

**UNIVERSITE SAAD DAHLAB DE BLIDA**

**Faculté des Sciences de l'ingénieur**

Département de chimie industrielle

## **MEMOIRE DE MAGISTER**

Spécialité : Génie des procédés



**ELIMINATION DES ACIDES HUMIQUES PAR COAGULATION**

**- FLOCCULATION EN LIT FLUIDISE.**

**APPLICATION : EAU DE MER DE AIN BENIAN**

**PAR**

**Benamer CHEKNANE**

Devant le jury composé de :

M <sup>r</sup> . S. Moulay	Professeur	U S.D. Blida	Président
M <sup>me</sup> . F. Bentahar	Professeur	USTHB Alger	Examineur
M <sup>r</sup> . N. Ait Messaoudene	Professeur	U S.D. Blida	Examineur
M <sup>r</sup> . A. Aouabed	Maître de Conférence	U S.D. Blida	Examineur
M <sup>r</sup> . D. Bouchereb	chef de projet ADE	Alger	Invité
M <sup>r</sup> .M.W. Naceur	Maître de Conférence	U S.D. Blida	Rapporteur



Blida .Mars 2005

## ملخص

إن عملية التكتل-التخثر في جهاز العمود المسيل تختلف عن بقية الأجهزة التقليدية كون أن القوة المحركة التي تعمل على تجمع المواد المتخثرة تنشأ من الحركة العشوائية لحبات الصمغ الخاملة لهذا قمنا بتطبيق و دراسة عملية التكتل-التخثر في عمود مسيل لأحماض الهيومية الموجودة في ماء البحر (منطقة عين البنيان بالجزائر).

الدراسة الهيدروديناميكية سمحت بتحديد السرعة الصغرى للسيل, كما سمحت كذلك باستنتاج قيمة تدرج السرعة و التي تقدر ب  $G_{mf} = 29.47 \text{ ث}^{-1}$ . من جهة أخرى دراسة عملية التكتل-التخثر بواسطة جهاز "تجربة قارورة" باستعمال  $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$  كمخثر سمحت باستنتاج العوامل المثالية لإزالة المواد الهيومية و الكدورة لماء البحر مضاف إليه 10 مغ/ل من المواد الهيومية, النتائج المحصل عليها بينت منطقة مثالية لإزالة المواد الهيومية و الكدورة عند قيم pH محصورة بين 6.5 و 8 و مجال تركيز المخثر  $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$  محصورة بين 40 و 130 مغ/ل.

في الأخير تطبيق عملية التكتل-التخثر في عمود مسيل تحت العوامل المثالية المستنتجة سابقا أثبتت أن النتائج المحصل عليها بعبارة إزالة الماصية عند 254 ن.م و بعبارة إزالة الكدورة تقدر علي التوالي 66 % و 90 %, و التي تبدو مقاربة للنتائج المحصل عليها باستعمال "تجربة قارورة" و لكن بزمن إقامة اقل و الذي قدره 4.48 دقيقة فقط.

الكلمات المفتاحية: ماء البحر, التكتل, التخثر, عمود مسيل.

## RESUME

La floculation en lit fluidisé s'inscrit dans une nouvelle approche où la force motrice provoquant l'agrégation des constituants n'est plus générée par le mouvement régulier d'éléments mécaniques (agitation conventionnelle) mais par le mouvement désordonné des grains du lit fluidisé. Une approche de la floculation en lit fluidisé a été envisagée afin d'apprécier les performances d'un flocculateur en lit fluidisé muni de particules de résine inerte.

Une étude hydrodynamique a permis de définir la vitesse minimale de fluidisation, permettant ainsi de déterminer le gradient de vitesse dans un milieu granulaire qui est de l'ordre de  $29,47 \text{ s}^{-1}$ .

Des essais en Jar- test au sulfate d'aluminium ont permis de préciser les conditions optimales de la coagulation floculation pour une eau de mer (Alger) dopée avec  $10 \text{ mg/L}$  d'acide humique. Les résultats obtenus suggèrent une zone d'isoefficacité correspondant à une concentration en  $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$  variant de  $40$  à  $130 \text{ mg/L}$  pour un intervalle de pH allant de  $6,5$  à  $8$ .

Le flocculateur en lit fluidisé utilisé dans les conditions d'isoefficacité permet d'atteindre une élimination de la turbidité à  $90\%$ , et une élimination de la matière organique à  $66\%$ . La coagulation- floculation en lit fluidisé peut ainsi s'avérer d'un intérêt certain dans l'intensification des procédés conventionnels, puisque le flocculateur offre un temps de séjour de  $4,48 \text{ min}$  nettement inférieur à celui du flocculateur en batch.

Mots clés : eau de mer, coagulation, floculation, lit fluidisé.

## **Abstract**

Flocculation in a fluidized bed was tested as a new approach where the driving force for the aggregation of the constituents in solution is no longer generated by the regular motion of mechanical elements (conventional stirring). In this case, this force was generated by the random movement of the fluidized bed particles.

A hydrodynamic study allowed the definition of a minimum fluidization velocity. This, in turn, allows the definition of the velocity gradient in the granular medium constituted of inert resin particles. It was of the order of  $29.47 \text{ s}^{-1}$ .

Jar tests with aluminum sulfates led to the definition of optimal conditions of the coagulation flocculation for a seawater from the region of Algiers doped with 10 mg/L of humic acids. Results suggest an isoefficiency area corresponding to an aluminum sulfate concentration interval of 40 to 130 mg/L for a pH interval of 6,5 - 8.

The fluidized bed flocculator allowed achieving performances comparable to jar test flocculation at flow velocities higher to the minimal fluidization velocity. The turbidity was reduced by 90 % and organic matter elimination is of the order of 66 %. Seawater flocculation coagulation in a fluidized bed therefore turns out of great interest for the intensification of conventional processes. This type of flocculator offers a residence time of about 4,48 min, clearly less than a batch flocculator.

Key words: seawater, flocculation, coagulation, fluidized bed.

## REMERCIEMENTS

Tout d'abord, je tiens à remercier Dieu tout puissant, pour m'avoir préservé, donné la santé et guidé vers la connaissance et le savoir.

Je tiens à témoigner toute ma reconnaissance à mes parents et ma famille pour leur soutien et leur patience.

Ce travail a été effectué au laboratoire de traitement des eaux de l'institut de chimie industrielle de l'université Saad Dahlab. Blida sous la direction de Monsieur M.W Naceur, Maître de Conférence, au sein du même institut. Je suis très heureux de lui exprimer ma profonde reconnaissance pour ses précieux conseils, ses encouragements incessants et la confiance qu'il a constamment apportée à la direction de ce mémoire.

Je suis très sensible à l'honneur que me fait Monsieur S. Moulay, Professeur à l'U.S.D. Blida, pour avoir accepté de présider le jury.

J'adresse mes remerciements à M<sup>me</sup> F.Bentahar, Professeur à l'U.S.T.H.B, d'avoir voulu juger ce travail.

Je remercie très respectueusement Mr N. Ait Messaoudene, Professeur à l'U.S.D.Blida, pour ses précieux conseils et d'avoir accepté de juger ce travail.

Je remercie très sincèrement M<sup>r</sup> A. Aouabed, Maître de Conférence à l'U.S.D.Blida, qui a accepté de juger ce travail. Je tiens à lui exprimer toute ma reconnaissance pour l'intérêt qu'il a apporté à cette étude, et pour toute l'aide et les conseils qu'il m'a prodigués.

J'exprime aussi ma profonde gratitude à M<sup>r</sup> Bouchereb, Chef de Projet de l'Algérienne des eaux (ADE) de m'honorer de sa présence lors de la soutenance de ce mémoire, sans oublier l'équipe de L'ADE pour leur aide et leur soutien particulièrement (Sihem, Nadia et Taousse).

Je voudrais remercier M<sup>r</sup> S. Ouzzane et M<sup>r</sup> N. Houari, Chargés de Cours à l'institut de chimie industrielle à l'U.S.D.Blida, pour l'aide qu'ils m'ont apportée.

J'adresse mes salutations aussi à tous mes amis et mes collègues, surtout Faiza, Hamoud et Salahdine.

Ma reconnaissance s'adresse aussi à M<sup>elle</sup> C. Zedam, Chargé de Cours à l'institut de chimie industrielle, pour son soutien et ses conseils.

Je tiens également à exprimer ma reconnaissance à tout le personnel de l'institut de chimie industrielle qui m'a beaucoup aidé pour réaliser ce travail, pour leur sympathie et leur compréhension, particulièrement R. Douik, Mouloud de la bibliothèque et Rachid.

A tous ceux qui, à un moment ou à un autre, ont apporté leur contribution, si modeste soit elle à ce travail, j'adresse mes remerciements les plus sincères.

## TABLE DES MATIERES

RESUME	1
REMERCIEMENTS	4
TABLE DES MATIERES	6
LISTE DES ILLUSTRATIONS, GRAPHIQUES ET TABLEAUX	8
INTRODUCTION	10
1. GENERALITES SUR L'EAU DE MER	12
1.1. Introduction	12
1.2. Eaux saumâtres et eaux marines	12
1.3. Différents polluants et leurs origines	18
1.4. Processus d'arrivée des polluants dans le milieu marin	18
2. NOTIONS GENERALES SUR LE DESSALEMENT	20
2.1. Introduction	20
2.2. Définition	20
2.3. Principales technologies de dessalement des eaux	20
2.4. Technique de prétraitement	27
2.5. Choix d'un procédé optimal de dessalement	29
2.6. Situation du dessalement en Algérie	30
3. PRETRAITEMENT PAR COAGULATION- FLOCCULATION	34
3.1. Introduction	34
3.2. Aperçu sur la coagulation - flocculation	34
3.3. Flocculateurs en lit fluidisé	40
4. METHODES ET TECHNIQUES EXPERIMENTALES	56
4.1. Caractérisation de l'eau de mer utilisée	56
4.2. Réactifs et produits	57
4.3. Technique expérimentale	58
4.4. Unités expérimentales	59
5. RESULTATS ET DISCUSSIONS	64
5.1. Coagulation- flocculation en jar-test	64
5.2. Conclusion	74

5.3. Coagulation- floculation des acides humiques contenus dans l'eau de mer en lit fluidisé	75
5.4. Conclusion	96
CONCLUSION	97
APPENDICES	
A. Liste des symboles	
B. Courbe d'étalonnage.	
C. Résultats de la coagulation- floculation en Jar-test	
D. Résultats de l'étude hydrodynamique	
E. Résultats de la coagulation- floculation en lit fluidisé	
REFERENCES	

## LISTE DES ILLUSTRATIONS, GRAPHIQUES ET TABLEAUX

Figure 2.1. Procédés industriels de dessalements	21
Figure 2.2. Principe de l'osmose inverse.	23
Figure 2.3. Eléments constitutifs d'une unité d'osmose inverse	23
Figure 2.4. Phénomène de polarisation	27
Figure 3.1. Diagramme d'hydrolyse d'aluminium (Amirtharadja)	39
Figure 3.2. Différents régimes de fluidisation en fonction de la vitesse superficielle du fluide (U)	41
Figure 3.3. Régions des fluidisations homogènes et hétérogènes suivant le fluide	42
Figure 3.4. Abaque des différents régimes de fluidisation	43
Figure 3.5. Exemple d'évolution de la perte de charge de pression due au lit de billes en fonction de la vitesse superficielle du fluide	44
Figure 3.6. Exemple d'évolution de la porosité en fonction de la vitesse superficielle du fluide pour différents diamètres des particules	44
Figure 3.7. Influence des effets de bords sur la vitesse terminale	46
Figure 3.8. Abaque permettant de déterminer la vitesse terminale de chute d'une particule	47
Figure 3.9. Variation du rapport $L_{mf}/L$ en fonction de la variable U	49
Figure 3.10. Comparaison des valeurs obtenues par la relation (3.10) avec d'autres Résultats	50
Figure 3.11. Représentation des relations ((3.14) (3.15) (3.16))	51
Figure 3.14. Evolution de taille des flocs en fonction de temps de passage.	53
Figure 4.1. Appareil de jar-test	61
Figure 4.2. Flocculateur en lit fluidisé	63
Figure 5.1. Les zones d'iso efficacité de réduction des acides humiques	67



Figure 5.2.	Les zones d'iso efficacité de l'élimination de la turbidité	69
Figure 5.3.	Les pourcentages de réduction des acides humiques sur le diagramme de l'hydrolyse de sulfate d'aluminium.	70
Figure.5.4.	Les pourcentages de réduction des turbidités sur le diagramme de l'hydrolyse de sulfate d'aluminium.	71
Figure 5.5.	Schéma du mécanisme de neutralisation- précipitations en coagulation-floculation.	72
Figure 5.6.	Formation des flocs par le mécanisme de la sweep coagulation.	73
Figure 5.7.	Evolution des pourcentages de réduction de la conductivité en fonction de concentration du coagulant à des différents pH.	74
Figure 5.8.	Evolution de la perte de charge en fonction de la vitesse superficielle.	76
Figure.5.9.	La porosité expérimentale en fonction du nombre de fluidisation	78
Figure 5.10.	Evolution du nombre de Camp en fonction du nombre de fluidisation $N_f$	79
Figure 5.11.	Comparaison entre les valeurs théoriques du nombre de Camp et les valeurs obtenues expérimentalement.	80
Figure 5.12.	Evolution de la porosité en fonction de $N_f$	82
Figure 5.13.	Valeurs expérimentales en fonction des différents modèles	83
Figure 5.14.	Evolution de l'efficacité d'élimination des acides humiques en fonction du temps à différents débits avec décantation.	84
Figure 5.15.	Evolution de l'efficacité d'élimination de la turbidité en fonction de temps à différents débits avec décantation.	85
Figure 5.16.	Formation des flocs au sein du lit après décantation lamillaire.	86
Figure 5.17.	Comparaison des efficacités avant et après décantation.	87
Figure 5.18.	Comparaison des efficacités avant et après décantation.	87
Figure 5.19.	Efficacité de système vis-à-vis de la matière organique et de la turbidité en fonction de critère de Camp.	89
Figure 5.20.	Efficacité de système en fonction de la concentration de coagulant.	90
Figure 5.21.	Evolution de la perte de charge en fonction de concentration du coagulant	91
Figure 5.22.	Expansion de lit fluidisé floculant en fonction de $N_f$ .	92
Figure 5.23.	Porosité en fonction de $N_f$ pour le milieu floculant et non floculant	94
Figure 5.24.	L'évolution de la perte de charge à différents débits	95
Figure 5.25.	L'évolution de l'énergie de la floculation en fonction de $N_f$ .	96

Tableau 1.1. Masse volumique ( $\text{kg/m}^3$ ) d'eau à différente, température et salinité à 10bar	14
Tableau 1.2. Viscosité ( $10^{-2}\text{g/cm.s}$ ) d'eau à différentes salinité et température	15
Tableau 1.3. Composition standard de l'eau de mer	16
Tableau 1.4. Différents polluants et leurs origines	18
Tableau 2.1. Energie d'hydratation de différents ions	25
Tableau 2.2. Précipitation en mm des différentes régions	32
Tableau 2.3. Petites stations en cours de réalisation sur budget de l'état Agence d'exécution ADE	33
Tableau 4.1. Les propriétés physico-chimiques de l'eau mer de Ain Benian	58
Tableau 4.2. Paramètres caractéristiques de la résine	64
Tableau 5.1 Les valeurs de la vitesse terminale et minimale de fluidisation	77
Tableau 5.2 Les valeurs du gradient de vitesse et du nombre de camp au minimum de fluidisation	79
Tableau 5.3. Les pourcentages maximaux d'abattement des acides humiques	86
Tableau 5.4. Les pourcentages maximaux d'abattelements	86
Tableau.5.5 Paramètres de floculation en lit fluidisée.	88

## INTRODUCTION

La disponibilité de l'eau est synonyme de vie. L'homme commence à se rendre compte qu'il faut ménager ce capital aussi indispensable que l'air pour le maintien de cette vie. L'importance de l'eau dans l'économie humaine ne cesse de croître et l'approvisionnement en eau douce devient ainsi de plus en plus difficile.

Des techniques industrielles modernes se sont développées rapidement en raison de l'accroissement de la population et son niveau de vie. Sous la pression des besoins considérables de la civilisation moderne, on est passé de l'emploi des eaux de sources et de nappes à une utilisation de plus en plus poussée des eaux de surface, parallèlement se sont développées des recherches sur les méthodes de recyclage. Actuellement on se préoccupe de plus en plus du dessalement des eaux saumâtres et des eaux de mer.

Pour l'Algérie, le dessalement de l'eau de mer est une alternative inscrite au registre des questions stratégiques pour le futur. Cette option est susceptible d'offrir de l'eau potable dans des conditions économiques et écologiques acceptables pour la population de la bande côtière du pays.

La réalisation d'une série d'équipements de dessalement par osmose inverse est en cours. Le prétraitement maintenu dans les usines déjà installées se compose d'une coagulation- floculation suivie d'une filtration sur sable. Plusieurs travaux se sont penchés sur la coagulation- floculation conventionnelle de l'eau de mer [1]. Les études faites sur la floculation en lit fluidisé dans le traitement des eaux usées ont montré que les performances atteintes sont avantageuses [2].

La floculation induite dans un lit fluidisé par rapport au procédé conventionnel permet une intensification du processus, caractérisée principalement par un temps de séjour beaucoup plus faible et une économie en réactifs. Dans le présent travail, la floculation dans

un lit fluidisé de l'eau de mer de la région de Ain Benian dopée à 10mg/L en acide humique a été envisagée.

Deux parties sont développées dans ce mémoire :

La première partie est une revue bibliographique relative aux volets suivants :

- Généralités sur l'eau de mer.
- Notions générales sur le dessalement.
- Théorie de la coagulation floculation en lit fluidisé.

Quant à la partie expérimentale, elle concerne les points suivants :

- Une étude de la coagulation floculation des acides humiques contenus dans l'eau de mer dopée à 10 mg/l en acide humique en utilisant le Jar-test.
- Une étude hydrodynamique du système à partir d'un support inerte qui sert à dégager les paramètres caractérisant le lit fluidisé au minimum de fluidisation.
- Application de la coagulation floculation en lit fluidisé de l'eau de mer de Ain Benian.

# CHAPITRE 1

## GENERALITES SUR L'EAU DE MER

### 1.1. Introduction

A l'échelle planétaire, une quantité équivalente à 97.5 % du stock d'eau est salée, seulement une fraction correspondante à 2.5 % est constituée d'eau douce. L'eau de mer est considérée comme la matière première de l'usine de dessalement afin de lutter contre la pénurie d'eau. Pour faire face à cette pénurie annoncée, de nouvelles techniques de production d'eau potable devront être mises en place pour satisfaire les besoins croissants de la population mondiale. La réussite de l'une de ces techniques est directement liée à la connaissance de l'eau de mer avant utilisation, à savoir sa composition et ses propriétés physico-chimiques, ...etc. [3, 4].

### 1.2. Eaux saumâtres et eaux marines

#### 1.2.1. Eaux saumâtres

Une eau saumâtre est non potable, sa salinité est inférieure à celle de l'eau de mer. La plupart des eaux saumâtres contiennent entre 1 à 10 g de sels par litre. Ce sont parfois des eaux de surface mais le plus souvent des eaux souterraines qui se sont chargées en sel en dissolvant certains d'entre eux présents dans les sols qu'elles ont traversés [5]. La composition des eaux saumâtres dépend donc des sols traversés et de la vitesse de circulation dans ces sols. Les principaux sels dissous sont les carbonates de calcium ( $\text{CaCO}_3$ ), les sulfates de calcium ( $\text{CaSO}_4$ ), les carbonates de magnésium ( $\text{MgCO}_3$ ) et le chlorure de sodium ( $\text{NaCl}$ ) [5, 6].

## 1.2.2. Eaux marines

### 1.2.2.1. Caractéristiques physico-chimiques des eaux marines

Le milieu marin est à la fois le témoin et l'acteur de l'histoire de la planète [6]. Il possède plusieurs caractéristiques physico-chimiques qui peuvent être résumés dans les points suivants :

#### a. pH

La variation du pH peut être due à une modification de la concentration des formes ionisées et non ionisées [6]. Ce paramètre caractérise un grand nombre d'équilibre physico-chimique et dépend de facteurs multiples dont l'origine de l'eau. Le pH moyen de l'eau de mer varie entre 7,5 et 8,4, l'eau de mer est donc basique [4].

#### b. Température

La température est un paramètre important qui peut influencer la composition des eaux marines. Le domaine des températures océaniques s'étend de -2 °C, qui est la température de congélation des eaux de mer, jusqu'à un peu plus de 30 °C. La température moyenne de l'océan mondial est de 4 °C alors que la méditerranée présente une température des eaux profondes de 13 °C et la mer rouge de 21,5°C. La température de l'eau de mer peut varier de quelques degrés sur les côtes sous l'influence des courants polaires jusqu'à 35 °C autour de la péninsule arabe [7,8].

#### c. Conductivité

La masse totale des sels dissous dans 1kg d'eau de mer varie d'une eau à une autre [9]. La conductivité, est une grandeur directement mesurée au même titre que la température. La conductivité mesure la capacité de l'eau à conduire le courant entre deux électrodes. La plupart des matières dissoutes dans l'eau se trouvent sous forme d'ions chargés électriquement. La mesure de la conductivité permet donc d'estimer la quantité des sels dissous dans l'eau [9, 10]. La conductivité est également fonction de la température de l'eau : elle est plus importante lorsque la température augmente [10].

