'eau dans une jauge de 100ml, on alcalinise faiblement avec la solution d'hydroxyde de sodium. On ajoute 1 ml de solution de salicylate de sodium puis on poursuit le dosage comme pour la courbe d'étalonnage. On prépare de la même façon un témoin avec 10 ml d'eau distillée. On effectue les lectures au spectromètre à la longueur d'onde 415 nm et on tient compte de la valeur lue pour le témoin et on se reporte à la courbe d'étalonnage.

Tableau : Caractéristiques physico-chimiques de l'essence et du mazout :

caractéristiques	Essence pour moteur	Mazout
Masse volumique (kg/m ³ à 15°C)	740-780	810-860
Viscosité cinématique (mm ² /s)	0.5 - 0.6 (520°C)	2 à 4.5 (40°C)
Pouvoir calorifique volumique (KJ/dm ³)	32200	35800
Pouvoir calorifique massique (KJ/Kg)	42700	42600

Tableau : Composition chimique par famille de l'essence pour moteur et du mazout :

Produit	Composition par famille en pourcentage massique						
	Paraffines	Naphtènes	Oléfines	Aromatique	Alcools	Ethers	Esters
Essence pour moteur	40 à 60	0 à 5	0 à 20	20 à 50	0 à 5	0 à 15	0
Mazout	50 à 65	20 à 35	0	10 à 35	0	0	0 à 5

ANNEXE 2

TECHNIQUES DE MESURE EXPERIMENTALES DES PARAMETRES HYDRODYNAMIQUES :

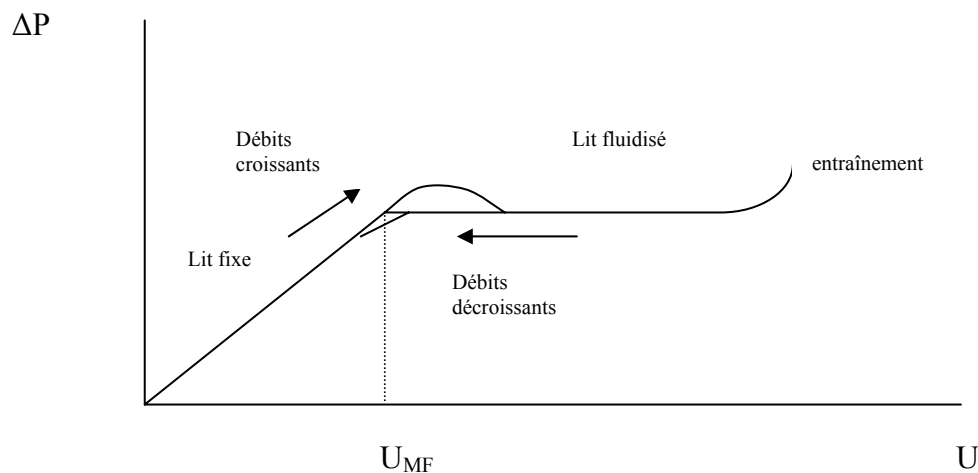
1- Vitesse minimale de fluidisation :

Technique de mesure :

La méthode la plus simple est l'appréciation visuelle, mais cette méthode ne peut en aucun cas convenir lorsque la distribution des tailles de particules est large.

Une technique plus précise consiste en un traçage du solide, mais cette technique est très coûteuse.

Dans notre cas, on procède par la mesure de la perte de charge à travers le lit pour des débits d'eau croissants et décroissants ; on remarque que dans tout le domaine de fluidisation, la perte de charge reste constante et l'intersection des droites caractérisant le lit fixe et le lit fluidisé donne la vitesse minimale de fluidisation.