#### d. Densité (masse volumique)

La masse volumique est la grandeur dérivée la plus utilisée en océanographie. La stabilité verticale des eaux est conditionnée par une répartition des masses volumiques qui augmentent avec la profondeur [8]. Les eaux de mer ont toujours une masse volumique

légèrement supérieure à  $1000 \text{ kg/m}^3$  [8]. La masse volumique de l'eau de mer est en fonction de la température et de la salinité, le tableau 1.1 résume cette variation :

Tableau 1.1 : Masse volumique ( $\text{g/cm}^3$ ) de l'eau de mer à différentes températures et salinités à 10 bar [10].

Température Salinité	0 °C	10 °C	20 °C	25 °C	30 °C
30 g/L	1024,552	1023,507	1021,393	1020,003	1018,414
35 g/L	1028,582	1027,404	1025,199	1023,774	1022,155
40 g/L	1032,619	1031,311	1029,016	1007,556	1025,907

#### e. Salinité

La salinité est une grandeur conservative et additive, ce qui n'est pas le cas de la conductivité, elle mesure la concentration en sels dissous, exprimée en g/L. Les salinités les plus basses se rencontrent au voisinage des pôles, la quantité de sels dissous augmente au fur et mesure que l'on se rapproche de l'équateur [5,10]. La salinité des mers ouvertes sur les masses océaniques (Atlantique, Manche, Mer du Nord, pacifique) est de l'ordre de 35 g/L et c'est cette valeur qui est considérée comme la salinité standard de l'eau de mer [8,11]. Des variations plus ou moins importantes autour de cette valeur moyenne existent en fonction du bilan précipitation-évaporation. La salinité peut être très différente dans le cas des mers fermées ou peu ouvertes sur les masses océaniques [7] :

- Mer Méditerranée            36 à 39 g/L.
- Mer Rouge                    40 g/L.
- Mer Baltique                7g/L.
- Mer Caspienne              13g/L.
- Mer Morte                    270 g/L.
- Golfe Arabo-Persique      40 à 70 g/L.
- Mer Noire                    20 g/L.

#### f. Turbidité

La turbidité est la propriété d'une eau d'être d'aspect trouble. C'est le contraire de la limpidité [12]. La turbidité de l'eau vient de la présence de diverses matières en suspension telles que les limons, les argiles, la matière organique et inorganique en fines particules. L'eau de mer est un milieu vivant qui véhicule d'une part des matières

minérales et d'autre part des organismes vivants souvent microscopiques. En pleine mer, le plancton prédomine, près des côtes, la teneur en sable augmente et varie selon les courants et la profondeur des fonds. La pollution par des rejets urbains ou industriels peut devenir prépondérante. Le site de la prise d'eau et sa conception seront choisis de manière à éviter toute pollution et limiter au mieux la présence des matières en suspension [5,13].

g. Enthalpie de vaporisation

L'enthalpie de vaporisation de l'eau de mer est la quantité de chaleur nécessaire pour transformer 1kg d'eau en vapeur à la température de l'eau mer et sous une pression égale à la tension de saturation [11]. L'enthalpie de vaporisation de l'eau de mer est la même que celle de l'eau douce, puisqu'elle ne dépend que de la température.

h. Viscosité

La viscosité est un concept qui paraît simple et clair à première vue mais il est fort complexe lorsqu'on approfondit les choses. Il intervient notamment dans la force avec laquelle les couches les plus rapides entraînent les couches les plus lentes d'un fluide en écoulement laminaire. La viscosité d'un liquide, notamment celle de l'eau, est beaucoup plus difficile à expliquer car elle est liée à sa structure [14].

Le tableau 1.2 résume les valeurs de la viscosité en fonction de la salinité et à des valeurs et de la température.

Tableau 1.2 : La viscosité ( $10^{-2}$  g/cm.s) d'eau à différentes salinités et températures [14].

Salinité g/L \ Température	0	5	10	15	20	25	30	35
0	1,791	1,804	1,817	1,831	1,844	1,857	1,870	1,884
5	1,519	1,531	1,543	1,555	1,567	1,579	1,592	1,604
10	1,307	1,318	1,329	1,341	1,352	1,363	1,374	1,385
15	1,138	1,149	1,160	1,170	1,180	1,190	1,201	1,211
20	1,002	1,012	1,022	1,032	1,041	1,051	1,061	1,070
25	0,890	0,900	0,909	0,918	0,297	0,936	0,946	0,955
30	0,797	0,807	0,816	0,824	0,833	0,841	0,841	0,850
35	0,719	0,729	0,737	0,745	0,753	0,761	0,769	0,777



### i. Indice de réfraction

L'indice de réfraction d'un milieu est le quotient de la vitesse de propagation des ondes électromagnétiques dans le vide par rapport à sa valeur dans le milieu considéré. Pour les eaux de mers cet indice est égal à 1,3518 à 25 °C [15].

#### 1.2.2.2. Composition de l'eau de mer

La composition de l'eau de mer varie d'un lieu et/ou d'une saison à l'autre, un échantillon pris en pleine mer peut avoir une composition très différente d'un échantillon prélevé près des côtes [6]. Pour cela il est indispensable de caractériser l'eau de mer afin d'identifier ces différents constituants qui sont :

#### A. Sels dissous

La quantité des sels dissous dans l'eau de mer change d'une eau à une autre selon que la mer soit ouverte ou fermée [16]. Toutefois, dans le cas des mers ouvertes, la proportion des différents sels en présence est relativement constante. En particulier la somme des ions chlorures et sodium représentent environ 85 % du poids total des sels [16]. En dehors du chlorure de sodium il existe d'autres sels tels que le chlorure de magnésium, sulfates, carbonates...etc. Le tableau 1.4 donne la composition standard d'une eau de mer.

Tableau 1.3 : Composition standard en sels de l'eau de mer [4].

	Eau de mer standard		Méditerranée Toulon		Golfe Arabique Koweït	
	ppm	meq/m <sup>3</sup>	ppm	meq/m <sup>3</sup>	ppm	meq/m <sup>3</sup>
Salinité totale	35000	605	39000	553	45000	778
Sodium Na <sup>+</sup>	10760	467,8	11835	514,6	13830	601,3
Magnésium Mg <sup>++</sup>	1294	106,4	1410	116,0	1660	136,5
Calcium Ca <sup>++</sup>	412	20,6	450	22,5	530	26,5
Potassium K <sup>+</sup>	387	9,9	440	11,2	497	12,7
<b>Total cations</b>	<b>12863</b>	<b>605</b>	<b>14135</b>	<b>664.3</b>	<b>16517</b>	<b>777</b>
Chlorure Cl <sup>-</sup>	19353	545,8	21500	605.6	24900	701,4
Sulfate SO <sub>4</sub> <sup>-</sup>	2712	56,5	2700	56,2	3500	72,9
Bicarbonate HCO <sub>3</sub> <sup>-</sup>	142	2,3	153	2,5	182	2,9
Bromure Br <sup>-</sup>	67	0,8			86	1,1
<b>Total anions</b>	<b>22274</b>	<b>605</b>	<b>24353</b>	<b>664.3</b>	<b>28668</b>	<b>778,3</b>

## B. Métaux lourds

Le terme « métaux lourds » a été introduit historiquement au début du XX<sup>ème</sup> siècle et ne concernait à l'époque que le mercure, le plomb et le cadmium. Depuis, leur toxicité a été abondamment démontrée ainsi que celles de nombreux autres métaux appelés « métaux de traces » comme par exemple l'étain, le titane et l'aluminium ou le nickel qui peuvent également avoir des effets dévastateurs sur l'organisme quand ils s'accumulent. Si métaux sont indispensables au fonctionnement enzymatique du corps, leur surcharge déclenche des réactions toxiques. Les mélanges de métaux accentuent encore leur toxicité dans l'organisme. Les métaux lourds qui existent dans l'eau de mer peuvent être classés selon un ordre de nocivité décroissante : Mercure, Argent, Cadmium, Zinc, Plomb, Nickel, Cobalt...; leur toxicité dépend de la forme chimique dans laquelle ils se trouvent [17].

## C. Matières organiques

Plusieurs catégories de matières organiques existent dans l'eau de mer tels que les substances humiques, les hydrocarbures, les phénols ...etc.

La matière organique naturelle est responsable de la coloration des eaux. Elle est constituée d'un ensemble complexe et hétérogène de structures organiques de masses moléculaires et de groupements chimiques différents. Elle est identifiée à partir de l'analyse de la teneur en carbone organique et est scindée en deux grandes classes :

- La matière organique dissoute (COD) qui représente la fraction qui passe au travers d'une membrane de porosité de 0,45 µm.
- La matière organique particulaire (COP) qui constitue la fraction retenue sur une telle membrane de 0,45 µm.

La somme de ces deux fractions représente la matière organique totale qui est caractérisée par le carbone organique total (COT = COD +COP). En général, le COD englobe la majorité (environ 90%) du carbone organique total (COT) [18, 19]. Les substances humiques représentent environ 0.1 à 50 mg/L en terme de COD des eaux de surface et de l'ordre de 0,5 jusqu'à 5mg/L dans les eaux de l'océan [18].

Plusieurs de références indiquent que la matière organique contenue dans l'eau de mer varie selon la saison, le lieu, les courants et la profondeur des fonds [20, 21].

Les substances humiques jouent un rôle important dans plusieurs procédés biochimiques telle que la détermination des propriétés des différentes matières dans la nature [22].

Selon Oden [23], les substances humiques se divisent généralement en quatre groupes :

- Les acides humiques
- Les acides fulviques
- Les acides hymatomelaniques
- Les humines

### 1.3. Différents polluants et leurs origines

Au début des années 80 il existait plus de 70 000 substances d'usage quotidien synthétisées par l'homme et susceptibles d'être nocives [24]

La particularité de la pollution dans le milieu marin est qu'elle ne reste pas localisée comme cela peut arriver à un milieu terrestre. Les substances polluantes se dispersent au gré des vents et des courants. De plus, si elles peuvent passer facilement de la terre vers la mer : ces substances qui arrivent dans le milieu marin y sont piégées. Le tableau suivant illustre les polluants et leurs origines [24].

Tableau 1.4 : Différents polluants et leurs origines [24].

<b>polluants</b>	<b>Origines</b>
Hydrocarbures (Essences, huiles, fuel).	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Transports routiers</li> <li>• Industrie</li> <li>• Accidents de pétroliers</li> <li>• Fuite lors des chargements des pétroliers</li> <li>• Lessivage par la pluie des zones urbaines : parking, routes</li> </ul>
Métaux lourds	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Transports routiers</li> <li>• Industries métallurgiques et pétrochimiques</li> <li>• Peinture et carénages des bateaux</li> </ul>
Pesticides et insecticides	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Utilisation domestique</li> <li>• Agriculture</li> </ul>
Détergents	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Eaux usées domestiques</li> <li>• Industries</li> </ul>
Matières en suspension	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Eaux usées domestiques</li> <li>• Lessivage des sols</li> <li>• Industrie</li> </ul>
Toute matière troublant	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Eaux usées domestiques</li> <li>• Lessivage des sols</li> <li>• Industrie</li> </ul>

### 1.4. Processus d'arrivée des polluants dans le milieu marin

Les différents polluants peuvent parvenir à l'eau de mer par plusieurs voies à savoir [24, 25]:

#### 1.4.1. Retombées atmosphériques

Certaines substances peuvent ainsi être transportées sur des distances considérables et retombent à terre ou en mer sous l'effet des précipitations.

#### 1.4.2. Ruissellement

Toutes les substances déposées sur les sols sont entraînées par les eaux de pluies et acheminées jusqu'au milieu marin par les fleuves et les rivières.

#### 1.4.3. Rejets par les émissaires

Les eaux usées domestiques et industrielles, collectées et traitées dans les stations d'épuration, sont rejetées dans les rivières ou les mers. Tous les polluants ont toutes les chances d'arriver dans le milieu marin directement ou par l'intermédiaire des rivières et des fleuves, ils ont également très peu de chance d'en sortir. Les mers et les océans sont les collecteurs universels de toutes les substances polluantes. D'une manière générale, les polluants contaminent les organismes marins par voie digestive et/ou respiratoire, et sont tous concentrés par bioaccumulation le long des chaînes alimentaires.

Les effets de certains polluants peuvent être résumés comme suit :

##### 1.4.3.1. Hydrocarbures

Les hydrocarbures et leurs résidus de combustion altèrent plus ou moins les mécanismes physiologiques de tous les organismes vivants. De plus, il semble que cette pellicule rompt les échanges d'oxygène entre les milieux marins et le milieu atmosphérique [24].

##### 1.4.3.2. Détergents

Les détergents affectent particulièrement les plantes et les algues et altèrent la respiration des animaux. De plus, il semble que même certains produits réputés biodégradables ne soient pas meilleurs, car les produits de dégradation peuvent être aussi nocifs que leurs composés d'origine [24].

##### 1.4.3.3. Composés halogénés

Les insecticides et les pesticides provoquent des troubles du métabolisme, des altérations des processus enzymatiques dont certains peuvent agir sur le système nerveux [24].

## **CHAPITRE 2**

### **NOTIONS GENERALES SUR LE DESSALEMENT**

#### 2.1. Introduction

Le dessalement de l'eau de mer et des eaux saumâtres a connu ces dernières années une avancée remarquable grâce au développement de différents procédés. Aujourd'hui, les facteurs suivants militent en faveur de la mise en œuvre de cette technologie dans notre pays :

- Un littoral long de 1200 kilomètres.
- Une disponibilité de l'eau de mer comme ressource inépuisable.
- Une population et une industrie grandes consommatrices d'eau se trouvant à proximité de la mer [4].

L'adoption de l'option du dessalement de l'eau de mer comme une ressource d'approvisionnement en eau pour les différents secteurs dans le cas de l'épuisement des ressources conventionnelles est, limitée principalement par le prix de revient du m<sup>3</sup> d'eau potable. Ce prix de revient est influencé par l'impact des facteurs spécifiques du site et par les paramètres définissant ensemble l'efficacité économique d'un projet de dessalement [4, 26].

#### 2.2. Définition

Le dessalement est pratiquement l'extraction de l'eau douce de l'eau de mer, ce procédé accroît les ressources en eau potable et diminue les pénuries dans les pays du monde entier [26].

#### 2.3. Principales technologies de dessalement des eaux

Les différents procédés de dessalement peuvent être classés en trois grandes familles à savoir [4] :

- Les procédés faisant intervenir un changement de phase (distillation, congélation).

- Les procédés de perméation sélective à travers une membrane : Transfert d'ions sous l'action d'un champ électrique (Electrodialyse) ou d'un gradient de pression ou encore transfert d'eau sous l'action d'un gradient de pression c'est l'osmose inverse.
- Les procédés qui agissent sur les liaisons chimiques (Echange d'ions, extraction par solvant sélectif).

En fait la figure 2.1 montre les principaux procédés de dessalement.

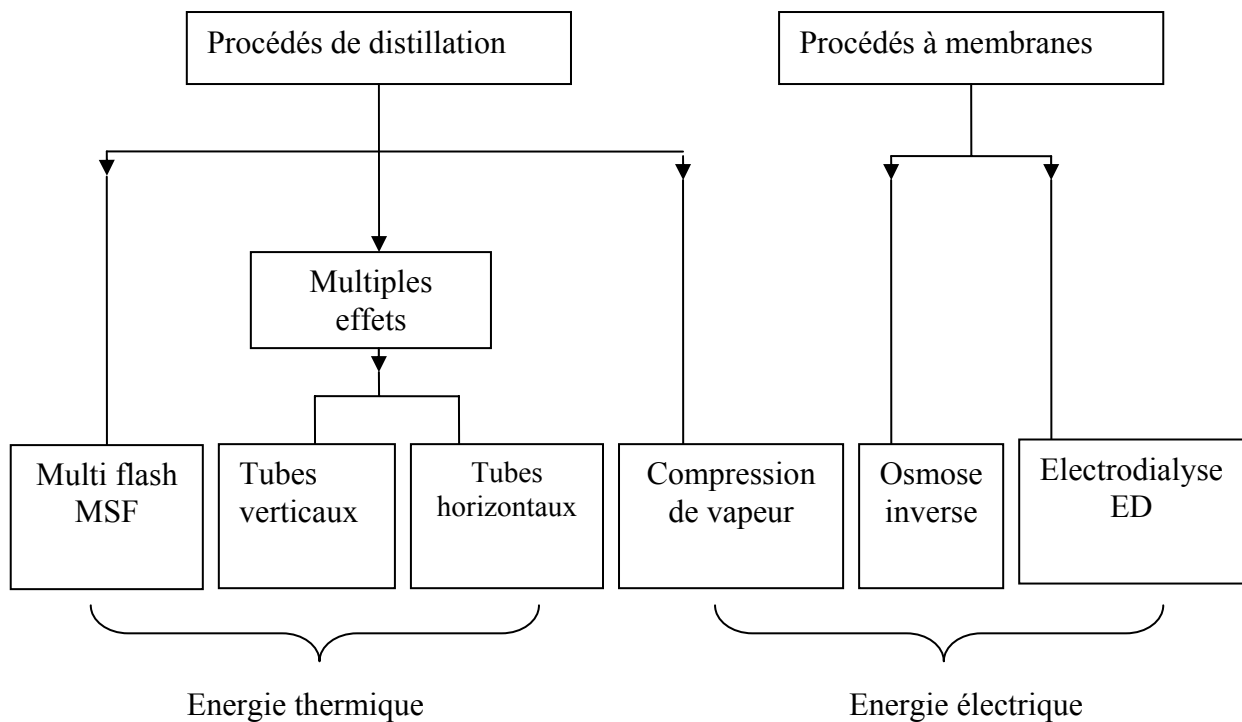


Figure 2.1 : Les procédés industriels de dessalement [7].

### 2.3.1. Procédé de distillation

La distillation est un procédé qui consiste en une vaporisation par un apport d'énergie sous forme de chaleur (procédé thermique) ou sous forme de travail mécanique, suivie d'une condensation.

Pour obtenir de l'eau douce, il suffit de chauffer l'eau de mer et de condenser la vapeur.

Les procédés qui peuvent être utilisés sont les suivants [27,28] :

- La distillation à simple ou multiple effet.

- La distillation par détentes successives (procédé FLASH).
- La distillation par compression de vapeur.

### 2.3.2. Procédés à membranes

Au lieu d'extraire par évaporateur l'eau douce de l'eau de mer, une séparation au moyen de membranes sélectives est envisagée. Les deux procédés qui utilisent ces membranes sont l'électrodialyse et l'osmose inverse.

#### 2.3.2.1. Électrodialyse

L'électrodialyse est un procédé à membranes qui consiste à éliminer les sels dissous dans l'eau saumâtre par migration à travers des membranes sélectives sous l'action d'un champ électrique. Le procédé de l'électrodialyse est particulièrement intéressant pour le traitement des eaux saumâtres, notamment pour celles dont la salinité ne dépasse pas 500 mg/L. Un électrodialyseur est constitué par un empilement de membranes alternativement échangeuses d'anions et de cations, séparées par des compartiments dans lesquels circulent les solutions salines. Cet empilement est serré entre deux presses, soit à l'aide de tiges filetées et de boulons, soit à l'aide d'un vérin hydraulique [4, 29].

#### 2.3.2.2. Procédé d'osmose inverse

L'osmose inverse est un procédé basé sur les propriétés semi sélectives qu'ont certaines membranes, permettant la diffusion préférentielle de l'eau et la rétention des éléments minéraux dissous, des colloïdes et des bactéries [30].

#### A. Principe

L'osmose est le transfert de solvant à travers une membrane sous l'effet d'un gradient de concentration. Si on considère un système à deux compartiments séparés par une membrane semi-sélective et contenant deux solutions de concentrations différentes, l'osmose se traduit par un flux d'eau dirigé de la solution diluée vers la solution concentrée. Si on applique une pression sur la solution concentrée, la quantité d'eau transférée par osmose va diminuer. Avec une pression suffisamment forte, le flux d'eau va même s'annuler: cette pression est nommée la pression osmotique  $P$  (en faisant l'hypothèse que la solution diluée est de l'eau pure). Si on dépasse la valeur de la pression osmotique, on observe un flux d'eau dirigé en sens inverse du flux osmotique: c'est le phénomène d'osmose inverse figure 2.2 [30].

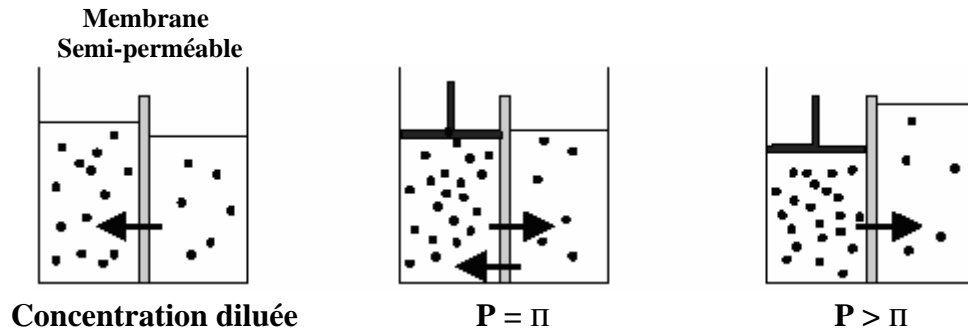


Figure 2.2: principe de l'osmose inverse.

### B. Lois et les paramètres intervenant dans une unité d'osmose inverse

Dans le cas de l'osmose inverse, les transferts de solvant et de soluté au travers d'une membrane semi-perméable se font par solubilisation diffusion : toute les espèces moléculaires se dissolvent dans la membrane et diffusent à l'intérieur de celle-ci [4, 30 ,31]. Les flux de solvant et de soluté à travers la membrane sont donnés par les deux relations suivantes :

$$J_1 = A(\Delta p - \Delta \pi) \quad \text{Eq.2.1}$$

$J_1$  : Flux de solvant (eau) à travers la membrane ( $\text{g.cm}^2.\text{h}^{-1}$ ).

$A$  : Perméabilité de la membrane à l'eau ( $\text{cm.h}^{-1}.\text{Bar}^{-1}$ ).

$\Delta p$  : Différence de pression de part et d'autre de la membrane (Bar).

$\Delta \pi$  : Différence de pression osmotique de part et d'autre de la membrane (Bar).

$$J_2 = B \Delta C \quad \text{Eq.2.2}$$

avec :

$J_2$  : Flux de sel à travers la membrane.

$B$  : Perméabilité de la membrane au soluté.

$\Delta C$  : Différence de concentration en sel de part et d'autre de la membrane.

#### ➤ Taux de conversion

Le taux de conversion  $Y$  est le rapport entre la quantité d'eau douce produite et la quantité d'eau de mer ou d'eau saumâtre entrant dans l'installation :



$$Y = \frac{(\text{Quantité d'eau douce produite})}{(\text{Quantité d'eau de mer nécessaire})} \times 100 \quad \text{Eq.2.3}$$

Le choix de la valeur de ce paramètre résulte d'un compromis joignant des considérations économiques et des considérations techniques [7].

➤ Coefficient de partage

Le coefficient de partage est égal au rapport des concentrations entre les divers milieux (membrane et solution) : d'un milieu à autre.

➤ Sélectivité

La sélectivité d'une membrane est en général définie par le taux de rétention ou le taux de rejet de l'espèce (sel, macromolécules, particules) que la membrane est censée retenir :

$$T_R = \frac{(C_0 - C_P)}{C_0} \quad \text{Eq.2.4}$$

$C_0$  : Concentration de l'espèce à retenir dans la solution.

$C_P$  : Concentration de la même espèce dans le perméat.

➤ Débit spécifique ou densité du flux volumique

Pour une sélectivité donnée, le débit par unité de surface ou densité de flux volumique) doit être le plus élevé possible de manière à minimiser la surface de membrane à mettre en œuvre et par la même l'investissement [30].

d. Paramètres influençant le procédé d'osmose inverse

Les paramètres qui peuvent influencer le phénomène d'osmose inverse sont [4, 7,30].

➤ Influence de la pression

Les performances de la membrane d'osmose inverse sont en fonction de la pression transmembranaire. La pression osmotique de l'eau au contact de la membrane s'oppose à la pression d'eau d'alimentation qui pousse l'eau à travers la membrane, donc à pression osmotique élevée, le flux initial élevé à travers la membrane est favorable à une accumulation à la surface et la formation d'un dépôt car le débit d'eau épurée est directement proportionnel à la différence des pressions qui règnent de part et d'autre de la membrane.

➤ Influence de la sélectivité entre différents ions

La sélectivité d'une membrane d'osmose inverse, pour un composé donné, est d'autant plus importante que ce composé est solvaté c'est-à-dire que son énergie d'hydratation est élevée. De la comparaison des énergies d'hydratation des différents ions il en résulte que le taux de rejet des ions bivalents ( $\text{Ca}^{++}$  et  $\text{Mg}^{++}$ ) est supérieur à celui des ions monovalent ( $\text{Na}^+$  et  $\text{K}^+$ ). Le tableau 2.1 résume cette différence

Tableau 2.1 : Energie d'hydratation des différents ions [7].

Cation	M (masse molaire) g/mole	E <sub>hyd</sub> kj/mole
$\text{Ca}^{++}$	40	16115
$\text{Rb}^+$	85,5	337
$\text{K}^+$	39	363
$\text{Na}^+$	23	454
$\text{Li}^+$	7	636
$\text{Cs}^+$	133	286

➤ Influence de la température

Le débit de perméat à travers une membrane d'osmose inverse augmente avec la température d'environ 3% par degré Celsius ce qui correspond à une augmentation proportionnelle à l'inverse de la viscosité de l'eau [30]. En effet, la viscosité d'un liquide en fonction de la température est donnée par la relation :

$$\mu = \mu_0 \exp \frac{E_0}{RT} \quad \text{Eq 2.5}$$

$\mu$  : Viscosité du liquide.

$E_0$  : L'énergie d'activation du liquide.

$R$  : Constante des gaz parfait.

$T$  : Température en degré K.

E. Phénomène de compactage

Ce phénomène correspond à la diminution du débit d'une unité d'osmose inverse sans avoir un dépôt sur la membrane. Cette diminution de la perméabilité des membranes au cours du temps est dûe à l'action de la pression sur le polymère membranaire [2, 5,30].

### F. Phénomène de polarisation

Les membranes utilisées ayant la propriété d'effectuer des séparations à l'échelle moléculaire, il va y avoir accumulation progressive des espèces arrêtées à la surface de la membrane. C'est le phénomène de polarisation de concentration, qui peut être décrit par la figure 2.7 [30, 31]. Si on appelle  $C_m$  la concentration du soluté stoppé par la membrane et  $C_0$  la concentration moyenne du soluté dans la solution, le facteur de polarisation est défini par la relation [7, 32] :

$$\delta = C_m / C_0 \quad \text{Eq.2.6}$$

Le schéma suivant décrit le phénomène de polarisation

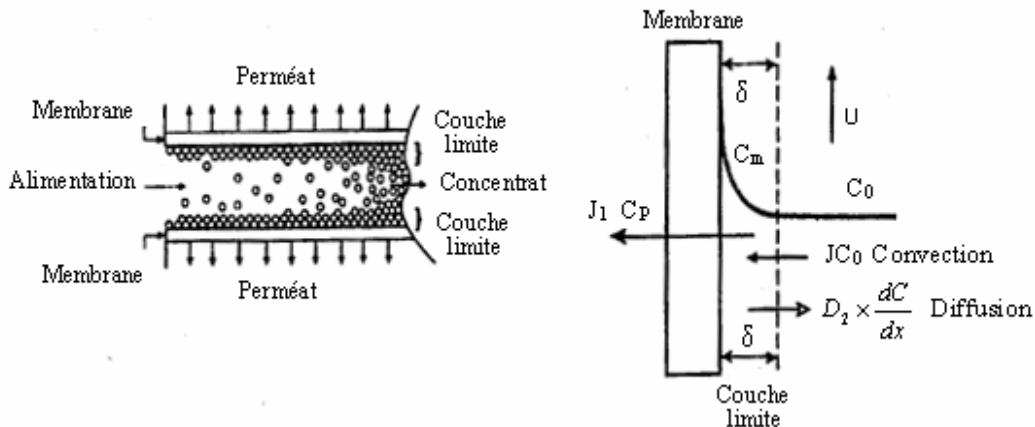


Figure 2.4 : Phénomène de polarisation [4].

### G. Principales membranes d'osmose inverse

Les membranes les plus utilisées dans le procédé d'osmose inverse sont de différentes natures chimiques [32, 33]:

#### ➤ Membranes en acétate de cellulose TAC

Le matériau de base est la cellulose dont certains groupements hydroxyles sont remplacés par des groupements acétates. Elles sont très utilisées en raison de leur coût et de leurs bonnes performances (débit élevé et bonne rétention des sels). Ce type de polymère est le plus ancien mais il est encore utilisé parce qu'il présente de nombreux avantages. Elles sont sensibles (hydrolyse) à  $\text{pH} > 8$ , ainsi qu'aux températures supérieures à  $40^\circ\text{C}$  [32, 33].

### ➤ Membranes en polyamide

Compte tenu de certains inconvénients de l'acétate de cellulose, des membranes de types polyamide ont été développées, elles se distinguent par leurs meilleures stabilités thermiques, chimiques et leurs résistances mécaniques. Leurs inconvénients résident dans leurs très grandes sensibilités aux oxydants et dans leur faible perméabilité [32, 33].

### H. Avantages et inconvénients de l'osmose inverse

L'osmose inverse présente un certain nombre d'avantages qui peuvent se résumer comme suit [30, 34] :

- Une faible consommation d'énergie : dans le cas d'une eau de mer à 35g/l, la consommation d'énergie se situe aux environs de 3 à 4 kWh/m<sup>3</sup> avec utilisation d'un système de récupération d'énergie.
- Une gamme de capacité disponibles commercialement très vaste, allant de quelques litres par jour pour des appareils individuels de survie à des installations de plus de 100000 m<sup>3</sup>/jour.
- Le contrôle du niveau de prétraitement permet de garantir les performances des membranes et d'augmenter leur durée de vie.
- La simplicité du procédé.

A ces avantages, certains inconvénients subsistent et peuvent se résumer comme suit :

- La nécessité d'un prétraitement de l'eau souvent complexe : dans certains cas où le taux de conversion est élevé, une élimination partielle est nécessaire de certains corps (calcium par exemple), susceptibles de former des dépôts sur les membranes.

### 2.4. Techniques de prétraitement

On entend par prétraitement, l'ensemble des opérations de corrections effectuées à l'eau brute pour conserver l'efficacité et la durée de vie d'une installation. Les principaux paramètres physiques à contrôler sont : le pouvoir colmatant (SDI), le pH, la température. Pour réaliser un prétraitement fiable et ininterrompu de l'eau alimentant le système, une approche particulière est utilisée et qui dépend beaucoup de la qualité de l'eau à traiter (l'origine, composition, ect...). Parmi les techniques de prétraitement les plus communément utilisées dans l'industrie de dessalement, on retrouve le procédé de filtration, l'adsorption sur charbon actif, la coagulation floculation, l'ozonation et le couplage.

#### 2.4.1. La filtration

C'est un procédé de séparation d'un mélange solide-liquide à travers un milieu poreux, le milieu granulaire le plus utilisé est le sable. Dans une filière de filtration directe, le filtre représente la seule barrière physique d'élimination des particules présentes dans l'eau à traiter. L'importance que revêt la filtration directe repose certainement sur l'exploitation et la qualité de l'eau filtrée [35].

L'inconvénient majeur qui réside dans la technique de filtration est qu'une perte de charge plus élevée est rapidement atteinte [35].

#### 2.4.2. Adsorption sur charbon actif ou sur résine

L'utilisation du charbon actif dans les stations d'épuration des eaux comme un moyen d'élimination de certains micropolluants organiques est de plus en plus fréquente. Plusieurs travaux [36, 37] ont montré que l'élimination des composés à haut poids moléculaire (acide humique) exige un charbon macroporeux avec de nombreuses fonctions à la surface (carboxyliques et hydroxyles). D'autre part, l'adsorption des composés humiques sur des résines macroporeuses échangeuse d'anion, fortement basique restent aussi efficace que le charbon actif malgré que le problème de régénération se pose [38].

#### 2.4.3. Coagulation -floculation

La coagulation floculation par les sels métalliques est un procédé important et largement employé dans le traitement des eaux. Dans le prétraitement aux dessalements, la coagulation est fréquemment utilisée pour éliminer les particules colloïdales et les substances organiques dissoutes [1]. Les travaux et les études concernant la coagulation avec les sels métalliques est fortement affectée par la composition chimique de la solution à traiter et les interactions entre les colloïdes, la dose de coagulant et le pH du milieu étudié [39, 40]. Ce procédé est détaillé dans le chapitre 3.

#### 2.4.4. Oxydation chimique (ozonation)

Dans le domaine du traitement des eaux potables, l'ozone est principalement utilisé comme agent bactéricide et virulicide. Les traiteurs d'eaux cherchent à faire jouer à l'ozone un double rôle, une action d'oxydation et une action virulicide conduisant à l'élimination de certains composés indésirables [41]. Pour les substances humiques, l'action de l'ozone entraîne une décoloration importante en fonction du pH. En outre l'ozonation entraîne une augmentation très significative des fonctions acides incluses dans

la structure des substances humiques [42, 43]. Certains auteurs indiquent que l'ozone n'engendre pas l'altération profonde de la structure moléculaire de ces produits, tandis que d'autres ont montré que l'ozone induit une modification de la répartition des masses moléculaires apparentes des substances humiques [44].

#### 2.4.5. Procédé de couplage

D'après Bauding et al [45], les performances du traitement ultrafiltration-adsorption sur charbon actif en poudre sont comparables aux procédés de clarification en terme d'élimination de la matière organique totale (COT, absorbance,...etc.). Tout en étant supérieures en terme d'élimination des particules (minérales, organiques, biologiques) et les pesticides.

La coagulation couplée à l'ultrafiltration en utilisant des membranes organiques (fibre creuse en polysulfone) révèlent une bonne élimination des acides humiques.

### 2.5. Choix d'un procédé optimal de dessalement

Pour simplifier le processus du choix, la méthodologie suivie repose sur les critères suivants [4, 46, 47] :

- le critère économique (prix de revient du m<sup>3</sup>/ d'eau dessalée).
- le critère technique (vis-à-vis des problèmes rencontrés en pratique).
- La problématique d'échelle et les tendances du marché mondial.

#### 2.5.1. Critère économique

Les systèmes d'osmose inverse présentent un coût de production d'eau par dessalement plus bas que les autres systèmes. Ils sont plus compétitifs que les autres procédés de dessalement à large capacité, et peuvent engendrer de moindres coûts d'investissement. Donc les considérations économiques qu'il faut prendre en compte pour le bon choix d'un procédé de dessalement sont [4, 47] :

- Coût de l'énergie : ce dernier est variable selon le type du site utilisé (disponibilité de l'énergie à faible coût).
- Coût des produits chimiques utilisés suivant qu'ils soient importés ou produits locaux.
- Coût de la main d'œuvre.

### 2.5.2. Critère technique

La philosophie du choix entre les différents systèmes sur le plan technique se fait à la base de [47] :

#### 2.5.2.1. Qualité de l'eau produite

D'après les normes de l'organisation mondiale de la santé, la concentration globale des matériaux solides dans l'eau de consommation ne doit pas dépasser 1500ppm ; l'eau de bonne qualité doit contenir moins de 500ppm. La qualité de l'eau produite dépend des performances des membranes, de la pression de fonctionnement et de la température de l'eau [4,47].

#### 2.5.2.2. Disponibilité de la source d'énergie

Pour un bon système de dessalement, l'énergie dispensée doit être raisonnable et avec une source continue pour éviter les ruptures de fonctionnement [4].

#### 2.5.2.3. Taille de l'installation

Les installations de dessalement ont des dimensions variables selon le type du procédé utilisé, les installations les plus simples sont privilégiées à cause du faible prix d'entretien et de maintenance [47].

#### 2.5.2.4. Automatisation et contrôle

Pour la mise en place d'une eau produite de bonne qualité, des tests de contrôle doivent être effectués tels que des mesures de température, du pH, de la turbidité, et de la conductivité d'où une augmentation de l'investissement [47].

### 2.6. Situation du dessalement en Algérie

L'Algérie est l'un des pays dont les ressources en eau sont limitées, vulnérables et inégalement réparties. Ces ressources ont subi durant les deux dernières décennies les effets négatifs de la sécheresse, de la pollution et de la mauvaise gestion [48].

#### 2.6.1. Evaluation des ressources hydriques en Algérie

A l'instar des autres pays méditerranéens, l'Algérie, est et le sera davantage confrontée à d'énormes problèmes en matière d'eau. La surcharge du littoral, les disparités

entre zones rurales et urbaines, les périodes de sécheresse et l'accroissement de la population sont autant de facteurs qui déstabilisent l'équilibre déjà précaire de l'environnement. L'Algérie dispose de ressources en eau très limitées, tout au moins au nord où vivent les trois quarts de la population.

La pluviométrie est le paramètre le plus important dans l'évolution des ressources en eau. Elle varie de plus de 2000 mm/an sur les hauts reliefs en bordure de la mer méditerranée, à moins de 100 mm/an au nord du Sahara.

Les moyennes annuelles des précipitations suivent une zonalité générale Nord-Sud, qui définit les zones climatiques. Cependant, il est à noter également des écarts notables entre l'Est et l'Ouest du pays. La région Oranaise (Ouest) est en général moins arrosée que le constantinois (Est), comme le montre le tableau 2.2.

La pluviométrie a imprimé les grands traits de la répartition générale des ressources en eau, superficielles et souterraines et explique en grande partie, les différences régionales.

Ainsi, la région tellienne qui ne représente que 7 % de la superficie du pays abrite à elle seule plus de 90% de l'écoulement total [48].

Tableau 2.2 : Précipitation en mm des différentes régions [49].

Régions	Ouest	Centre	Est
Littoral	400	700	900
Atlas Tellien (plaines)	500	450	700
Atlas Tellien (reliefs)	600	700-1000 800-1600	
Hauts plateaux Tellien			400
Hauts plateaux	50	250	
Steppiques	–		
Atlas Saharien	200	200	400-700
Sahara Septentrional	50	50-150	150

### 2.6.2. Dessalement en Algérie

L'expérience Algérienne en matière de dessalement des eaux est étroitement liée au développement de l'industrie et tout particulièrement de l'industrie pétrolière et sidérurgique. Le recours au dessalement en vue d'un usage destiné exclusivement à l'alimentation de la population en eau potable était quasi-inexistant.

Néanmoins, une seule expérience a été tentée dans une situation où il n'existait aucune autre solution. En 1964, trois petits blocs de 8 m<sup>3</sup>/h chacun ont été installés au complexe Gaz liquéfié d'Arzew.

En 1969, une installation a vu le jour à Arzew avec une capacité de production de



4560 m<sup>3</sup>/J. Dès lors, de nombreuses installations de dessalement et de déminéralisation ont été mises en place en parallèle avec les nouveaux complexes [49].

D'autres installations ont été mises en exploitation pour les besoins en eau de haute pureté nécessaire au process des complexes de production d'électricité (Cap Djenet à l'Est d'Alger) et de l'industrie de liquéfaction (Arzew et Skikda) [48, 49].

Il y a également quelques installations qui sont destinées, principalement dans le sud, à fournir de l'eau de qualité pour la consommation humaine dans les bases de vie pétrolières.

On notera que la plupart de ces unités sont de faibles capacités, de quelques dizaines à quelques centaines de mètres cubes par jour.

Le tableau suivant résume les installations de dessalement en Algérie.

Tableau 2.3 : Petites stations en cours de réalisation sur le budget de l'état Agence d'exécution ADE [50].

N°	Wilaya	Site	Commune	Capacité m3/J	Population à desservir
1	Tlemcen	Ghazaouet I	Ghazaouet	2500	33330
2		Ghazaouet II	Ghazaouet	2500	
3	Alger	Bou-Ismaïl	BousIsmaïl	5000	200000
4		Champ de tir 1	Zeralda	2500	
5		Champ de tir 1	Zeralda	2500	
6		Palme beach	Staouali	2500	
7		La Fontaine 1	AinBenian	2500	
8		La Fontaine 2	AinBenian	2500	
9		La Fontaine 3	AinBenian	2500	
10		CapCaxine	Hammamet	2500	
11		Bateau Cassé 1	BordjELKifane	2500	
12		Bateau Cassé 2	BordjELKifane	2500	
13		Bateau Cassé 3	BordjELKifane	2500	
14		Reghaïa Plage1	Reghaïa	2500	
15	Reghaïa Plage12	Reghaïa	2500		
16	Boumerdes	Corso	Corso	2500	33330
17	Skikda	Larbi B.M'hidi	LarbiBenM'hidi	5000	66660
18		Larbi B.M'hidi	LarbiBenM'hidi	2000	
19		Larbi B.M'hidi	LarbiBenM'hidi	3000	
20		Larbi B.M'hidi	LarbiBenM'hidi	2500	
21	Tizi-Ouzou	Tigzirt	Tigzirt	2500	16660

Sur un plan technique, le marché mondial est dominé par le procédé de distillation, toutefois l'osmose inverse connaît un essor considérable.

Une étude générale sur le dessalement a été lancée. En attendant ses résultats, trois scénarios (échéance 2010) sont étudiés pour projeter les futures installations de dessalement [50].

## **CHAPITRE 3**

### **PRETRAITEMENT PAR COAGULATION- FLOCCULATION**

#### 3.1. Introduction

La matière organique contenue dans les eaux salines a tendance à se déposer sur les surfaces d'échanges et les colmater. Pour conserver donc l'efficacité et la durée de vie d'une installation d'osmose inverse, un prétraitement de l'eau est nécessaire, car ce prétraitement permettra d'éviter ou de minimiser le colmatage et l'obstruction des membranes [4]. La coagulation floculation est l'une des techniques de prétraitement qui se développe de plus en plus ces dernières années.