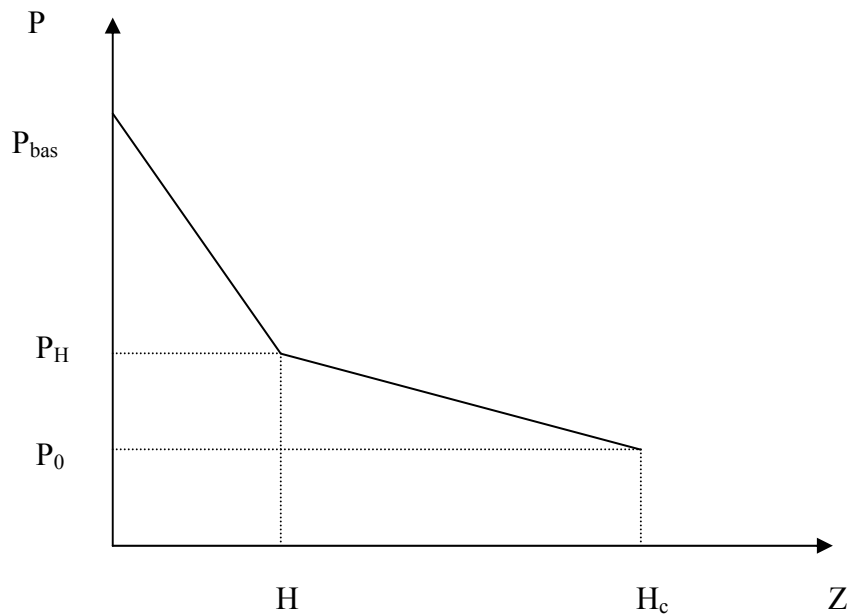
Profil typique de perte de charge en lit fluidisé

2- Hauteur du lit :

Technique de mesure :

On détermine en général la hauteur du lit H par observation directe. Cette méthode est cependant assez peu précise lorsqu'on atteint des débits élevés de gaz et que le lit se met à pulser.

Dans notre cas, on procède par la mesure du profil de pression le long de la colonne. En traçant les pressions en fonctions des hauteurs de piquages, on aboutit graphiquement à la hauteur du lit qui correspond à la cassure dans le graphe des deux régions diphasiques et triphasique.



Profil de pression dans un lit fluidisé

3 - Rétention de gaz et de liquide :

On appelle rétention d'une phase, la fraction de volume occupée par cette phase dans le lit fluidisé.

Techniques de mesures :

A/ A partir des profils de pression :

Lorsque les rétentions de gaz, de liquide et de solide sont indépendantes de la hauteur dans chacune des deux parties de la colonne, la pression varie de façon linéaire avec la hauteur : on obtient deux droites dont l'intersection correspond à la hauteur du lit. Cette méthode est précise tant que les débits restent assez faibles pour que les compositions des deux phases soient homogènes. Lorsqu'on est en régime pulsé, elle n'est pas plus précise que l'observation visuelle. Un avantage de cette méthode est que ces mesures permettent d'obtenir aussi des valeurs moyennes des rétentions de gaz et de liquide, car les pertes de charge par frottement sont négligeables devant la diminution de la pression statique pour tous les débits rencontrés en fluidisation triphasée et cela même lorsque la viscosité du liquide atteint 80 cp.

La rétention moyenne du solide ε_s (donc aussi la porosité $\varepsilon_L + \varepsilon_G$) s'obtient directement à partir de la hauteur de lit et de la masse des particules sèches :

$$M_s = \rho_{s,app,sec} H \cdot \Omega \varepsilon_s \quad (1)$$

$$\varepsilon_s = \frac{M_s}{\rho_{s,app,sc} H \cdot \Omega} \quad (2)$$

Ω étant la section droite de la colonne.

$\rho_{s,app,sec}$ masse volumique apparentes des particules solides sèches.

On a d'autre part :

$$\Delta P = \rho_{app} g H = g H (\varepsilon_l \rho_l + \varepsilon_s \rho_s + \varepsilon_g \rho_g) \quad (3)$$

$$\varepsilon_l + \varepsilon_g + \varepsilon_s = 1 \quad (4)$$

On déduit que :

$$\varepsilon_g = \frac{\rho_l - \frac{\Delta P}{H \cdot g}}{\rho_l - \rho_g} + \varepsilon_s \frac{\rho_s - \rho_l}{\rho_l - \rho_g} \quad (5)$$

$$\varepsilon_l = \frac{\frac{\Delta P}{H \cdot g} - \rho_g}{\rho_l - \rho_g} - \varepsilon_s \frac{\rho_s - \rho_g}{\rho_l - \rho_g} \quad (6)$$

Cette méthode présente l'inconvénient d'être très sensible aux incertitudes dans la détermination des pressions à la limite des zones di- et triphasé, de la hauteur du lit. Par ailleurs cette méthode ne donne accès qu'à des valeurs moyennes sur l'ensemble du lit.