#### 3.2. Aperçu sur la coagulation- floculation

Les substances indésirables les plus difficiles à éliminer dans les eaux naturelles sont celles qui possèdent une très petite taille (particules colloïdales) causant la turbidité et celles qui sont dissoutes (matières organiques) causant la coloration de l'eau. Ces substances portent habituellement une charge électrique négative qui empêche les particules de s'agglomérer les une avec les autres [51]. Le but de la coagulation est donc de neutraliser les charges de ces substances afin de favoriser la formation d'un agglomérat [52].

##### 3.2.1. Mécanisme de la coagulation- floculation

Dans le processus de la coagulation- floculation quatre mécanismes peuvent intervenir :

###### 3.2.1.1. Compression de la double couche électrique

Lorsque deux particules colloïdales semblables se rapprochent l'une de l'autre, leurs couches diffuses interagissent et génèrent une force de répulsion.

Pour vaincre cette force un électrolyte est ajouté pour donner au sein de l'eau une force ionique plus élevée qui va contribuer à faire diminuer l'épaisseur de la double couche électrique [53].

#### 3.2.1.2. Adsorption et la neutralisation

Les produits adsorbés sont, soit les ions du coagulant lui-même, soit leurs produits de réaction avec de l'eau. La partie non adsorbée du réactif contribue néanmoins à la floculation par effet électrostatique. La coagulation mettant en œuvre l'adsorption est nettement plus efficace que la coagulation électrostatique. Ce phénomène se produit à faible dose du coagulant [54].

#### 3.2.1.3. Coagulation par entraînement « sweep coagulation »

Pour précipiter les particules colloïdales, on peut en outre les emprisonner dans un floc ; Quand on ajoute les coagulants, habituellement des sels de métaux trivalents,  $Al_2(SO_4)_3$  ou  $FeCl_3$  à des concentrations suffisantes pour provoquer une précipitation rapide de l'hydroxyde, les particules colloïdales peuvent être « emprisonner » dans des floes au cours de leur formation. Il s'agit donc d'une capture physique des colloïdes [55].

Lorsque le pH de l'eau se situe dans un domaine légèrement acide ou neutre, le floc constitué de molécules de  $Al(OH)_3$  ou de  $Fe(OH)_3$  possède habituellement une charge positive. La présence de certains anions et de particules colloïdales dans la solution accélère la formation du précipité, c'est l'étape de la « Sweep coagulation » [52] cette dernière est beaucoup plus rapide que la coagulation par adsorption, mais elle fournit un floc moins compact et moins résistant [54].

#### 3.2.1.4. Adsorption et pontage

Les polymères sont constitués de longues chaînes, contenant des groupements chimiques pouvant adsorber les particules colloïdales. Ainsi, un polymère peut adsorber une particule colloïdale à l'une de ses extrémités alors que d'autres sites sont libres pour adsorber d'autres particules. On dit alors que les molécules de polymères forment des « ponts » entre les particules colloïdales [54].

### 3.2.2. Paramètres influençant le processus de coagulation

Le procédé de coagulation peut être influencé par plusieurs facteurs:

### 3.2.2.1. Type de coagulant

Les coagulants les plus souvent utilisés dans le processus de la coagulation de la matière organique sont le chlorure ferrique ( $\text{FeCl}_3$ ) et le sulfate d'aluminium  $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ , bien qu'ils soient régis par les mêmes facteurs et mécanismes fondamentaux, leurs efficacités sur l'élimination de la matière organique diffèrent [56].

Dans certains cas le chlorure ferrique possède des efficacités meilleures comparées à celles obtenues par le sulfate d'aluminium [57, 58]. De plus la matière organique présente une plus grande affinité pour le fer que pour l'aluminium [57, 59]. Quelques autre études ont prouvé que l'aluminium peut donner une meilleure élimination de la matière organique que le chlorure ferrique [58, 60].

### 3.2.2.2. Concentration du coagulant

Plusieurs travaux mettant en évidence l'interdépendance du pH et de la dose du coagulant [61]. Les travaux menés par Narkis et Rebhun [62] et Glaser et Edzwald [63] ont montré qu'il y a une relation proportionnelle entre la dose du coagulant et la teneur en matière organique, de même les études de Dempsy [64] ont confirmé cette relation en limitant sa validité aux faibles valeurs de pH. Les recherches de Black démontrent l'existence d'une relation stoechiométrique entre la concentration de la matière organique et la dose du coagulant [65]. Van Benchooten, Edzwald et Reckhow [61, 66] ont défini une dose stoechiométrique de l'ordre 0.6 mg d'Alun par mg d'acide fulvique exprimé en COD, directement liée à la variation du pH.

### 3.2.2.3. pH

Le pH est l'un des facteurs les plus importants dans le processus de la coagulation dans la mesure où il détermine, la charge des colloïdes organiques, il est également un facteur très important dans les réactions d'hydrolyse des sels [67]. De façon générale pour la coagulation des substances humiques par le sulfate d'aluminium ou le chlorure ferrique, le pH optimal est acide, plus acide pour le chlorure ferrique que pour l'aluminium [68]. Lorsque le sulfate d'aluminium est utilisé, une élimination efficace est obtenue souvent aux  $\text{pH} > 5$  (le pH optimal se trouve souvent entre 5 et 7). Pour le chlorure ferrique on considère que le pH optimal est  $< 5$  [69]. Cependant, Randtke [60] observe que la précipitation de la MON-métal peut se produire plus aisément à des pH compris entre 5-6 et il a expliqué cela par le fait qu'à une telle gamme de pH, la concentration de l'espèce soluble d'aluminium est beaucoup plus grande que pour l'espèce soluble du fer.

#### 3.2.2.4. Nature de la matière organique

La matière organique contenue dans les eaux est constituée principalement par les substances humiques (acide humique et acide fulvique), et les substances non humiques (protéines, acides aminés) [70, 71]. Les substances humiques sont facilement éliminées par rapport aux substances non humiques [72]. En outre, les substances humiques de faible poids moléculaire telles que les acides fulviques qui sont difficilement éliminés par coagulation, l'une des raisons qui argumente cette observation est que l'acide fulvique possède une très grande densité de charge attribuée par poids équivalent plus bas [72]. Mc. Kavanaugh [70] a montré qu'il fallait deux fois plus d'aluminium pour les acides fulviques afin d'obtenir une élimination semblable (de l'ordre de 80%) à celle des acides humiques. Plusieurs travaux [73, 74] expliquent la différence de comportement de l'acide fulvique et l'acide humique dans les mêmes conditions par le fait que les acides humiques représentent des structures de plus haute masse moléculaires apparente que les acides fulviques.

#### 3.2.2.5. Ions divalents ( $\text{Ca}^{+2}$ )

Les ions métalliques dans les eaux naturelles tels que les ions  $\text{Ca}^{+2}$  possèdent une double action : (une action sur l'environnement des colloïdes et sur la formation des produits d'hydrolyse d'aluminium).

##### A. Action sur l'environnement des colloïdes

Les concentrations élevées des ions du calcium  $\text{Ca}^{++}$  entraînent une diminution des forces de répulsions interparticulaires par compression de la double couche ionique. Les ions de  $\text{Ca}^{++}$  peuvent être associés avec les groupements fonctionnels des substances humiques [75, 76]. Hundl et O'melia [75] observent qu'à des concentrations en  $\text{Ca}^{++}$  comprises entre 0.5-2mM, on peut améliorer les taux d'éliminations des AH a une large gamme du pH. Hormis cela, les fractions d'acides humiques peuvent être éliminées par addition de la chaux. Dans ce contexte le mécanisme d'élimination mis en jeu est la co-précipitation dont les acides fulviques s'adsorbent sur les cristaux du carbonate de calcium [77].

##### B. Action sur la formation des produits d'hydrolyse

Certains auteurs Mustapha et Haq [78], ont mis en évidence la formation d'espèces du type  $\text{Fe-O-Ca}^+$  par adsorption d'ions  $\text{Ca}^{++}$  sur les hydroxydes de Fer. Ce type de

réaction a déjà été mis en évidence sur d'autres types de composés [79]. La formation de composés du type  $\equiv\text{Fe-O-Ca}^+$  ou  $\equiv\text{Al-O-Ca}^+$  pourrait se produire lors des processus de coagulation, car les cinétiques de formation de ces composées sont assez rapides [78].

#### 3.2.2.6. Température.

Le nombre d'études portant sur l'influence de la température lors des processus de coagulation est assez restreint. Mohtadi et Rao [80] ont noté que l'abaissement de la température entraîne :

- Une augmentation de la concentration en sulfate d'aluminium à l'optimum de la floculation.
- Une décroissance de la taille des floes.

Darme [81] a indiqué une température plus basse à 10°C a un effet inhibiteur sur le mécanisme de floculation .

#### 3.2.3. Hydrolyse du sulfate d'aluminium

L'identification des espèces provenant des réactions d'hydrolyse de l'aluminium à un intérêt particulier dans la compréhension des mécanismes d'élimination de la MON par coagulation. Le pH est l'un des facteurs qui détermine la forme de l'aluminium prédominant dans l'eau. Plusieurs auteurs [82, 83] pensent que l'hydrolyse d'aluminium conduit à la formation des espèces suivantes :

- Des monomères ( $\text{Al}^{+3}$ ,  $\text{Al}(\text{OH})^{+2}$ ,  $\text{Al}(\text{OH})_2^{+}$ )
- Des dimères ( $\text{Al}_2(\text{OH})_2^{+4}$ )
- Des trimères ( $\text{Al}_3(\text{OH})_4^{+5}$ )

Par ailleurs, les travaux de Bottero et al [84] ont prouvé l'existence des polymères ( $\text{Al}_{13}\text{O}_4(\text{OH})_{24}^{+7}$ ). Les études de Bottero et Bersillon [85] basées sur les résultats de la résonance magnétique nucléaire montrent qu'au cours de l'hydrolyse du sulfate d'aluminium les monomères se transforment directement en précipité  $\text{Al}(\text{OH})_3(\text{s})$ .

Certains auteurs ont présenté des diagrammes de stabilité d'aluminium en fonction du pH avec les domaines d'action des différentes espèces en solution. Le diagramme suivant donne les différentes formes d'espèces hydrolysées de l'aluminium en fonction du pH de la solution [68,86].

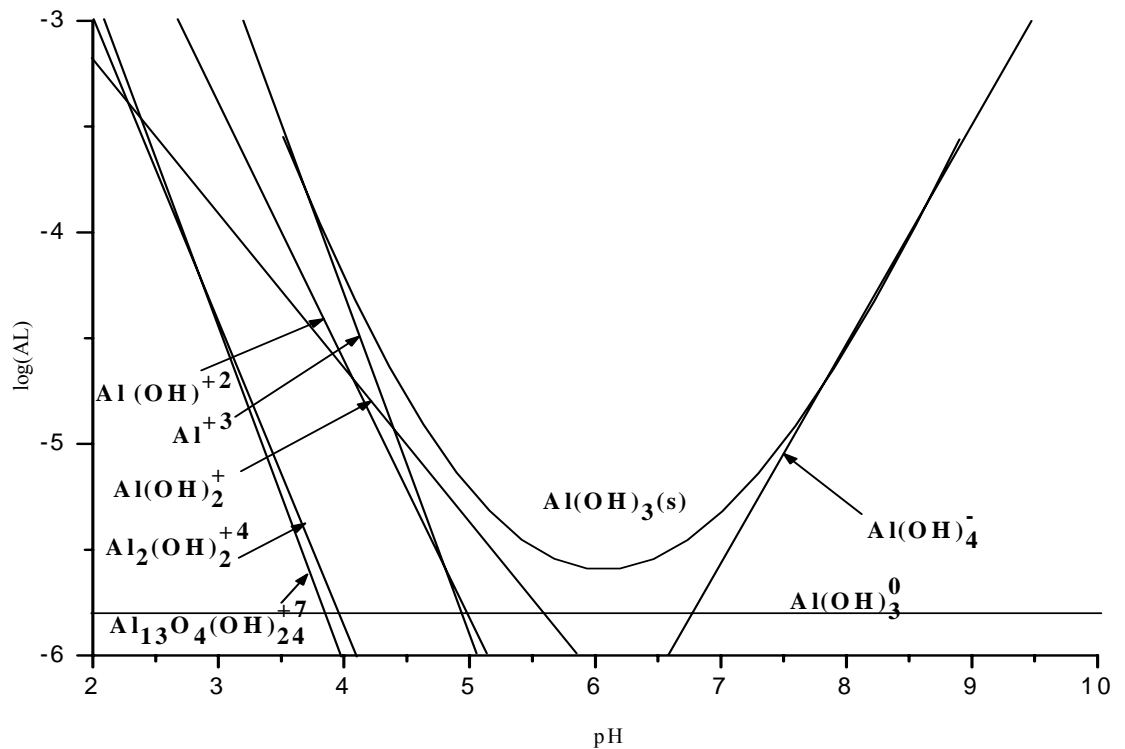


Figure 3.1 : Le diagramme d'hydrolyse d'aluminium [86]

A l'issue des études de Hundl et O'Melia [75], les différentes formes de sulfate d'aluminium en fonction du pH sont comme suit :

- A des pH < 4.5 ; les espèces prédominantes sont des monomères et des polymères de petite taille.
- Pour une gamme de pH située entre 4.5 et 5, le précipité de  $\text{Al(OH)}_3(\text{s})$  retenu par une membrane de  $0.45\mu\text{m}$  augmente de 50% à 92%.
- Pour un pH compris entre 5 à 7, la forme  $\text{Al(OH)}_3(\text{s})$  présente une prédominance de 92 % à 99 %.

#### 3.2.4. Flocculation

La flocculation est l'agglomération des particules « déchargées » en microfloc, puis en flocons volumineux et décantables [52]. En toute logique, la flocculation va dépendre en premier lieu de la fréquence des collisions entre particules. Ces collisions sont occasionnées par deux phénomènes bien distincts :

- Le mouvement brownien, qui est un mouvement aléatoire d'origine thermique (flocculation péri cinétique).



➤ Le déplacement différentiel des particules les unes par rapport aux autres, qui est causé à la fois par le cisaillement du fluide et par l'hétérogénéité des vitesses de sédimentation (floculation orthocinétique) [87].

### 3.3. Flocculateurs en lit fluidisé

La floculation orthocinétique est généralement provoquée dans les unités industrielles de traitement des eaux dans des flocculateurs à cuve agitée mécaniquement par passage à travers des plaques trouées, ...etc. Les études effectuées par Ives [88] sur la floculation à travers un lit de boue ont mis en évidence l'intérêt de l'utilisation d'un lit fluidisé. Pour mieux comprendre ce procédé, une description sur la fluidisation est nécessaire.

#### 3.3.1. Définition du lit fluidisé

La fluidisation est un procédé utilisé en génie chimique permettant de maintenir des particules solides en suspension dans un fluide sans qu'il y ait de déplacement d'ensemble [89-91]. Cet état rend possible la mise en contact entre la phase solide et le fluide environnant. Les lits fluidisés fonctionnent en système ouvert ou fermé. De plus, la température est constante au sein du réacteur. Le choix d'un tel système se fait en fonction de ses performances hydrodynamiques et de la possibilité de mise en contact des phases. Le mouvement global du lit fluidisé est nul : il reste dans un volume caractéristique de son expansion pour une vitesse donnée. Les particules circulent en boucle dans le lit avec une ascension au centre et une descente le long des parois [89] ; Ceci est vrai pour une distribution homogène des vitesses sur la section. Le lit de particules dans le réacteur doit présenter un comportement principal de fluidisation homogène sous l'action du flux ascendant. Les performances d'un lit fluidisé dépendent de son expansion caractéristique qui influence les conditions de transfert de matière et le temps de contact entre les deux phases [91].

#### 3.3.2. Différents régimes de fluidisation

Le passage d'un fluide à travers une couche de particules solides conduit, selon la vitesse d'entrée du fluide, la nature des phases solide et fluide et la morphologie des particules, à des régimes différents de fluidisation illustrés sur la figure 3.2 [92, 93].

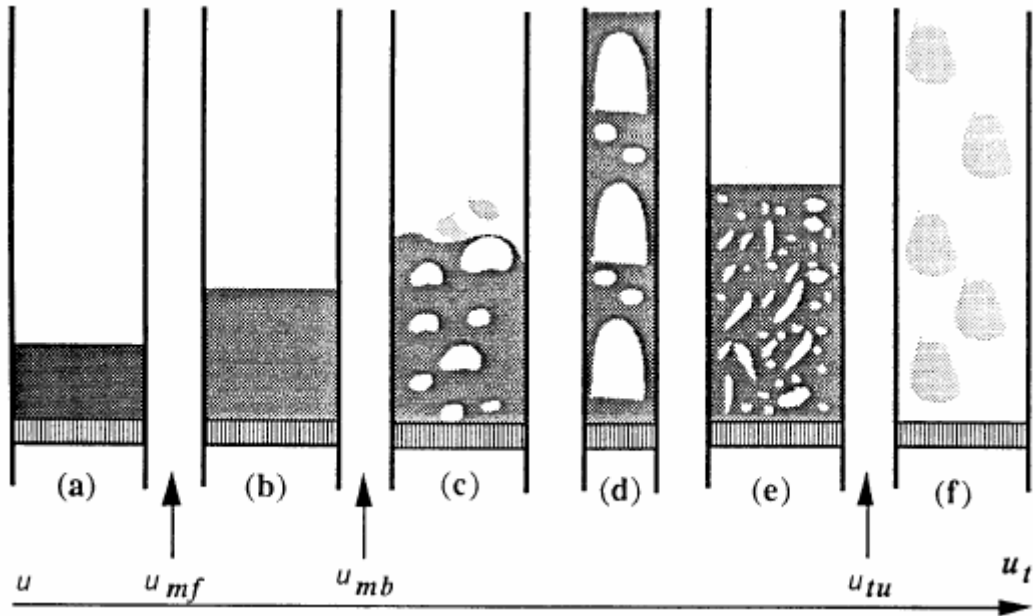


Figure.3.2 : Différents régimes de fluidisation en fonction de la vitesse superficielle du fluide ( $U$ ) [92].

(a) :  $0 < U < U_{mf}$  lit fixe.

(b) :  $U_{mf} < U < U_{mb}$  Fluidisation homogène ou particulaire.

A partir de la vitesse minimale de fluidisation  $U_{mf}$ , le lit commence à se détacher. Par la suite, le lit s'expande de façon homogène et la porosité  $\epsilon$  croît lentement avec la vitesse du fluide jusqu'à l'atteinte éventuelle d'une vitesse critique  $U_{mb}$  dite vitesse minimale de bullage. Durant cette période, la perte de pression est constante et les particules présentent un mouvement désordonné. Une décroissance de la vitesse provoque un phénomène d'hystérésis avec un retour en lit fixe à la porosité  $\epsilon_{mf}$ . Ce type de fluidisation est spécifique aux systèmes liquide-solide dont la porosité peut s'étendre à des valeurs très élevées.

(c), (d), (e) :  $U_{mb} < U < U_{tu}$  Fluidisation hétérogène, lit pistonnant, (d) et turbulent (e).

(f) :  $U_{tu} < U < U_t$  Fluidisation rapide.

En fluidisation, les différents régimes d'écoulement sont également différenciés en fonction du nombre de Reynolds particulaire à la vitesse terminale de chute  $Re_t$  et non du nombre de Reynolds  $Re$  comme en mécanique des fluides [94]. Il sont définis par :

- $Re_t < 0.2$  Régime laminaire.
- $0.2 < Re_t < 500$  Régime intermédiaire.
- $Re_t > 500$  Régime turbulent.

Avec : 
$$\text{Re}_t = \frac{\rho_f U_t d_p}{\mu_f}$$
 Eq3.1

Où  $\rho_f$  : La masse volumique du fluide.

$U_t$  : La vitesse terminale de chute de la particule.

$d_p$  : Le diamètre moyen des particules.

$\mu_f$  : La viscosité du fluide.

Il est aussi possible de prédéterminer le comportement principal d'un système fluidisé à l'aide de deux paramètres adimensionnels, le nombre d'Archimède  $Ar$  et le rapport des masses volumiques  $\rho_s / \rho_f$  [95].

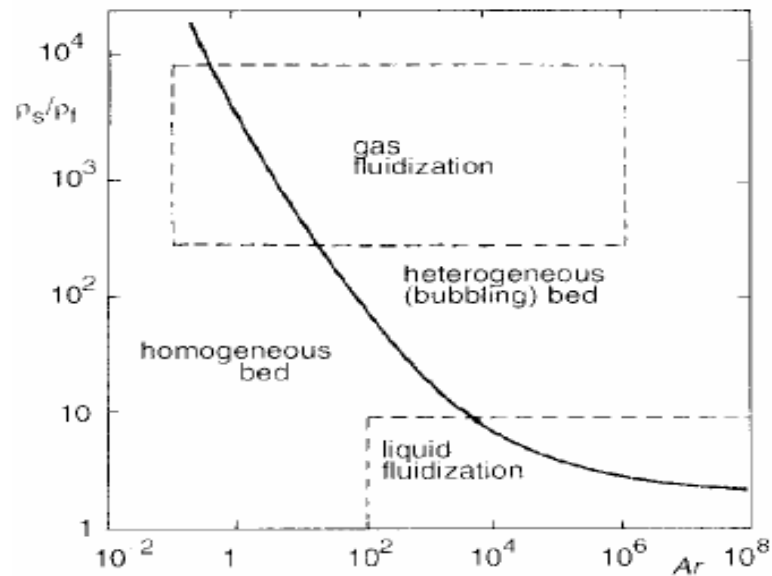


Figure 3.3 : Régions des fluidisations homogènes et hétérogènes suivant le fluide [95].