B/ Par la fermeture simultanée des amenées de gaz et de liquide :

On ferme simultanément les amenées de gaz et de liquide et on laisse la gaz s'échapper. Le volume de gaz contenu dans la colonne en fonctionnement correspond à la hauteur de la colonne à bulles et des débits de gaz et de liquide :

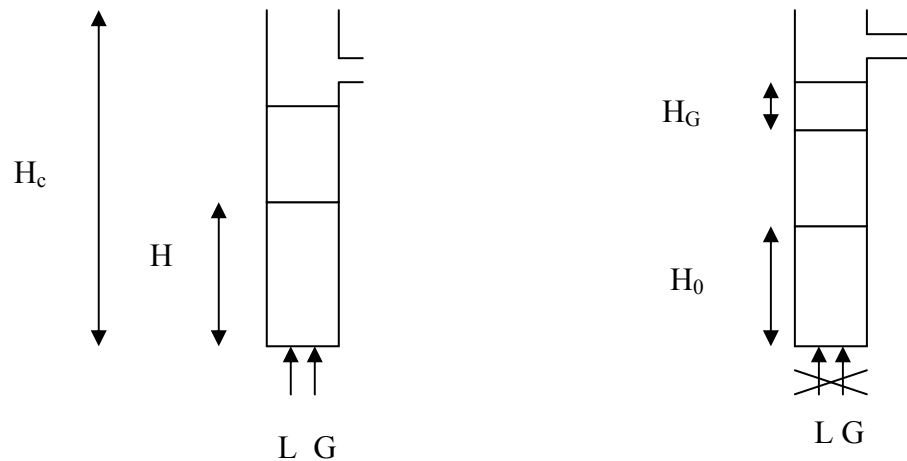
$$H_g \Omega = \varepsilon_g H \Omega + \varepsilon_{GB} \Omega (H_c - H) \quad (7)$$

$$\varepsilon_g = \frac{H_G}{H} - \frac{H_c - H}{H} \varepsilon_{GB} \quad (8)$$

ε_{GB} : rétention de la phase gazeuse dans la colonne.

Ω : section droite de la colonne.

Cette méthode est assez directe ; sa précision dépend surtout de la précision de la détermination de la hauteur de lit H et de la rétention gazeuse en colonne à bulles. Elle ne peut donner accès qu'à des grandeurs moyennes.



Détermination de la rétention de gaz par fermeture
simultanée des amenées de gaz et de liquide

C/ technique utilisant un traceur :

En injectant un traceur dans une des phases gaz ou liquide, on peut à partir des temps de passage moyens entre deux points de mesure déterminer la vitesse réelle de cette phase. Le rapport de la vitesse superficielle et de la vitesse réelle de cette phase est égal à la rétention.

Ainsi :

$$\varepsilon_l = \frac{U_L}{U_{L,\text{réel}}} \quad \text{où } U_L = \frac{\dot{V}_L}{\Omega} \quad (9)$$

$$\text{et} \quad \varepsilon_G = \frac{U_G}{U_{G,\text{réel}}} \quad (10)$$

ces techniques utilisant un traceur permettent en principe d'obtenir des valeurs locales des rétentions en rapprochant les points de mesure. Les problèmes posés sont cependant divers :

- Il faut des traceurs facilement détectables et qui ne changent ni les propriétés de la phase dont on veut mesurer la rétention, ni les propriétés superficielles. On utilise surtout des traceurs salins en phase aqueuse et on mesure la conductivité électrique ou des traceurs radioactifs.

- Il faut des capteurs de concentration à temps de réponse très court.

D/ techniques utilisant une sonde conductimétrique :

Linerweber et Blass, ont développé une sonde à plusieurs branches permettant de déterminer la conductivité et la capacitance d'un élément de volume de la dispersion.

Ces mesures conduisent à des valeurs locales des rétentions de gaz et de solide.

Ces mêmes auteurs ainsi qu'**Ostergard**, ont utilisé des sondes, introduites dans le lit, qui donnent des résultats différents selon que leur pointe se trouve en milieu conducteur (eau) ou dans le gaz.

Razumov et al. , déterminent la rétention locale en solide par des sondes capacitives. L'inconvénient de cette technique réside dans le fait que la présence de la sonde au même endroit de particules solides, ce qui fait qu'au lieu de mesurer :

$$\varepsilon_g + \varepsilon_l + \varepsilon_s = 1 \text{ on a } \varepsilon_g + \varepsilon_l = 1.$$

ANNEXE 3

NORMES DE REJET

Normes Algériennes:

La loi sur l'eau du 10 juillet 1993, vise à réglementer les rejets d'effluents liquides industriels dans le milieu marin. Elle stipule que ces rejets ne peuvent être autorisés que :

- S'ils ne dépassent pas à la source les valeurs limites maximales.
- S'ils remplissent les conditions techniques qui tiennent compte notamment :
- Du débit et du degré de pollution des eaux réceptrices et de leur capacité de régénération naturelle.
- Des conditions d'utilisation des eaux réceptrices
- De la protection de la faune et de la flore.
- De l'importance et de la nature du rejet.