L'utilisation de ces prédictions doit se faire avec prudence car elles ne tiennent pas rigoureusement compte de la forme des particules - peu souvent sphériques dans la réalité - qui joue un rôle significatif dans le comportement d'un lit fluidisé. La figure 3.4 donne une estimation acceptable des différents régimes de fluidisation sans toutefois supplanter l'expérience pratique [96]. Ainsi, suivant les caractéristiques des phases fluides et solides employées ( $d_p^*$ ) et suivant le régime de fonctionnement ( $U^*$ ), l'utilisateur peut a priori déterminer le régime de son lit fluidisé.

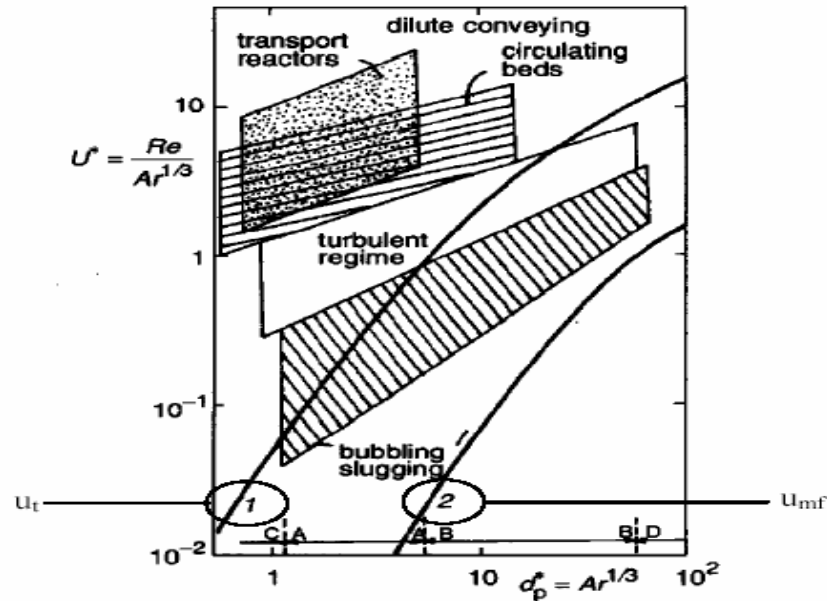


Figure 3.4 : Abaque des différents régimes de fluidisation [96].

### 3.3.2.1. Fluidisation homogène

Longtemps la fluidisation liquide-solide, dite homogène ou particulaire, fût peu utilisée cependant, ce procédé suscite un regain d'intérêt avec des utilisations prometteuses dans de nombreuses applications industrielles, surtout en traitement des eaux, catalyses enzymatiques, purification des protéines [89]. Les recherches dans ce domaine se trouvent donc relancées. De manière plus approfondie, en fluidisation homogène établie, le mouvement global du lit fluidisé est nul. Il reste dans un volume caractéristique de son expansion pour une vitesse  $U$  donnée. Les particules circulent en boucle dans le lit avec une ascension au centre et une descente le long des parois [89]. Les caractéristiques majeurs influant le comportement d'un lit fluidisé sont : la vitesse du fluide  $U$ , la porosité  $\epsilon$  et la perte de pression (ou perte de charge) dans le lit. La vitesse de la phase liquide est, bien sur, la donnée d'entrée. La porosité caractérise l'expansion du lit et la perte de pression indique la perturbation dynamique due au lit de billes sur la circulation extracorporelle et, à priori, l'état de contrainte dans le réacteur. Les relations entre ces paramètres donnent les lois de comportements du lit fluidisé. A titre d'exemple, pour mieux expliciter les propos, les résultats bruts caractéristiques se présentent comme suit :

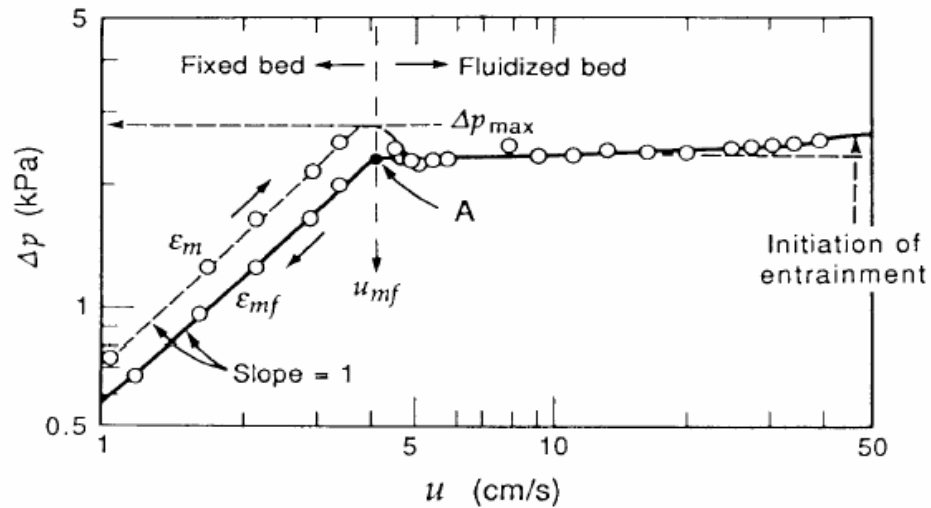


Figure 3.5 : Exemple d'évolution de la perte de charge de pression due au lit de billes en fonction de la vitesse superficielle du fluide [97].

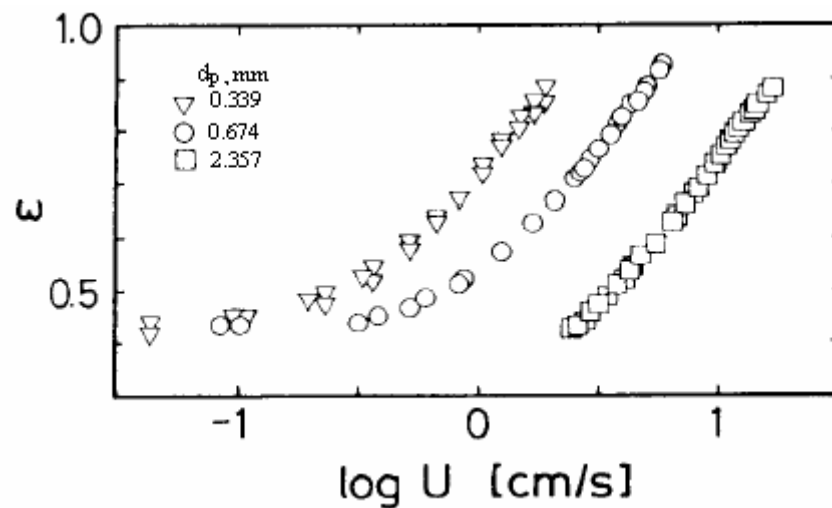


Figure 3.6 : Exemple d'évolution de la porosité en fonction de la vitesse superficielle du fluide pour différents diamètres des particules [98].

La perte de pression  $\Delta p$  dans le lit fixe augmente avec la vitesse suivant la loi d'Ergun jusqu'au minimum de fluidisation :

$$\frac{\Delta P}{\Delta L} \Phi_s^2 - \frac{1.75(1 - \varepsilon_0)\rho_f U^2}{\varepsilon_0^3 d_p} \Phi_s - \frac{150(1 - \varepsilon)^2 \mu_f U}{\varepsilon_0^3 d_p^2} = 0 \quad \text{Eq.3.2}$$

$\Phi_s$  : Représente la sphéricité des particules. Elle est égale à 1 pour une sphère.

Ensuite, en fluidisation homogène (principalement liquide-solide),  $\Delta p$  est quasiment constante quelle que soit  $U$  et la porosité  $\varepsilon$  jusqu'à l'entraînement des particules à  $U = U_t$  [97] figure 3.5. L'évolution de la porosité dépend de la vitesse superficielle de fluidisation et de taille et la forme des particules (Figure 3.6). L'étude du comportement d'un lit fluidisé liquide-solide consiste donc principalement à déterminer l'expansion caractéristique du lit. De nombreux travaux ont été réalisés afin de déterminer la relation de comportement liant la vitesse superficielle du fluide  $U$  (ou vitesse d'entrée) et la porosité  $\varepsilon$  du lit fluidisé c'est-à-dire l'espace libre entre les particules [94]. Un certain nombre de modèles existe, dont la plupart restent néanmoins empiriques et vont être présentés ci-après. Mais, avant tout, il est nécessaire de caractériser la vitesse terminale de chute et la vitesse minimale de fluidisation. Ces deux paramètres encadrent la vitesse superficielle de fluidisation autorisée dans le lit fluidisé et sont utiles pour les modèles qui sont présentés.

#### a) Vitesse terminale de chute

Le comportement d'une particule dans un fluide dépend principalement des caractéristiques propres des deux phases :  $\rho_f$ ,  $\rho_s$ ,  $\mu_f$ ,  $d_p$ . Dans le cas simple où  $\rho_s < \rho_f$ , les particules flottent à la surface du liquide.

En fluidisation,  $\rho_s > \rho_f$  et les particules sont immergées, soumises à un flux ascendant de vitesse connue, elles peuvent se comporter de façons différentes suivant la valeur de leur vitesse terminale de chute. La connaissance de cette dernière apparaît donc nécessaire. Ce paramètre provient de l'étude des efforts agissant sur une particule en chute libre dans un fluide dont le résultat donne.

$$U_t = \left( \frac{4(\rho_s - \rho_f)g d_p}{3\rho_f C_D} \right)^{1/2} \quad \text{Eq.3.3}$$

Où

$C_D$  est le coefficient de traînée

En situation industrielle, les effets de bords sont souvent négligeables contrairement aux expériences de laboratoire où les réacteurs pilotes utilisés sont souvent de petites tailles.

Dans un souci de rendre les résultats de laboratoire plus significatifs, Garside et Al-Dibouni [99], ont regroupé de nombreux résultats expérimentaux afin de comparer  $U_t$  et  $U_{t0}$  (vitesse terminale de chute d'une particule dans un fluide sans effet de bords)

Cela doit permettre de quantifier ainsi l'influence des effets de bords. D'après ces résultats, pour  $0 < Re_t < 1200$ , ils obtiennent la corrélation  $U_{\infty}/U_t = 1 + 2.35 \left( \frac{d_p}{D} \right)$  représentée dans la Figure 3.7.

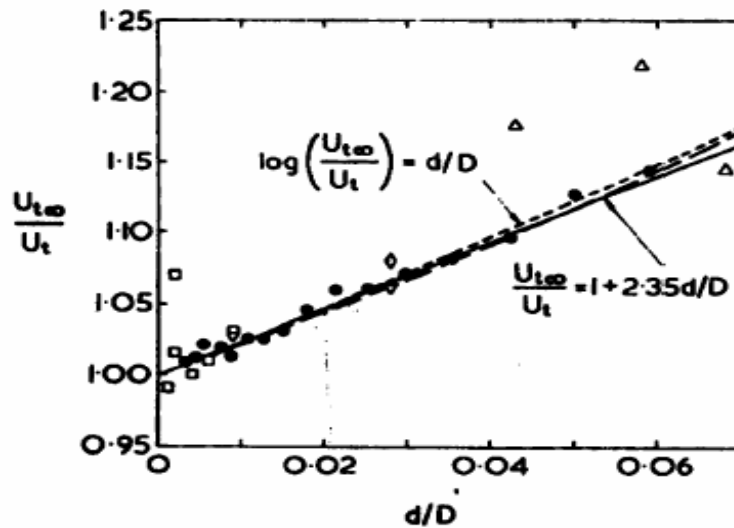


Figure 3.7 : Influence des effets de bords sur la vitesse terminale [99].

Ce travail donne en pourcentage une estimation de  $U_{\infty}$  par rapport à  $U_t$ , lequel est calculé avec l'équation (3.3) pour un coefficient de traînée  $C_D = \frac{24}{Re_{t\infty}}$

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

Eq.3.4

Toutefois, en règle générale, le matériel utilisé est tel que  $\frac{d_p}{D} \leq 0.04$  afin de limiter les effets de bords et de ne pas introduire d'estimation d'erreurs supplémentaires [100]. Par conséquent, le but consiste à évaluer correctement  $U_t$  pour les particules considérées.

Haider et Levenspil [101] ont exploité et traité un grand nombre de données menant à l'abaque de la figure 3.8. Les résultats se basent sur l'équation (3,3) des efforts exercés sur une particule dans un fluide sans effets de bords. Ils sont valables pour les sphères ( $\phi_s=1$ ) quand  $Re_t < 2.6 \cdot 10^5$ , pour les particules isométriques quand  $Re_t < 2500$  et pour  $Re_t < 500$  dans le cas des disques.

Dans ce cas  $C_D$  est défini comme suit :

- Pour les sphères

$$C_D = \frac{24}{Re_t} \left( 1 + 0,1806 Re_t^{0,6459} \right) + \frac{0,4251}{1 + \frac{6880,95}{Re_t}} \quad \text{Eq.3.5}$$

Avec une erreur de 2,4 % et avec une erreur moyenne de 4% pour les particules isométriques et 13 % Pour les disques.

$$C_D = \frac{24}{Re_t} \left( 1 + 8,1716 e^{-4,0655 \Phi_s} \times Re_t^{0,0964 + 0,5565 \Phi_s} \right) + \frac{73,69 Re_t \times 0,4251 e^{-4,0655 \Phi_s}}{Re_t \times 5,371 e^{6,2122 \Phi_s}} \quad \text{Eq.3.6}$$

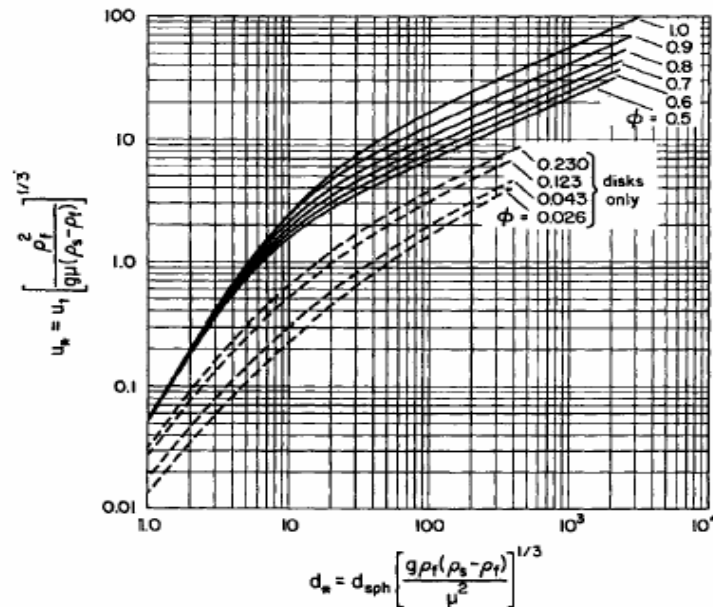


Figure 3.8 : Abaque permettant de déterminer la vitesse terminale de chute d'une particule.

### b. Vitesse minimale de fluidisation

Cette vitesse représente la transition entre le lit fixe et le lit fluidisé. Elle peut être estimée à l'aide de l'équation d'ERGUN exprimée au minimum de fluidisation, pour des sphères par la relation suivante:

$$\frac{1,75}{\epsilon_0^3} Re_{mf}^2 + \frac{150(1 - \epsilon_0)}{\epsilon_0^3} Re_{mf} = \frac{d_p^3 \rho_f (\rho_s - \rho_f)}{\mu_f^2} \quad \text{Eq.3.7}$$

$$\text{Avec} \quad Re_{mf} = \frac{\rho_f U_{mf} d_p}{\mu_f}$$

$$\text{Donc} \quad U_{mf} = \frac{Re_{mf} \mu_f}{\rho_f d_p} \quad \text{Eq.3.8}$$



### 3.3.3. Principaux modèles d'estimation de la porosité

Pour décrire analytiquement l'évolution du lit ou des couches fluidisées par les liquides, de nombreuses études ont été faites [94], la plupart sont empiriques et les caractères spécifiques étant variés, l'expérimentation est de rigueur et la modélisation n'est pas universelle et sans risques.

#### 3.3.3.1. Modèles empiriques

##### A. Modèle de Richardson et Zaki

Richardson et Zaki [98], en 1954, ont fortement contribué en ce sens établissant la relation empirique (3.9), celle-ci est encore très largement appréciée actuellement, d'un point de vue pratique, pour sa simplicité, bien qu'affichant une erreur moyenne de l'ordre de 19 %

$$\varepsilon^n = \frac{U}{U_t} \quad \text{Eq.3.9}$$

Où

$$n = 4,65 + 20 \frac{d_p}{D} \quad \text{Pour } Re_t < 0,2.$$

$$n = \left( 4,4 + 18 \frac{d_p}{D} \right) Re_t^{-0,03} \quad \text{Pour } 0,2 < Re_t < 1.$$

$$n = \left( 4,4 + 18 \frac{d_p}{D} \right) Re_t^{-0,1} \quad \text{Pour } 1 < Re_t < 200.$$

$$n = 4,4 Re_t^{-0,1} \quad \text{Pour } 200 < Re_t < 500.$$

$$n = 2,4 \quad \text{Pour } Re_t > 500.$$

$U_t$  est calculée à l'aide de la relation (3.4)

##### B. Modèle de Ganguly

De la même façon, Ganguly [102] a établi une corrélation empirique (3.10) afin de prévoir directement la hauteur  $L$  du lit fluidisé en fonction uniquement de la vitesse du fluide. Celle-ci est attractive du fait de sa simplicité.

$$L = \frac{(1,27 M_s)}{(\rho_s D^2 (1 - 1,7624 V + 0,95 V^2))} \quad \text{Eq.3.10}$$

Où

$$V = \frac{(U - U_{mf})}{(U_t - U_{mf})}$$

$M_s$  est la masse de solide.

$U_t$  est calculée à l'aide de la relation (3.4).

$U_{mf}$  est calculée à l'aide de la relation (3.8).

Cette relation est indirectement représentée sur la figure 3.9 est valable pour  $0,12 < Re_t < 43,66$  et  $\varepsilon < 0,96$ , avec un écart moyen de 11,5% pour les fortes vitesses.

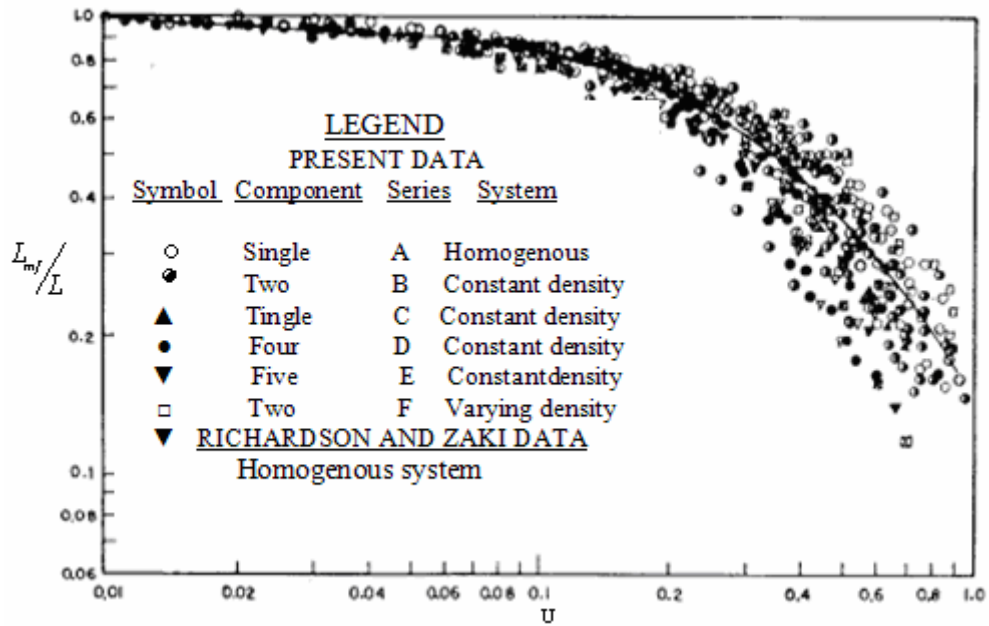


Figure 3.9 : Variation du rapport  $L_{mf}/L$  en fonction de la variable  $U$  [102].

### C. Modèle de Hirata et Bulos

Plus récemment, dans la même idée mais pour évaluer directement la porosité du lit fluidisé, une nouvelle corrélation (3.10) a été introduite par Hirata et Bulos [103]. Elle est basée sur les écarts observés entre les valeurs de porosité  $\varepsilon_{RZ}$  prédites par Richardson et Zaki [98] et les valeurs mesurées.

$$\varepsilon = \varepsilon_0 + (1 - \varepsilon_0) \varepsilon_{RZ}^A \exp(B(1 - \varepsilon_{RZ})) \quad \text{Eq.3.11}$$

$$\text{Où } A = 2,2n + 8 \frac{d_p}{D}, \quad B = 2,1n \quad \text{et} \quad n = \frac{2(2,35 + 0,175 Re_t^{0,75})}{(1 + 0,175 Re_t^{0,75})}$$

Cette corrélation, comparée à d'autres résultats sur la Figure (3.10), prédit la porosité du lit fluidisé avec une erreur moyenne de 4,5% pour  $0,7 < Re_t < 3200$ .