Tableau 1 : Normes des paramètres de rejet des installations de déversement industrielles :

Paramètre	Valeurs maximales
Température	30 (°C)
pH	5.5 à 8.5
MES	30 (mg/l)
DBO ₅	40 (mg/l)
DCO	120 (mg/l)
Azote kjeldale	40 (mg/l)
Phosphate	2 (mg/l)
Cyanure	0.1 (mg/l)
Aluminium	5 (mg/l)
Cadmium	0.2 (mg/l)
Chrome +III	3.0 (mg/l)
Chrome +VI	0.1 (mg/l)
Fer	5 (mg/l)
Manganese	1 (mg/l)
Mercure	0.01 (mg/l)
Nickel	5 (mg/l)
Plomb	1 (mg/l)
Cuivre	3 (mg/l)
Zinc	5 (mg/l)
Huiles et graisse	20 (mg/l)
Hydrocarbures	20 (mg/l)
Phénols	0.5 (mg/l)
Solvants organiques	20 (mg/l)
Chlore actif	1.0 (mg/l)
PCB	0.001 (mg/l)

Néanmoins, cette loi reste insuffisante pour répondre aux enjeux environnementaux, d'où il est nécessaire et urgent d'adopter et d'appliquer les nouvelles normes internationales des effluents industriels (voir annexes : normes françaises de rejet des effluents du 2 Février 1998, réglementation applicable aux effluents liquides des raffineries du pétrole édité à la gazette officielle du Québec du 27 Novembre 1996).

Normes internationales :**Tableau 2 :** Les normes de rejet des effluents :

Selon l'arrêté du 2 Février 1998 extrait du journal officiel de la République Française publié le 03/03/1998.

température		30°C
pH	- Sans traitement de neutralisation chimique (précipitation des métaux)	5.5<pH<8.5
	- Avec traitement de neutralisation	5.5<pH<9.5
Modification de couleur sur le milieu récepteur		100 mg Pt/l
Matières en suspension totales (MEST)	- Flux maximal autorisé FMJA <15 kg/j	100 mg/l
	- Flux maximal autorisé FMJA >15 kg/j	35 mg/l
DBO ₅	- Flux maximal autorisé FMJA <30 kg/j	100 mg/l
	- Flux maximal autorisé FMJA >30 kg/j	30 mg/l
DCO	- Flux maximal autorisé FMJA <100kg/j	300 mg/l
	- Flux maximal autorisé FMJA >100kg/j	125 mg/l
Azote organique ammoniacal et oxydé)	- Flux maximal autorisé FMJA >50 kg/j	30 mg/l
Phosphore total	- Flux maximal autorisé FMJA >15 kg/j	10 mg/l
Indice phénol	- Flux maximal autorisé FMJA >3g/j	0.3 mg/l
phénol	- Flux maximal autorisé FMJA >1g/j	0.1 mg/l
Chrome hexavalent	- Flux maximal autorisé FMJA >1g/j	0.1 mg/l
cyanure	- Flux maximal autorisé FMJA >1g/j	0.1 mg/l
Arsenic et composés	- Flux maximal autorisé FMJA >1g/j	0.1 mg/l
Plombs et composés	- Flux maximal autorisé FMJA >5 g/j	0.5 mg/l
Cuivre et composés	- Flux maximal autorisé FMJA >5 g/j	0.5 mg/l
Chrome et composés	- Flux maximal autorisé FMJA >5 g/j	0.5 mg/l
Zinc et composés	- Flux maximal autorisé FMJA >20 g/j	2 mg/l
Manganèse et composés	- Flux maximal autorisé FMJA >10 g/j	1 mg/l
Etain et composés	- Flux maximal autorisé FMJA >20 g/j	2 mg/l
Fer, aluminium et composés (Fe, Al)	- Flux maximal autorisé FMJA >20 g/j	5 mg/l
Composés organique du chlore	- Flux maximal autorisé FMJA >30 g/j	5 mg/l
Hydrocarbures totaux	- Flux maximal autorisé FMJA >100 g/j	10 mg/l
Fluor et composés	- Flux maximal autorisé FMJA >150 g/j	15 mg/l
Substances toxiques bioaccumulables ou nocives pour l'environnement	- Flux maximal autorisé FMJA >0.5 g/j	0.05 mg/l
	- Flux maximal autorisé FMJA >1g/j	1.5 mg/l
	- Flux maximal autorisé FMJA >10 g/j	8 mg/l

Tableau 3 : Réglementation applicable aux effluents liquides des raffineries du pétrole Québec-Canada. (Règlement édité à la Gazette officielle du Québec le 27 novembre 1996)

Nature du contaminant	Quantité moyenne mensuelle kg/1000barils	Quantité quotidienne kg/ 1000 barils	Quantité maximale quotidienne kg/1000 barils
Huiles et graisses	1.40	2.5	3.40
Phénols	0.14	0.25	0.34
Sulfures	0.05	0.14	0.23
Azote ammoniacal	1.63	2.60	3.27
MES	4.80	5.45	6.80

Nature du contaminant	Concentration (mg/l)
Huiles et graisses	10
Phénols	1
Sulfures	3
Azote ammoniacal	12.5
MES	25

ANNEXE 4

RESULTATS D'IDENTIFICATION DES BACTERIES

Identification des bactéries :

- Liquéfaction des milieux de culture :

Les milieux de culture (GN) sont liquéfiés au bain marie à 100°C.

- Préparation de l'échantillon :

L'échantillon est homogénéisé dans un diluant (TSE) de façon à avoir une suspension mère permettant la séparation des micro-organismes de leur substrat.

- 25 g de sable ensemencé + 225 ml de TSE
- Agitation pendant deux heures.

- Préparation des dilutions :

A partir de la suspension mère de titre 10^{-1} , on prépare des dilutions. On introduit 1 ml de la suspension mère dans un tube d'eau physiologique, on obtient alors la dilution 10^{-2} . Après agitation de la dilution 10^{-2} , on prélève 1ml dans un 2^{ème} tube contenant 9 ml d'eau physiologique, et on obtient la dilution 10^{-3} . On continue la même opération jusqu'à la dilution 10^{-9} . Si on remarque après quelques jours que les boîtes de Pétri sont trop pleines de bactéries, nous augmentons les dilutions jusqu'à 10^{-14} .

- Culture :

La dénombrement des bactéries aérobies se fait par culture en surface en étalant 0.1ml de chaque dilution sur une boîte de Pétri contenant la gélose nutritive liquéfiée.

Les boîtes de Pétri sont mis dans une étuve à 37°C pendant 72 heures.

- Comptage :

On divise la boîte de pétri en quatre parties équitables, puis on dénombre les colonies développées dans deux parties. Le nombre total sera donc égal à :

$N = (n_1 + n_2 / 2) * 4 * 10 * \text{l'inverse de la dilution.}$

- La coloration de Gram :

- Prélever une à deux colonies à identifier et les mettre en suspension dans une eau distillée stérile.

- Sur lame, mettre une goutte de la suspension et sécher sur flamme du bec bunsen.

- Mettre du violet de Gentiane et laisser une minute, puis rincer à l'eau.

- Fixer avec du Lugol et laisser 30 secondes.
- Mettre de la fuschine pendant une minute, puis rincer à l'eau.
- Sécher, mettre de l'huile à immersion puis observer au microscope Gx100.

- L'état frais :

L'état frais est obtenu en mettant une goutte de la suspension entre une lame et une lamelle et l'observer au microscope Gx40.

Tableau 1 : Résultats du test biochimique pour l'identification des *Pseudomonas aeruginosa* :

TEST	SUSTRAT	REACTIONS /ENZYMES	Couleur développée	RESULTAT		
ONPG	orth-nitro-phenyl-galactoside	beta-galactosidase	incoloré	Négatif	0	2
ADH	arginine	lysine décarboxylase	Rouge orangé	Positif	2	
LDC	lysine	lysine décarboxylase	Jaune	Négatif	0	
ODC	ornithine	ornithine décarboxylase	Jaune	Négatif	0	
CIT	citrate de sodium	Utilisation de citrate	Bleu vert	Positif	2	2
H ₂ S	thiosulfate de sodium	Production d' H ₂ S	incoloré	Négatif	0	
URE	urée	uréase	jaune	Négatif	0	0
TDA	tryptophane	tryptophane desaminase	jaune	Négatif	0	
IND	tryptophane	Production d'indole	Vert pâle	Négatif	0	
VP	Pyruvate de sodium	Production d'acétoïne	Rosé rouge	Positif	1	7
GEL	Gélatine de Khon	gelatinase	Diffusion du pigment noir	Positif	2	
GLU	glucose	Fermentation/oxydation	jaune	Positif	4	
MAN	mannitol	Fermentation/oxydation	bleu	Négatif	0	0
INO	Inositol	Fermentation/oxydation	bleu	Négatif	0	
SOR	Sorbitol	Fermentation/oxydation	bleu	Négatif	0	
RHA	Rhamnose	Fermentation/oxydation	bleu	Négatif	0	0
SAC	Saccharose	Fermentation/oxydation	bleu	Négatif	0	
MEL	Melibiose	Fermentation/oxydation	bleu vert	Négatif	0	
AMY	Amygdaline	Fermentation/oxydation	bleu	Négatif	0	4
ARA	Arabinose	Fermentation/oxydation	bleu	Négatif	0	
OX		oxydase	Anneau violet	Positif	4	