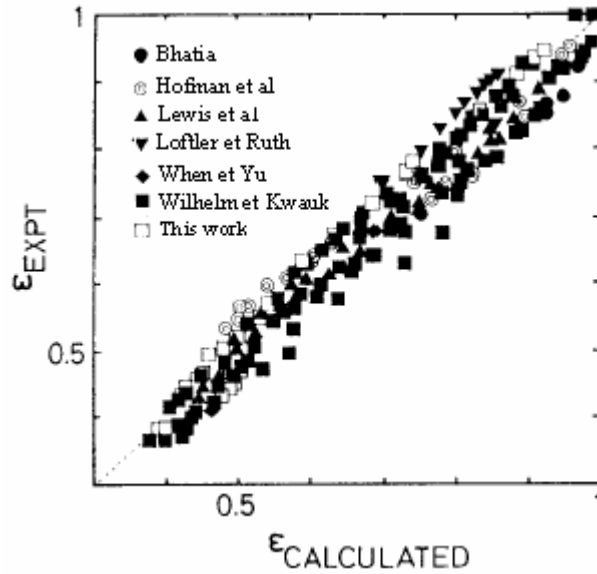


Figure 3.10 : Comparaison des valeurs obtenues par la relation (3.11) avec d'autres Résultats [103].

#### D. Modèle de Leva

Une autre corrélation a été suggérée par Leva [100] pour modéliser le comportement des lits fluidisés :

$$\frac{U}{U_{mf}} = \frac{1 - \varepsilon_{mf}}{\varepsilon_{mf}^3} \times \frac{\varepsilon^3}{1 - \varepsilon} \quad \text{Eq.3.12}$$

Cette relation est applicable aux lits fluidisés insuffisamment denses pour être assimilés à des faisceaux de pores, c'est-à-dire pour des porosités inférieures à 0.8 et pour un écoulement laminaire dans les pores : soit  $Re' < 1$ .

Avec

$Re'$  : est le nombre de Reynolds relatif aux pores.

$$Re' = \left( \frac{\rho U d'}{\mu_f} \right), \quad d' = \frac{2}{3} d_p \left( \frac{\varepsilon}{(1 - \varepsilon)} \right)$$

$$Re' = \frac{2}{3} \left( \frac{\varepsilon}{(1 - \varepsilon)} \right) Re$$

Eq.3.13

### 3.3.3.2. Modèles semi-empiriques

#### A. Modèle de Foscolo et al.

Un autre type d'approche, semi-empirique cette fois, proposé par Foscolo et al, [104], consiste à étudier le comportement d'un lit fluidisé en adaptant la théorie bien connue des milieux poreux. Les résultats de cette étude sont représentées par les trois relations (3.14), (3.15), (3.16) selon le régime d'écoulement et sont schématisés sur la figure (3.11)

- En régime laminaire ( $Re_t < 0,2$ ) : 
$$\frac{U}{U_t} = \frac{\varepsilon^4}{3,33(1-\varepsilon) + \varepsilon^3} \quad \text{Eq.3.14}$$

- En régime intermédiaire : 
$$\frac{U}{U_t} = \frac{(0,0777 Re_t (1 + 0,0194)\varepsilon^{4,8} + 1) - 1}{0,0388 Re_t} \quad \text{Eq.3.15}$$

- En régime turbulent ( $Re_t > 500$ ) : 
$$\frac{U}{U_t} = \left( \frac{\varepsilon^4}{3,55(1-\varepsilon) + \varepsilon^3} \right)^{1/2} \quad \text{Eq.3.16}$$

Où  $U_t$  est calculée a l'aide de la relation (3.4)

Les relations sont en bonne correspondance avec la relation de Richardson et Zaki [98], hormis le cas du régime intermédiaire présentant une légère surestimation de la vitesse superficielle de fluide.

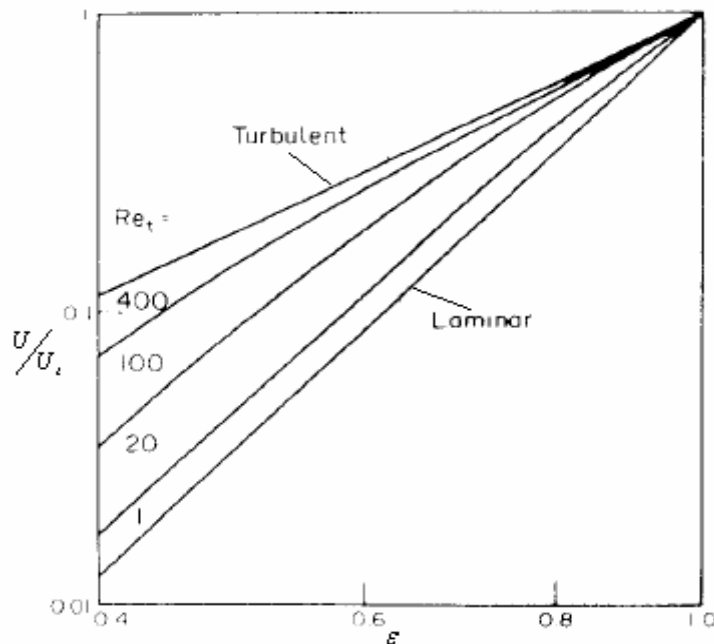


Figure 3.11 : Représentation des relations ((3.14) (3.15) (3.16)) [104].

### 3.3.3. Flocculation en lit fluidisé

La flocculation en lit fluidisé s'inscrit dans une nouvelle approche où la force motrice provoquant l'agrégation des constituants n'est plus générée par le mouvement régulier d'éléments mécaniques (agitation conventionnelle) mais par le mouvement désordonné des grains d'un lit fluidisé [100]. Donc la flocculation est autorisée dans un lit fluidisé, lorsque l'énergie dégradée à travers l'unité est de l'ordre de grandeur de l'énergie de flocculation [100].

Dans une étude comparative de la flocculation d'une suspension de particules de latex, de diamètre moyen  $1.2 \mu\text{m}$  déstabilisées avec du  $\text{Ca}(\text{NO}_3)_2$ , à travers différents flocculateurs, Ives et Aldibouni [105] ont mis en œuvre un flocculateur à lit fluidisé de volume 40ml. La couche fluidisée est constituée de particules sphériques de PVC de  $100\mu\text{m}$  de diamètre et d'une densité de 1.4. Les essais ont été effectués pour un seuil de porosité ( $\varepsilon = 0.6$ ) correspondant à une valeur du gradient de vitesse de  $22 \text{ S}^{-1}$  avec de nombreux passages à travers le lit par un système de recyclage de la suspension. La taille des flocs à la sortie est mesurée par un coulter counter. Pour des temps de passage de 25 minutes, on arrive à des flocs, formés dans le lit fluidisé, de taille moyenne de  $8.4 \mu\text{m}$  (figure 3.14), correspondant à l'agrégation d'environ 350 particules primaires.

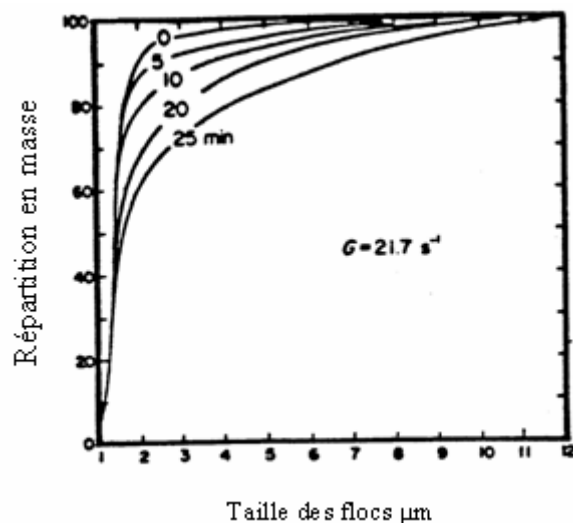


Figure 3.14 : Evolution de la taille des flocs en fonction du temps de passage [105].

Coma [106] a étudié un procédé de flocculation-décantation constitué d'un lit fluidisé de microsphère de sable surmonté d'un décanteur lamillaire, en autoflocculation, sans ajout de réactif, des résultats comparables à la décantation primaire sont obtenus pour des temps de passages deux fois moindre. Dans le cas de la flocculation avec réactifs, les performances

réalisées, sont analogues à celles généralement obtenues en épuration physico-chimique avec des doses de réactif cependant beaucoup plus faibles.

### 3.3.4. Paramètres de floculation en milieu granulaire

L'énergie mécanique dégradée par unité de volume de lit fluidisé correspond au poids apparent du lit par unité d'aire de section droite [100] :

$$\Delta p = g \times (\rho_s - \rho_f)(1 - \varepsilon) \times L \quad \text{Eq.3.17}$$

Le temps de passage à travers la phase liquide de la couche fluidisée est donnée par :

$$\tau = \frac{(\varepsilon \times L)}{U} \quad \text{Eq.3.18}$$

La puissance dissipée par unité de volume s'écrit alors :

$$e_v = \frac{\Delta p}{\varepsilon} = g \times (\rho_s - \rho_f)(1 - \varepsilon) \times \frac{U}{\varepsilon} \quad \text{Eq.3.19}$$

D'où l'expression du gradient de vitesse dans un lit fluidisé

$$G = \left( \frac{g \times (\rho_s - \rho_f)(1 - \varepsilon) \times U}{\varepsilon \times \mu} \right)^{1/2} \quad \text{Eq.3.20}$$

Au minimum de fluidisation l'équation (3.20) s'écrit :

$$G_{mf} = \left( \frac{g \times (\rho_s - \rho_f)(1 - \varepsilon_{mf}) \times U_{mf}}{\varepsilon_{mf} \times \mu} \right)^{1/2} \quad \text{Eq.3.21}$$

En écoulement laminaire autour des grains, la vitesse minimale de fluidisation est donnée par :

$$U_{mf} = \left( \frac{g \times (\rho_s - \rho_f) \times d_p^2 \times \varepsilon_{mf}^3}{\sqrt{150} \times \mu \times (1 - \varepsilon_{mf})} \right) \quad \text{Eq.3.22}$$

La combinaison de l'équation (3.21) avec l'équation (3.22) permet d'exprimer le gradient de vitesse au minimum de fluidisation :

$$G_{mf} = \left( \frac{g \times (\rho_s - \rho_f) \times d_p \times \varepsilon_{mf}}{\sqrt{150} \times \mu} \right) \quad \text{Eq.3.23}$$

Le rapport du gradient de vitesse G au gradient de vitesse au minimum de fluidisation  $G_{mf}$  s'écrit, en introduisant le nombre adimensionnel de fluidisation  $N_f$  :

$$\frac{G}{G_{mf}} = \left[ N_f \frac{(1-\varepsilon)}{1-\varepsilon_{mf}} \left( \frac{\varepsilon_{mf}}{\varepsilon} \right) \right]^{1/2} \quad \text{Eq.3.24}$$

avec  $N_f = U/U_{mf}$

Le rapport  $\frac{(1-\varepsilon)}{(1-\varepsilon_{mf})} \left( \frac{\varepsilon_{mf}}{\varepsilon} \right)$  dépend de l'expansion du lit caractérisé par le seul nombre de fluidisation et le rapport  $G/G_{mf}$ , ne dépend donc que du nombre de fluidisation.

Le temps de passage à travers la phase liquide de la couche fluidisée est donnée par la relation (3.18), et le nombre de camp s'écrit alors :

$$Ca = G \times \tau = \left( \frac{g \times \varepsilon \times L^2 \times (\rho_s - \rho_f)(1-\varepsilon)}{\mu \times U} \right)^{1/2} \quad \text{Eq.3.25}$$

Au minimum de fluidisation, on obtient alors :

$$Ca_{mf} = \sqrt{150} \times \left( \frac{1-\varepsilon_{mf}}{\varepsilon_{mf}} \right) \times \left( \frac{L_{mf}}{d_p} \right) \quad \text{Eq.3.26}$$

Le nombre de Camp au minimum de fluidisation n'est fonction donc que de rapport de la hauteur de la couche fixe au diamètre moyen des particules.

Le rapport  $Ca/Ca_{mf}$  s'écrit alors en fonction de  $N_f$  :

$$\frac{Ca}{Ca_{mf}} = \left( \frac{1}{N_f} \frac{\varepsilon}{\varepsilon_{mf}} \frac{1-\varepsilon_{mf}}{1-\varepsilon} \right)^{1/2} \quad \text{Eq.3.27}$$

### 3.3.5. Mécanisme de floculation en lit fluidisé

Une étude sur le mécanisme de floculation dans un lit fluidisé de billes de verre suggère que la floculation d'une suspension de bentonite déstabilisée par un polymère cationique (WAC) se fait selon deux mécanismes :

- Une floculation homogène entre particules primaires.
- Une floculation hétérogène mettant en jeu les grains du support autour desquels viennent s'agglomérer les particules primaires de bentonites.

Les floccs hétérogènes ainsi formés sont entraînés à la surface libre de la couche fluidisée et forment un second lit participant à l'élimination des particules non flocculées. Les floccs hétérogènes sont moins compacts mais très résistants grâce aux réactifs utilisés, ce qui explique leur tenue malgré de fortes valeurs du gradient de vitesse [107].

### 3.3.6. Facteurs influençant la floculation en lit fluidisé

La qualité de l'eau floculée en lit fluidisé est influencée par plusieurs paramètres parmi lesquels il est intéressant de retenir [100, 108] :

- La hauteur du lit fixe.
- La taille des grains des particules constituant le lit.
- La vitesse d'alimentation.
- Les propriétés physico-chimiques de la suspension à flocculer.
- Le type et la dose du coagulant.
- Le temps de floculation.



## **CHAPITRE 4**

### **METHODES ET TECHNIQUES EXPERIMENTALES**

#### 4.1. Caractérisation de l'eau de mer utilisée

##### 4.1.1. Origine et composition

L'eau de mer utilisée dans les différents essais de coagulation floculation est une eau de mer provenant de la station de Ain Benian dopée à 10mg/l en acides humiques ; les prélèvements d'eau de mer ont été effectués à une distance de 400 m du rivage et une profondeur de 6 m durant la période allant de Janvier à Juin.

La caractérisation de cette eau est représentée dans le tableau 4.1

Tableau 4.1 : Les propriétés physico-chimiques de l'eau mer de Ain Benian

Paramètres	valeurs
Température	18 ° C
pH	7,81
Conductivité (ms/cm)	54,8
Turbidité (NTU)	2,95
TDS (g/L)	29,4
Ca <sup>+2</sup> (mg/L)	414
Mg <sup>+2</sup> (mg/L)	1396,58
Na <sup>+</sup> (mg/L)	10125
K <sup>+</sup> (mg/L)	435
SO <sub>4</sub> <sup>-2</sup> (mg/L)	2773
Cl <sup>-</sup> (mg/L)	18234.6
HCO <sub>3</sub> <sup>-</sup> (mg/L)	161.04
NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> (mg/L)	<0.02
NO <sub>2</sub> <sup>-</sup> (mg/L)	<0.02
PO <sub>4</sub> <sup>-2</sup> (mg/L)	<0.09

Au regard des résultats du tableau 4.1 l'eau de mer utilisée présente une quantité importante de calcium et de magnésium, de plus la valeur du TDS de 29,4 g/L est analogue à la composition d'une eau de mer standard.

## 4.2. Réactifs et produits

### 4.2.1. Choix du coagulant

Le coagulant utilisé est le sulfate d'aluminium (Al<sub>2</sub> (SO<sub>4</sub>)<sub>3</sub>, 18 H<sub>2</sub> O) de qualité analytique. La solution du coagulant est préparée quotidiennement dans de l'eau distillée à

une concentration de 2g/L, permettant ainsi la préparation des solutions diluées variant de (5 à 140 mg/L).

L'unité de la concentration du sulfate d'aluminium peut être exprimée de différentes manières telle que :

- mg/L d'  $\text{Al}_2 (\text{SO}_4)_3 \cdot 18 \text{H}_2\text{O}$ .
- mole/L d'aluminium total.
- mg/L d'aluminium.

Le tableau B.1 en appendice résume les conversions entre les différentes unités de concentrations citées antérieurement

#### 4.2.2. Acides humiques

L'acide humique utilisé est de source commerciale (Accros, USA). Une solution à 1g/l est obtenue en dissolvant 1g d'acide humique dans 62,5 ml d'une solution de Na OH (2N), et complétée avec de l'eau distillée jusqu'à 1L. Cette solution est agitée pendant 24h, et conservée à l'abri de la lumière. La préparation de la solution dopante est hebdomadaire.

#### 4.2.3. Autres réactifs

L'acide chlorhydrique et l'hydroxyde de sodium utilisés pour l'ajustement des pH de la solution sont de qualité analytique.

### 4.3. Techniques expérimentales

#### 4.3.1. Mesure de l'absorbance UV

L'utilisation du spectrophotomètre reste jusqu'à ce jour un outil intéressant, pour apprécier la teneur en matière organique présente dans l'eau.

La matière organique constituée d'une fraction de 40-90% des substances humiques, ces substances absorbent à la fois dans le visible et dans le domaine de l'UV à 254 nm [110].

Des mesures de l'absorbance à une longueur d'onde de 254nm ont été effectuées à l'aide d'un spectrophotomètre de type 1601 SCHIMADZU, avec un trajet optique de 1 cm (cuve en quartz).

Les courbes d'étalonnage à différents pH données en Appendice B ont permis d'apprécier l'absorbance en fonction de la concentration exprimée en mg/l.

#### 4.3.2. Mesure du pH

Des mesures de pH sont effectuées au cours des essais de coagulation- floculation à l'aide d'un pH mètre de type INOLAB level 1, muni d'une électrode en verre, étalonné avant chaque utilisation.

#### 4.3.3. Mesure de la conductivité

Un conductimètre de type HANNA EC 215, avec une précision de 1%, à permis d'apprécier la conductivité de la solution durant tous les essais.

#### 4.3.4. Mesure de la turbidité

La turbidité de la solution est mesurée à l'aide d'un turbidimètre de type

Turb 550, avec précision de 1%.

### 4.4. Les unités expérimentales

#### 4.4.1. Jar-test

Les expériences ont été réalisées dans un jar-test de laboratoire figure 4.1 type (Armfield) muni de quatre béciers de 1l (180 mm, 105mm) assurant une agitations à des vitesses variant de 30 à 180tr/min, les pales d'agitation sont de type à hélices dont les dimensions sont de (57mm×20 mm).

Chaque bécier est rempli d'un litre d'eau à traiter dont le pH est ajusté à la valeur désirée en ajoutant du HCl ou du NaOH. Le coagulant est injecté instantanément à différentes concentrations. Les échantillons sont agités à 170 tr/min pendant 2 minutes (phase de coagulation), suivie d'une agitation lente (phase de floculation) à 40tr/min pendant 20mn. Après une décantation de 90 minutes, des prélèvements du surnageant de chaque bécier sont effectués pour les mesures de l'absorbances UV à 254 nm, pH, conductivité et la turbidité.



Figure 4.1. Appareil de jar-test.

L'efficacité du procédé est déterminée en calculant les taux d'éliminations de la matière organique, taux de réduction de la turbidité et de la conductivité en utilisant les relations suivantes :

- Pour l'absorbance :

$$R \% = \left[ \frac{(Abs_i - Abs_f)}{Abs_i} \right] \cdot 100 \quad \text{Eq.4.1}$$

$Abs_i$  : Absorbance initiale.

$Abs_f$  : Absorbance finale.

- Pour la turbidité :

$$R\% = \left[ \frac{(Tur_i - Tur_f)}{Tur_i} \right] \cdot 100 \quad \text{Eq.4.2}$$

$Tur_i$  : Turbidité initiale.

$Tur_f$  : Turbidité finale.

#### 4.4.2. Flocculateur en lit fluidisé

L'unité expérimentale qui sert à la floculation de l'eau de mer a été réalisée intégralement au laboratoire. Elle est constituée d'une colonne cylindrique de 4 cm de diamètre et de 1,40 m de hauteur, alimentée par une pompe à débits variables et garnie sur une hauteur de 60 cm avec des particules de résine de diamètre moyen de 0,75 mm. Cette colonne est munie d'un ensemble de prises de pression situées à 10 cm l'une de l'autre permettant la mesure de la perte de charge occasionnée le long de la colonne. Par ailleurs, un décanteur lamellaire incliné d'un angle de 45 ° avec l'horizontale est placé à la sortie de la colonne. La solution de sulfate d'aluminium est injectée à l'aide d'une pompe péristaltique le long d'un tube venturi assurant le contact intime entre le coagulant et la suspension. Des prises d'échantillons sont effectuées à la sortie de la colonne et du décanteur pour effectuer des mesures de l'absorbance UV, de la conductivité et de la turbidité.

Le schéma représentatif du flocculateur en lit fluidisé est présenté dans la figure 4.2

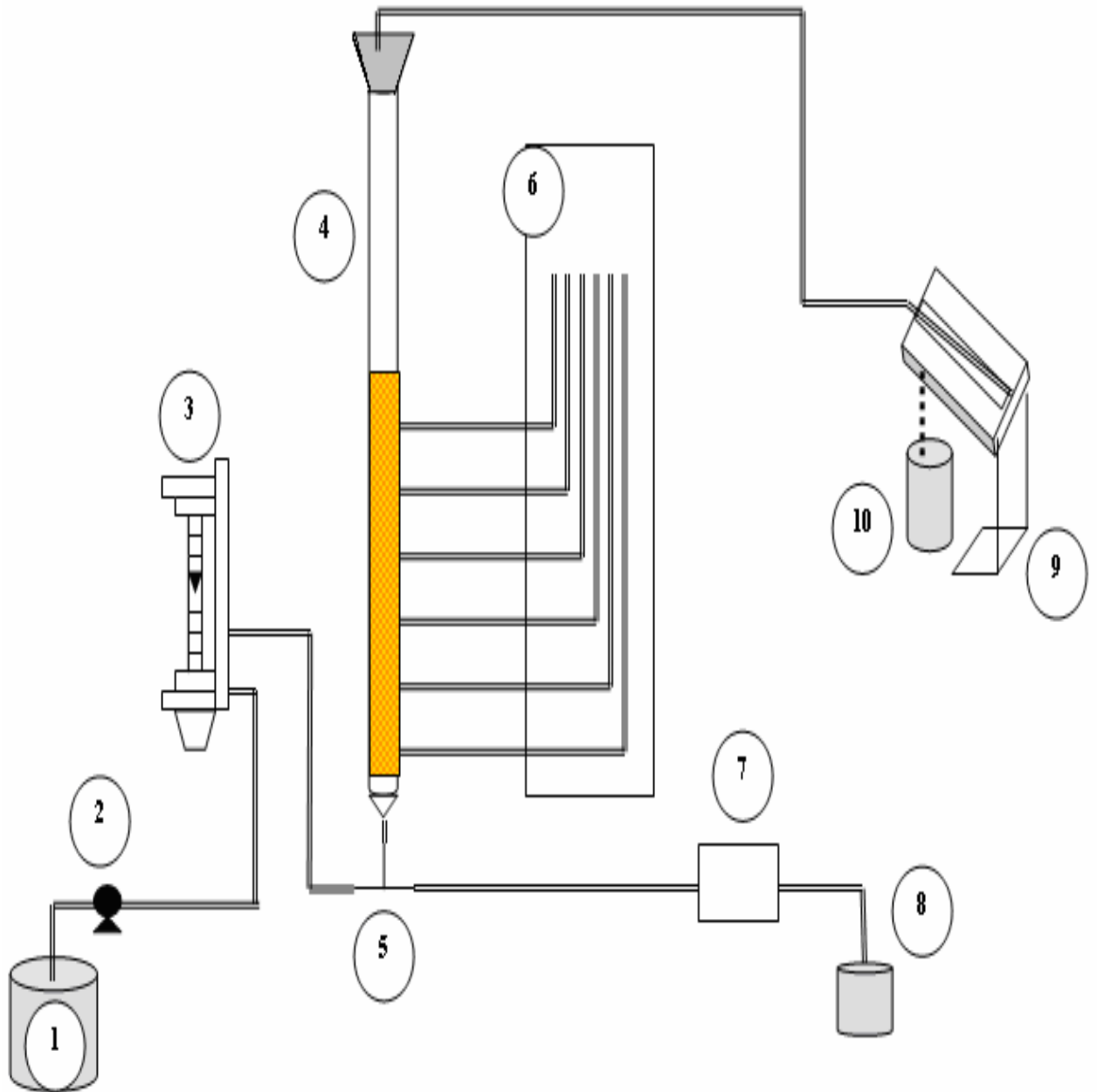


Figure 4.2 : Flocculateur en lit fluidisé.

- |   |                               |
|---|-------------------------------|
| 1. Bac d'alimentation.                  | 6. tubes piezométriques       |
| 2. Pompe centrifuge munie d'un by-pass. | 7. Pompe péristaltique.       |
| 3. Débitmètre.                          | 8. Alimentation du coagulant. |
| 4. Colonne garnie.                      | 9. Décanteur lamellaire.      |
| 5. Tube Venturi.                        | 10. Eau traitée.              |

a. Garnissage de la colonne

Le choix du matériau suscite un intérêt particulier, afin d'assurer de bonnes conditions énergétiques et éviter les effets de parois. Le choix s'est orienté sur des particules de résine inerte de type DUOLITES3 TR de forme sphérique ayant une taille uniforme. Les caractéristiques des particules de résine sont consignées dans le tableau 4.3.

Tableau 4.2. Paramètres caractéristiques de la résine.

Paramètres	Valeurs
Diamètre $d_p$ ( $\mu\text{m}$ )	715
Masse volumique ( $\text{g}/\text{cm}^3$ )	1,145
Porosité	0,360
Taux de gonflement	3,38 %
Humidité	0,78 %

Au vu de ces résultats, on constate que les paramètres caractéristiques (porosité, texture, densité) des particules de résine utilisées sont en bon accord avec les conditions de floculation fixées par Jabbouri [100] à savoir :

- $(\rho_s - \rho_f) \times d_p < 0,35$ .
- $\frac{d_p}{D} \leq 0,04$  pour éviter les effets de parois.



## **CHAPITRE 5**

### **RESULTATS ET DISCUSSIONS**

#### 5.1. La coagulation -floculation en jar-test

L'objectif de cette partie est de dégager les conditions optimales du pH et de la concentration du sulfate d'aluminium comme coagulant dans un réacteur batch.

Les essais de coagulation floculation ont été effectués en faisant varier la concentration du coagulant (sulfate d'Aluminium) de 5 à 130mg/L en accordant une attention particulière au pH, qui varie de 4 à 8,5.

Des prélèvements du surnageant avant et après traitement ont subi des mesures des paramètres physiques globaux à savoir, l'absorbance, la turbidité, la conductivité et le pH de l'eau après traitement.

#### 5.1.1. Paramètres de floculation

Les flocculateurs parfaitement agités sont largement utilisés dans le domaine du traitement et de l'épuration des eaux. Le but recherché au cours de la floculation est souvent double [110] :

- L'homogénéisation des particules primaires et du coagulant.
- La mise en contact des particules ainsi déstabilisées en vue d'une agglomération optimale.

L'efficacité d'élimination dans ces systèmes est fortement influencée par les paramètres hydrodynamiques caractérisant ce dernier comme (la puissance dissipée, le gradient de vitesse, et le nombre de Camp).

Dans le cadre de cette étude le but n'était pas de rechercher les conditions hydrodynamiques optimales pour la coagulation- floculation mais de dégager les zones

optimales d'élimination des acides humiques et de la diminution de la turbidité. Néanmoins, certaines conditions expérimentales sont nécessaires à préciser.

#### 5.1.1.1. Nombre de Reynolds

Le nombre de Reynolds dans ce système (jar-test) s'exprime comme suit :

$$\text{Re} = ND^2 \frac{\rho_L}{\mu_L} \quad \text{Eq.5.1}$$

N : la vitesse de rotation de l'axe.

D : le diamètre de la cuve.

$\rho_L$  : La masse volumique de liquide (eau de mer).

$\mu_L$  : la viscosité dynamique du liquide.

$$\rho_L = 10^3 \text{ g/l}, \mu_L = 10^{-3} \text{ Pas.s.}$$

$$\text{Donc } \text{Re} = 1,11 \times 10^4.$$

La valeur du nombre de Reynolds trouvée est élevée ( $>10^4$ ), donc le régime est turbulent. Dans ce cas, le nombre de la puissance  $N_p$  est constant et ne dépend que des configurations géométriques de la cuve et de la pale.

Les abaques type « Nagata » [110] ont permis de fixer  $N_p$  à 0,125

#### 5.1.1.2. Puissance dissipée

La puissance dissipée peut être calculée à partir de l'expression suivante :

$$P = N_p \rho_L D^5 \frac{N^3}{V} \quad \text{Eq.5.2}$$

Avec  $V = 1\text{L}$ .

Donc la puissance dissipée par unité de volume de suspension est :

$$P = 1,33 \text{ W.m}^{-3}.$$

#### 5.1.1.3. Gradient moyen de vitesse

Le gradient moyen de vitesse est calculé à l'aide de la relation suivante :

$$G = \left( \frac{P}{\mu} \right)^{0.5} \quad \text{Eq.5.3}$$

Pour une valeur de puissance dissipée égale à  $1,33 \text{ Wm}^{-3}$  et une viscosité dynamique de la suspension  $\mu$  de  $10^{-3} \text{ Kg.m}^{-1}.\text{s}^{-1}$ , la valeur du gradient de vitesse  $G$  est égale à  $36,53 \text{ s}^{-1}$ .

Pour une durée d'agitation de 20 min (floculation), le produit  $G \times \tau$  qui représente le nombre adimensionnel de Camp vaut  $4,38 \times 10^4$ .

Les valeurs obtenues du gradient de vitesse et du nombre de Camp sont en accord avec ceux préconisés pour obtenir une bonne floculation, à savoir un nombre de Camp variant entre  $10^4$  et  $10^5$  et un gradient de vitesse allant de  $30$  à  $100 \text{ s}^{-1}$ .

### 5.1.2. Élimination de la matière organique par coagulation floculation en jar-test

Les résultats des essais de l'élimination de la matière organique dissoute (acide humique) contenues dans l'eau de mer dopée à ( $10\text{mg/l}$ ) sont représentés sur la figure 5.1 en traçant dans le plan  $\log(\text{Al})$  en fonction du pH. On aboutit ainsi, à des zones d'isoefficacité d'élimination des acides humiques.

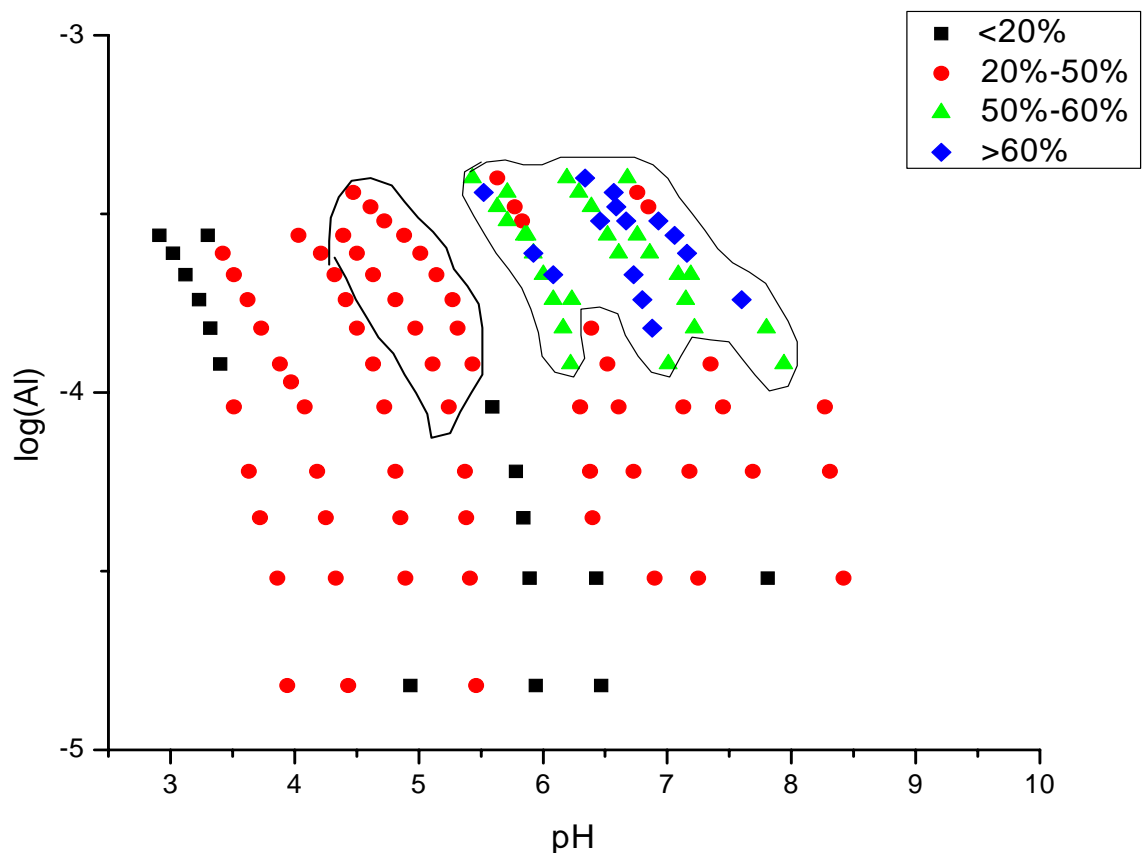


Figure 5.1 : Les zones d'isoefficacité de l'élimination des acides humiques.

La figure 5.1 fait apparaître l'existence de zones de forte efficacité dont la position est fortement dépendante du pH et de la concentration du coagulant.

En effet ;

- Une première zone d'efficacité élevée (> 50%) qui correspond à une gamme de pH comprise entre 6,5 et 8,5 avec des concentrations du coagulant variante de 40 à 130mg/l. Les rendements maximums d'élimination de 70% sont obtenus pour des concentrations du coagulant de 100 à 130mg/L à des valeurs du pH allant de 6,34 à 6,67. Le même pourcentage d'élimination est obtenu dans cette zone pour des valeurs de pH variant entre 5 et 6,2 et à des concentrations de coagulant variante dans toute la gamme étudiée.
  
- Une deuxième zone où l'efficacité est modérée (20 % à 50%) dans un intervalle de pH compris entre 4,5 et 5,5 et à des concentrations de coagulant comprise entre 40-130mg/l. Il est important de noter que pour des faibles concentrations du coagulant (10 à 20mg/L) et à pH compris entre 7 et 8, on obtient des pourcentages d'éliminations de plus de 40%.
  
- Enfin, une troisième zone où le rendement est nettement plus faible à des pH variant de 3,5 à 4,5. Il est à noter que le rendement n'excède pas 30%, quelque soit la quantité d'Alun injectée.

### 5.1.3. Réduction de la turbidité par coagulation floculation en jar-test

Les résultats de la réduction de la turbidité de l'eau de mer dopée à 10 mg/L en acide humique sont représentés sur la figure 5.2 en traçant dans le plan log (Al) en fonction du pH, on obtient ainsi, les courbes d'isoefficacités d'élimination de la turbidité dont la position est fortement dépendante du pH et de la concentration du coagulant.

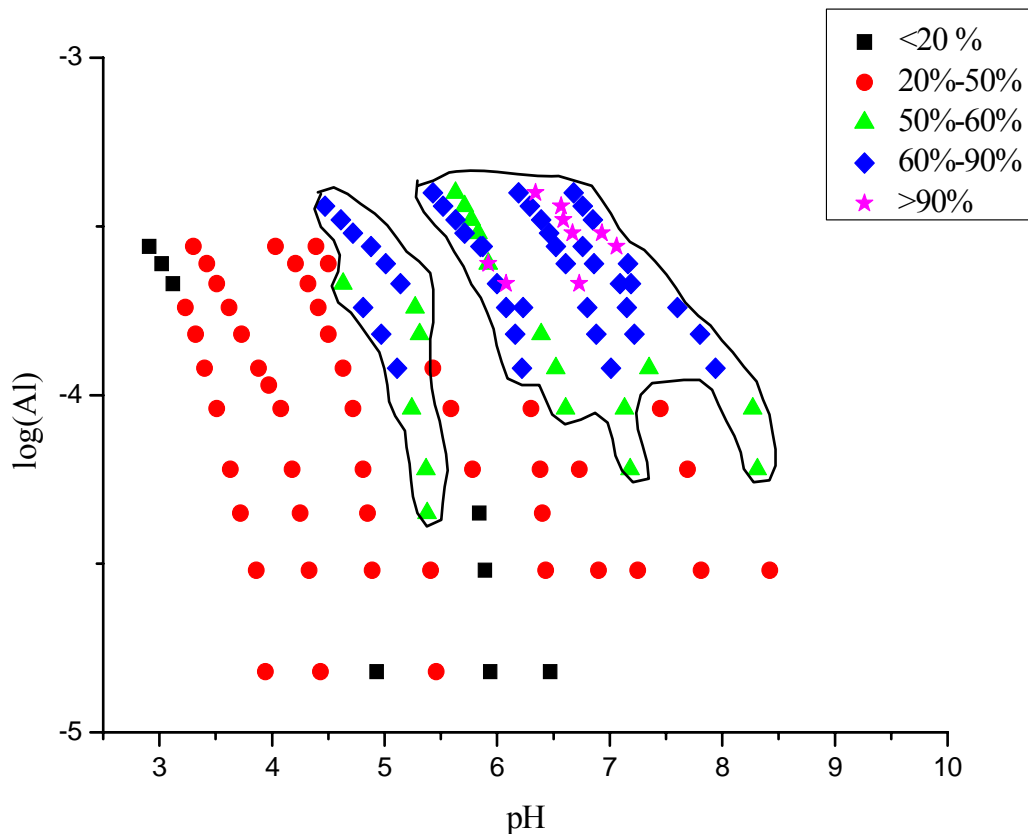


Figure 5.2 : Les zones d'isoefficacité de l'élimination de la turbidité.

La figure 5.2 fait apparaître trois zones :

- Une zone où l'efficacité est plus importante, de l'ordre de 70% à 90% correspondant à une gamme de pH comprise entre 6,5 et 8,5 avec des concentrations du coagulant variant entre 30 et 130mg/L. Il faut noter que les rendements maximums d'élimination de la turbidité (90 %), sont obtenus dans les mêmes conditions de pH et de la concentration de coagulant optimales retenus pour l'élimination de l'absorbance UV à 254 nm.
- Une deuxième zone dont l'efficacité est de l'ordre de 60% à 70% à des valeurs de pH comprises entre 4,5 et 5,5, avec des doses d'Alun variant entre 30 et 130 mg/L.
- En dehors de ces zones, le pourcentage d'élimination des matières en suspension en terme de turbidité est moins importante et ne dépasse pas 40%.

Les résultats obtenus lors des essais de la coagulation- floculation en Jar-test révèlent que les efficacités de l'élimination de la turbidité en fonction du pH et la concentration de sulfate d'aluminium varient dans le même sens que l'élimination des acides humiques.

La comparaison de ces résultats sur l'eau de mer avec ceux obtenus lors de la coagulation-floculation des acides humiques des eaux de surfaces fait ressortir les observations suivantes :

- A des valeurs du pH élevées (>8) l'efficacité d'élimination des acides humiques contenues dans l'eau de mer est plus importante que celle obtenue dans le cas des eaux de surfaces [86].
- Les résultats de coagulation floculation de la matière organique de l'eau du barrage de Keddara [54] fait apparaître deux zones :
  - Une première zone où l'efficacité d'élimination de la matière organique contenue dans les eaux du barrage de Keddara est maximale (de l'ordre de 50 à 60 %) pour des valeurs du pH comprises entre 6,5 et 8,2, qui reste comparable aux résultats obtenus pour l'eau de mer.
  - Une deuxième zone obtenue à des pH acides de 4,5 à 5,5, où le pourcentage d'élimination est supérieur à 60%, ce qui n'apparaît pas dans l'eau de mer.

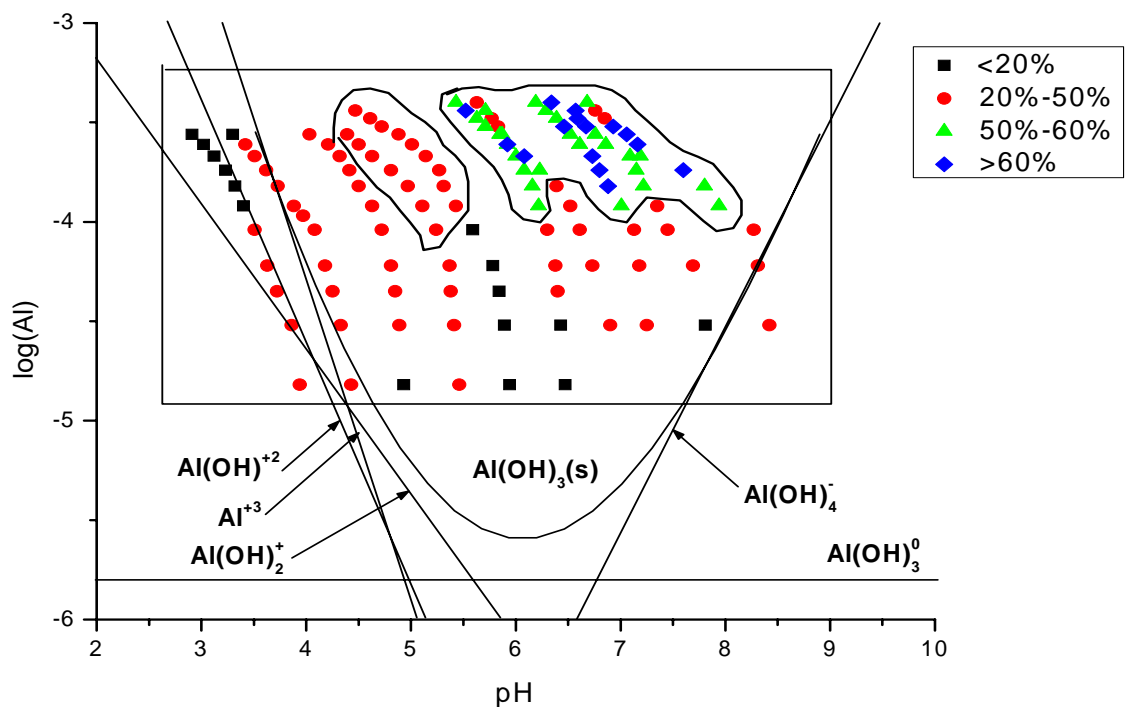


Figure 5.3 : Les pourcentages de réduction des acides humiques sur le diagramme de l'hydrolyse de sulfate d'aluminium.