Tableau 2: Tableau de lecture

TEST	SUSTRAT	REACTIONS /ENZYMES	RESULTAT	
			NEGATIF	POSITIF
ONPG	orth-nitro-phenyl-galactoside	beta-galactosidase	incolore	jaune
ADH	arginine	lysine décarboxylase	jaune	rouge/orangé
LDC	lysine	lysine décarboxylase	jaune	orangé
ODC	ornithine	ornithine décarboxylase	jaune	rouge/orangé
CIT	citrate de sodium	Utilisation de citrate	vert pâle/jaune	bleu-vert/vert
H ₂ S	thiosulfate de sodium	Production d' H ₂ S	incolore/grisâtre	dépôt noir/fin liseré
URE	urée	uréase	jaune	rouge/orangé
TDA	tryptophane	tryptophane desaminase	TDA immédiat	
			jaune	marron foncé
IND	tryptophane	Production d'indole	JAMES /immédiat ou IND/2mn	
			JAMES	JAMES
			Vert pâle-jaune	rose
			IND	IND
VP	Pyruvate de sodium	Production d'acétoïne	VP 1+ VP 2 / 10 mn	
			incolore	Rosé-rouge
GEL	Gélatine de Khon	gelatinase	Non diffusion	Diffusion de pigment noir
GLU	glucose	Fermentation/oxydation	Bleu / bleu-vert	Jaune
MAN	mannitol	Fermentation/oxydation	Bleu / bleu-vert	Jaune
INO	Inositol	Fermentation/oxydation	Bleu / bleu-vert	Jaune
SOR	Sorbitol	Fermentation/oxydation	Bleu / bleu-vert	Jaune
RHA	Rhamnose	Fermentation/oxydation	Bleu / bleu-vert	Jaune
SAC	Saccharose	Fermentation/oxydation	Bleu / bleu-vert	Jaune
MEL	Melibiose	Fermentation/oxydation	Bleu / bleu-vert	Jaune
AMY	Amygdaline	Fermentation/oxydation	Bleu / bleu-vert	Jaune
ARA	Arabinose	Fermentation/oxydation	Bleu / bleu-vert	Jaune
OX	Sur papier filtre	Cytochrome- oxydase	OX/ 5-10 mn	
			incolore	Anneau violet
NO ₃ -NO ₂	Tube GLU	Production de NO ₂	NIT 1 + NIT 2 / 2-3 mn	
			jaune	rouge
		Réduction au stade N ₂	Zn	
			rouge	jaune
MOB	(API M) (microscope)	mobilité	immobile	mobile
MAC	Milieu de McConkey	Culture sur	absence	présence
OF	Glucose (API OF)	Fermentation : sous huile	vert	jaune
		Oxydation : à l'air	vert	jaune
CAT		Possession d'une catalase	H ₂ O ₂ / 1-2 mn	
			Pas de bulles	bulles

Figure 1 : Identification des bactéries *pseudomonas aeruginosa* par le test biochimique (système API)

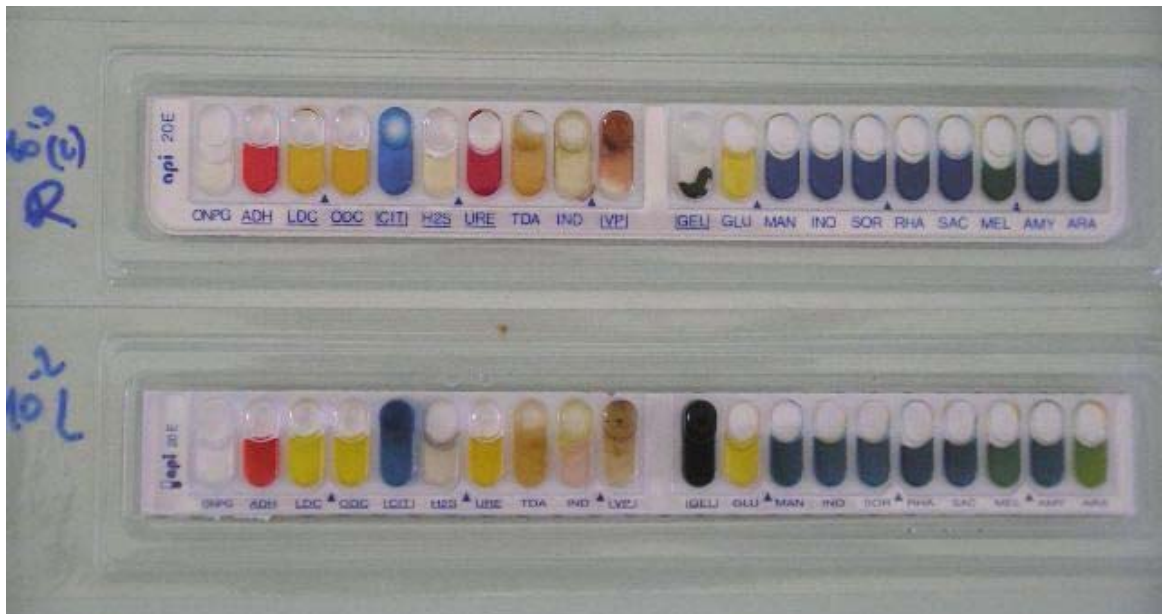


Figure 2 : Production des pigments par les *pseudomonas aeruginosa* (la pyocyanine et la pyoverdine) sur les milieux king A et king B



ANNEXE 5

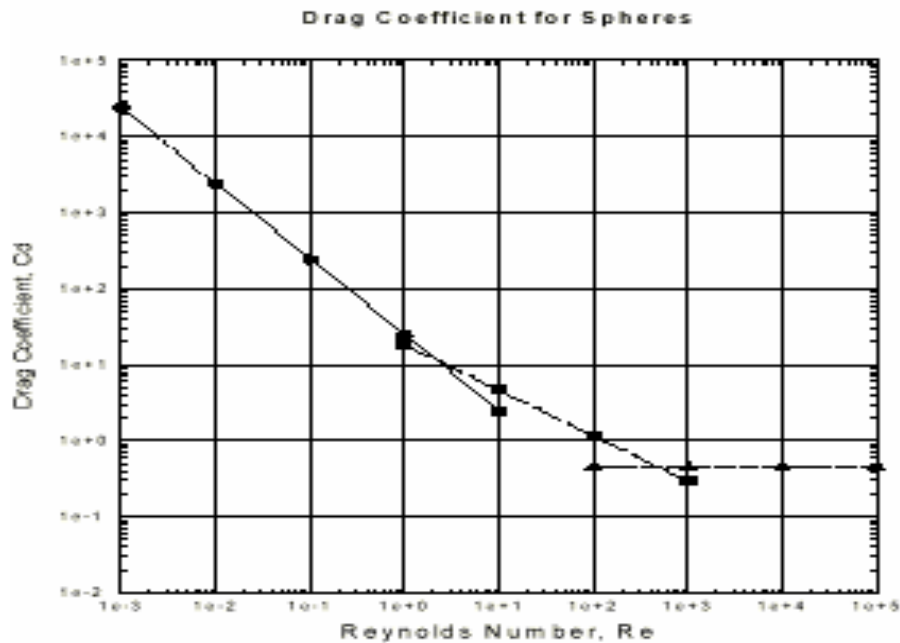
Détermination du coefficient de traînée C_D 

Figure 1 : le coefficient de traînée C_D pour les sphères en fonction du nombre de Reynolds.

Trois courbes sont présentées de gauche à droite :

$$C_D = 24/Re_p \quad (\text{régime de Stocks pour } Re_p < 1) \quad (1)$$

$$C_D = 18.5/Re_p^{3/5} \quad (\text{régime intermédiaire } 1 < Re_p < 1000) \quad (2)$$

$$C_D = 0.44 \quad (\text{régime de Newton pour } 1000 < Re_p < 100000). \quad (3)$$

Pour les particules non sphériques, Kunii et Levenspeil ont développé une corrélation basée sur la sphéricité (1966).

La sphéricité est définie :

$$\Phi = \frac{\text{la surface de la sphère ayant le même volume que la particule}}{\text{surface réelle de la particule}}$$

et ont calculé les relations tracées sur le schéma (09) reliant C_D à Re_p .

Il s'avère que le produit $C_D Re_p^2$ est indépendant de la vitesse, qui le rend commode pour les calculs. En utilisant l'équation de (C_D) et la définition du nombre du Reynolds ils ont obtenu :

$$C_D Re_p^2 = \left(\frac{8}{3} Rg \frac{(\rho_p - \rho)}{\rho u^2} \right) \left(\frac{d_p u \rho}{\mu} \right)^2 \quad (4)$$

$$= \frac{4}{3} \frac{g d_p^3 \rho (\rho_p - \rho)}{\mu^2}$$

$$= \frac{4}{3} N_{GA}$$

où : $N_{GA} = \frac{g d_p^3 \rho (\rho_p - \rho)}{\mu^2}$

est le nombre de Galilée. Avec ce diagramme et l'équation (4), la vitesse terminale peut être calculée à partir des propriétés de la matière et de la sphéricité.

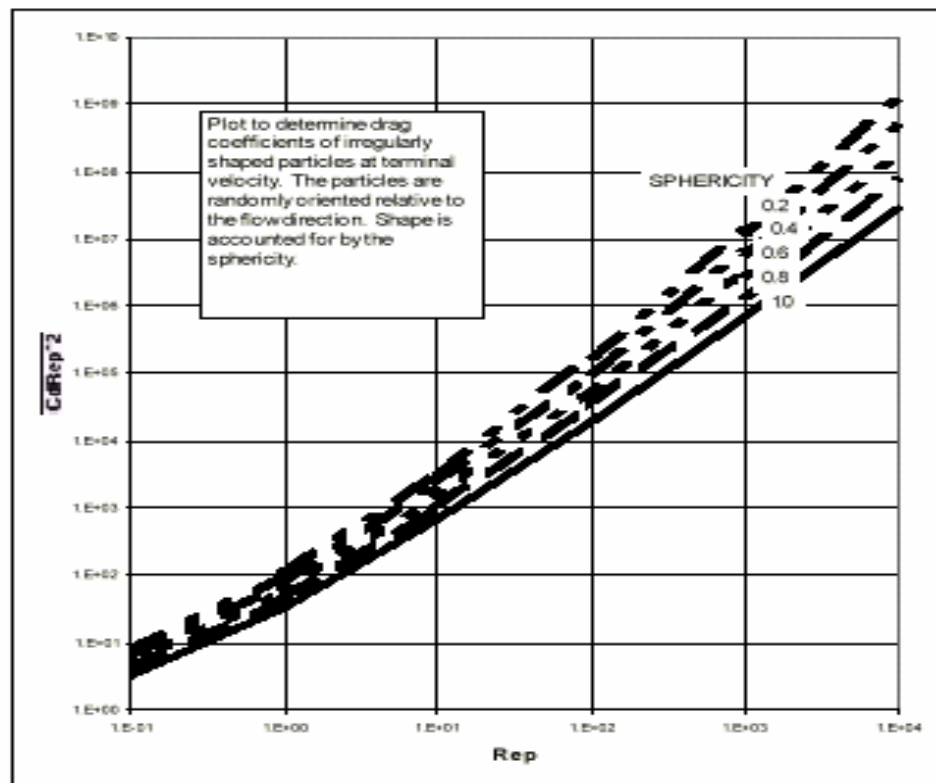


Figure 2: Relation du coefficient de traînée-nombre de Reynolds pour des particules non sphériques.

Haider and Levenspeil (*Powder Technology*, 1989) ont également trouvé une relation utile pour l'évaluation directe de la vitesse terminale des particules

$$u_t^* = \left[\frac{18}{d_p^{*2}} + \frac{2.335 - 1.744\Phi}{d_p^{*0.5}} \right]^{-1} \quad \text{pour } 0.5 < \Phi < 1.0 \quad (5)$$

La vitesse et le diamètre adimensionnelles de la particule sont définies par :

$$u_t^* = u_t \left[\frac{\rho^2}{\mu(\rho_p - \rho)g} \right]^{1/3} \quad (6)$$

$$d_p^* = d_p \left[\frac{\rho(\rho_p - \rho)g}{\mu^2} \right]^{1/3} \quad (7)$$