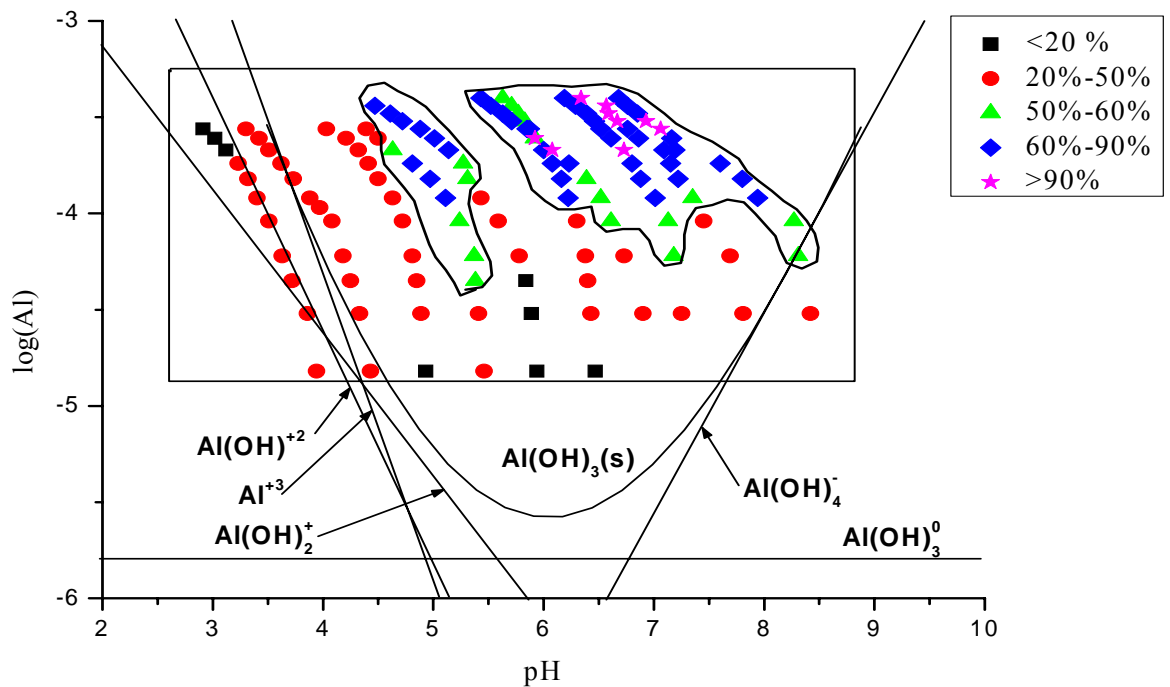


Figure 5.4. Les pourcentages de réduction des turbidités sur le diagramme de l'hydrolyse de sulfate d'aluminium.

La visualisation de l'ensemble des résultats projetés sur le diagramme qui représente l'hydrolyse de sulfate d'aluminium (figure 5.3 et 5.4), permet d'apprécier les mécanismes réactionnels entre les acides humiques et les espèces prépondérantes ainsi que les ions existant dans l'eau de mer traitée pour chaque intervalle de pH.

En effet :

- A  $pH \leq 4$  : A cet intervalle du pH, la forme prédominante d'aluminium est l'ion  $Al^{+3}$ , qui sert à déstabiliser les acides humiques en neutralisant ses charges par une réaction de complexation. Il semble qu'à de tels pH (très acides), les acides humiques ont tendance à former des macromolécules qui peuvent précipiter sous l'effet de leurs poids, cela peut justifier les faibles abattements des acides humiques obtenus dans ce domaine du pH.
- A  $4 \leq pH < 6$  : Dans cette zone du pH les formes prédominantes de l'hydrolyse d'aluminium sont ceux qui possèdent une valence plus élevée ( $Al_2(OH)_2^{+4} > Al^{+3} > Al(OH)^{+2} > Al(OH)_2^+$ ), obtenues de façon instantanée, puis  $Al(OH)_3(s)$  obtenue de façon rapide.

La figure 5.5 explique la présence majoritaire des espèces de valence élevée qui va neutraliser les charges négatives des acides humiques par une compression de la double couche, on assiste alors à une précipitation directe des complexes d'acides humiques aluminium. Sur la figure 5.5, le mécanisme mis en jeu est représenté:

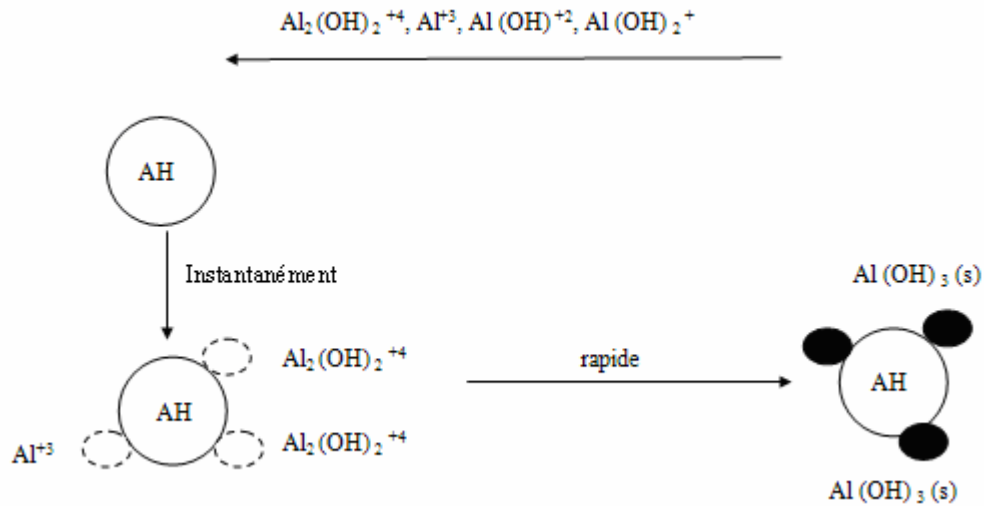


Figure 5.5 : Schéma de mécanisme de neutralisation- précipitations en coagulation-floculation.

➤  $6 < \text{pH} < 8$  : Dans cette zone du pH, et avec des concentrations en sulfate d'aluminium plus élevées (de l'ordre de 50 à 130 mg/l), l'efficacité est importante, ce qui se traduit par le mécanisme suivant :

En premier lieu, les espèces hydrolysées de l'aluminium vont participer aux changements de l'état de surface soit par adsorption ou par formation de complexes de surface. Dans un second lieu, ce changement de l'état de surface de l'acide humique va favoriser la précipitation des acides humiques sur les hydroxydes d'aluminium

$\text{Al}(\text{OH})_3(\text{s})$  qui représente 90% de l'aluminium par un mécanisme de sweep coagulation qui représente une prédominance à des concentrations du coagulant supérieures à 40mg/L. La figure 5.6 illustre le mécanisme de sweep coagulation.



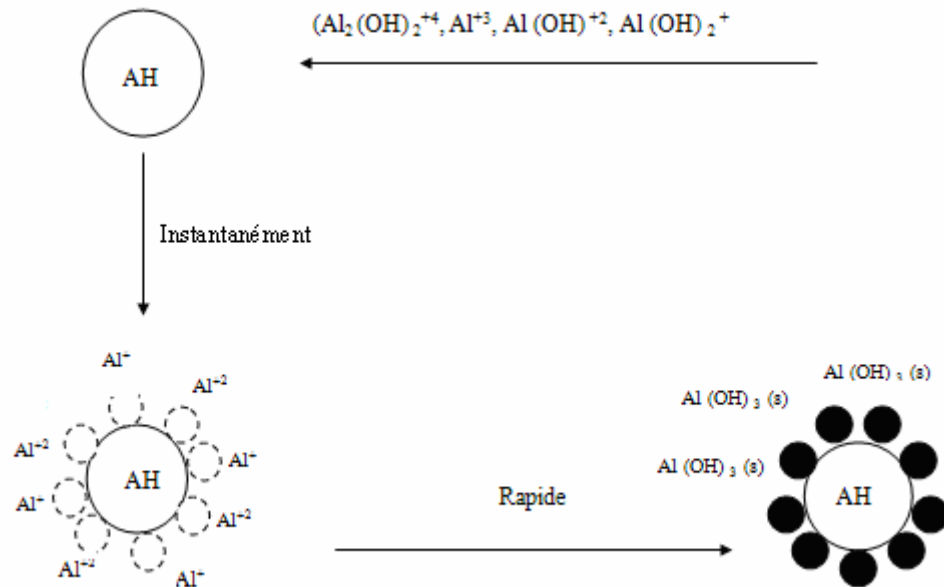
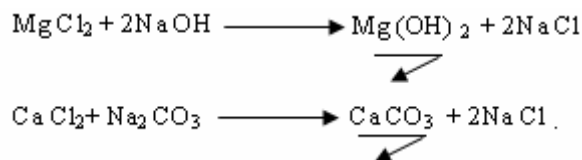


Figure 5.6 : Formation des floes par le mécanisme de la sweep coagulation.

- $pH > 8$  : A ces  $pH$  la forme  $Al(OH)_4^-$  de l'aluminium devient prédominante et a priori son effet sur l'élimination de la matière organique (acide humique) est très négligeable. En revanche il est à noter que pour un  $pH > 8$  les abattements observés sont importants, vraisemblablement la présence des  $Ca^{++}$ ,  $Mg^{++}$  en fortes concentrations dans l'eau de mer contribue à la formation des précipités tel que  $CaCO_3$ ,  $CaSO_4$ ,  $MgCO_3$ ,  $Mg(OH)_2$  qui ont tendance à piéger les acides humiques en favorisant leur agglomération en jouant le même rôle que le  $Al(OH)_3(s)$ .

Dans ce cas on peut supposer que ces précipités contribuent à la formation des floes.

La formation de quelques précipités est donnée par les réactions suivantes [111] :



Les taux de réductions les plus élevés de la turbidité ( $>90\%$ ) sont obtenus dans la gamme de  $pH$  comprise entre 5,5 et 8,5 qui représente la zone optimale par le mécanisme de sweep coagulation préalablement décrit.

#### 5. 1.4. Evolution de la conductivité de l'eau de mer au cours de la coagulation- floculation en Jar-test

Les résultats obtenus à l'issue de la mesure des conductivités au cours des différents essais de coagulation-floculation dans les mêmes conditions du pH et de la concentration du coagulant sont représentés dans la figure 5.7

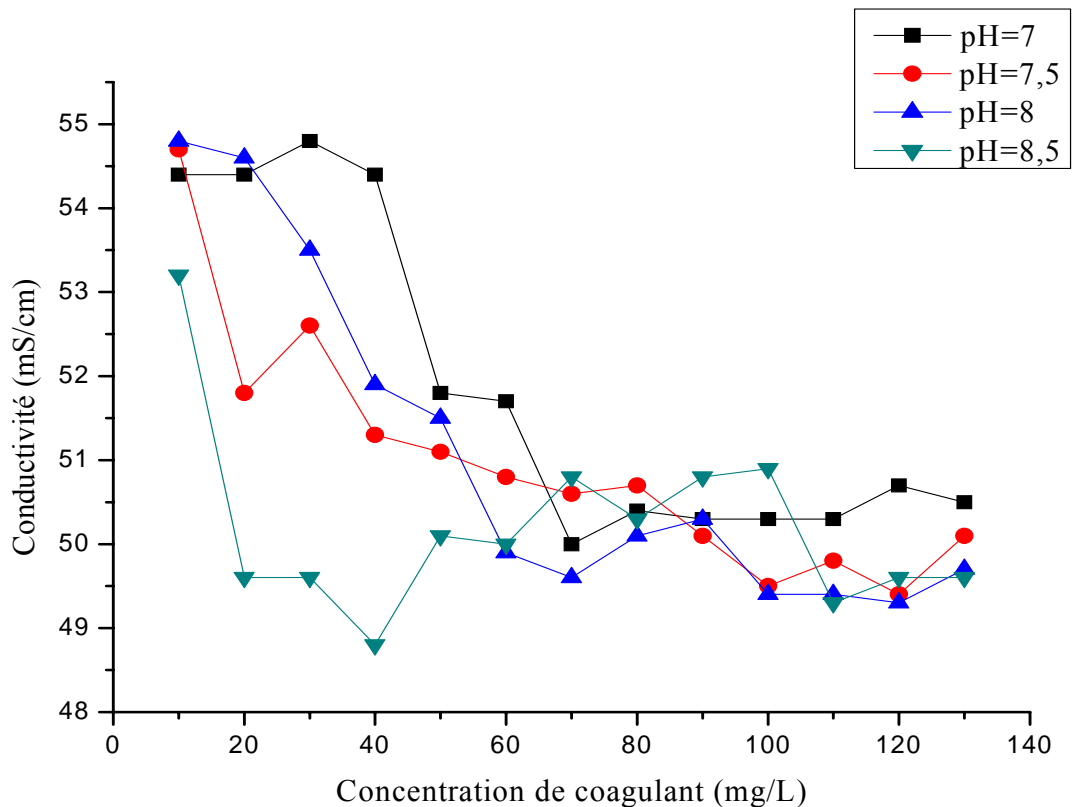


Figure 5.7. Evolution de la réduction de la conductivité de l'eau de mer en fonction de la concentration du coagulant aux pH optimaux.

Il est à noter que la conductivité accuse des diminutions en fonction de la concentration du coagulant et du pH. La diminution de la conductivité aux pH optimaux (7, 7,5, 8, 8,5) montre bien la coïncidence entre l'abatement de la conductivité des suspension et l'abatement des acides humiques. La présence des ions divalents  $\text{Ca}^{2+}$  et  $\text{Mg}^{2+}$  à des concentrations plus élevées dans l'eau de mer avec les groupements tels que  $(\text{OH}^-)$ ,  $\text{HCO}_3^-$ ,  $\text{CO}_3^{2-}$ ,  $\text{SO}_4^{2-}$ ... qui réagissent pour former des produits de précipitations comme  $\text{CaCO}_3$  ou  $\text{Mg}(\text{OH})_2$  à des pH élevés ( $> 8$ ) ce qui expliquant la légère diminution obtenue aux pH optimaux [1].

## 5.2. Conclusion

Les résultats obtenus lors des essais de la coagulation-floculation en jar-test révèlent que la variation de l'efficacité en fonction du pH et de la concentration en aluminium, présente trois zones distinctes coïncidant avec les abattements de la turbidité et de l'absorbance UV à 254nm.

- Une première zone d'efficacité élevée (>50%) dans la gamme du pH allant de 5,5 à 8 avec des concentrations du coagulant variant entre 40 et 130mg/L.

- Une deuxième zone où l'efficacité est modérée (20%-50%) dans un intervalle de pH compris entre 4,5 et 5,5 avec une gamme de concentration du coagulant variant entre 40 et 130mg/L.

En dehors de ces deux zones, une troisième zone où l'efficacité d'élimination des AH est voisine de 20% et celle de la turbidité n'atteint pas 40%.

Le mécanisme prépondérant d'élimination des acides humiques et de la turbidité par coagulation-floculation est la « sweep coagulation ».

Pour les faibles valeurs du pH (3 à 4,5), la contribution de la neutralisation de charge s'ajoute au mécanisme de sweep coagulation.

D'autre part, aux valeurs du pH supérieures à 8, le seul mécanisme qui peut expliquer la persistance de la coagulation est la précipitation qui est dûe essentiellement aux effets favorables de la faible solubilité de l'aluminium et aux influences des cations divalents à savoir  $\text{Ca}^{2+}$  et  $\text{Mg}^{2+}$ .

De plus, une légère diminution de la conductivité est observée au cours des différents essais particulièrement aux pH optimaux (7, 7,5, 8, 8,5).

Il est important de noter que comparativement aux résultats obtenus par la coagulation floculation de la matière organique naturelle des eaux du barrage de Keddara [54], ou deux zones d'élimination ont été identifiées :

- Une zone qui correspond à la même zone que la notre
- Une deuxième zone à pH acide, ce qui n'apparaît pas dans les eaux de mer.

Il ressort des essais sur le Jar-test une valeur du pH optimale égale 8 correspondant à une concentration du coagulant de l'ordre de 100mg/L qui sera utilisé dans le flocculateur en lit fluidisé.

### 5.3. Coagulation- floculation des acides humiques contenus dans l'eau de mer en lit fluidisé

#### 5.3.1. Détermination des paramètres hydrodynamiques au minimum de fluidisation

Pour mettre en oeuvre la floculation induite en lit fluidisé de l'eau de mer, une étude hydrodynamique préalable à une hauteur de 60cm du lit est nécessaire en faisant circuler l'eau de mer de bas en haut de la colonne à travers le milieu poreux. Des mesures de la perte de charge et de la hauteur expansée en fonction de la vitesse superficielle du fluide ont été effectuées et sont regroupés dans le tableau donné en Appendice D. Les paramètres suivants ont été déterminés. La vitesse minimale de fluidisation, vitesse maximale de fluidisation, l'expansion du lit, le gradient de vitesse et le nombre de Camp au minimum de fluidisation).

##### 5.3.1.1. Vitesse minimale de fluidisation

Le passage de l'état fixe à l'état fluidisé correspond à une vitesse minimale de fluidisation  $U_{mf}$ , la détermination expérimentale de cette vitesse se fait à partir du graphe de la figure (5.8) donnant le logarithme de la perte de charge ( $\log \Delta p$ ) en fonction de logarithme de la vitesse superficielle de fluide ( $\log U$ ).

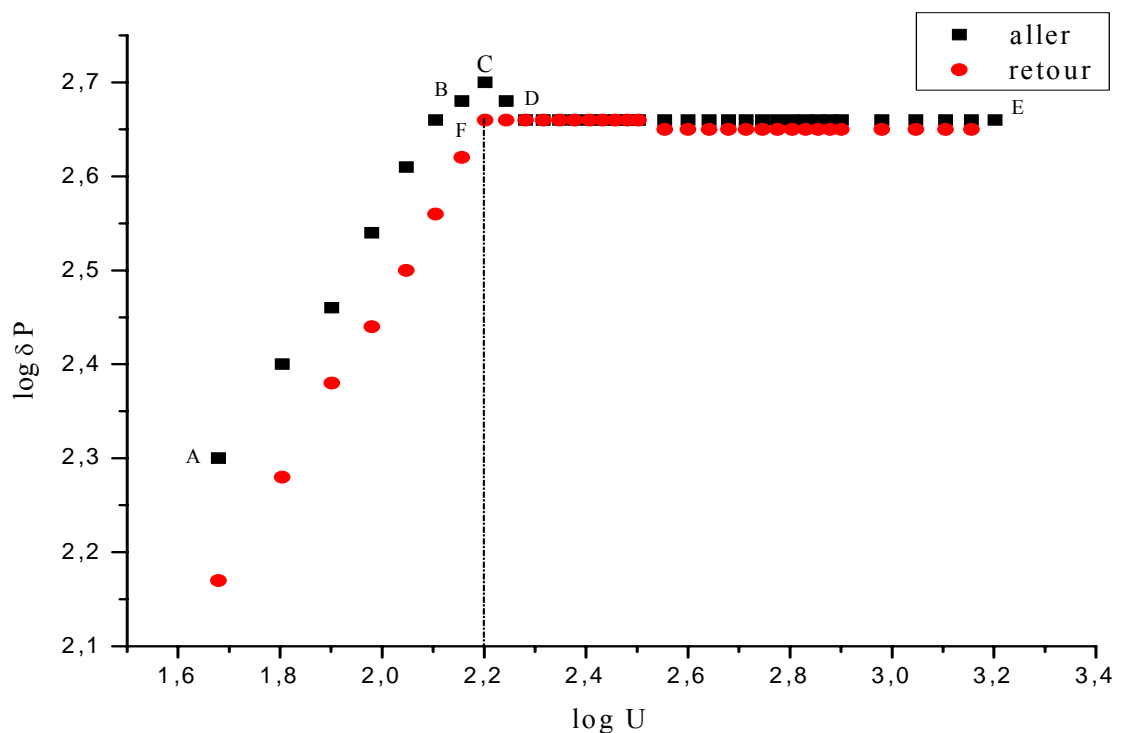


Figure.5.8 : Evolution de la perte de charge en fonction de la vitesse superficielle.

D'après les résultats compilés dans le tableau donné en Appendice D et représentés sur la figure (5.8), trois étapes peuvent être atteintes:

- Pour les faibles vitesses, la couche de grains reste fixe et la perte de charge augmente avec la vitesse du fluide. De plus la hauteur du lit reste invariante (étape A-B). A cet état fixe, la perte de charge produite est due aux frottements du liquide sur la surface des particules, et aux frottements du fluide sur lui-même et sur les parois du fait des changements de direction imposés par les particules [91].
- A partir d'une certaine vitesse  $U$  du fluide, la perte de charge à travers le lit reste constante. Le lit de grains est donc macroscopiquement immobile et le lit est qualifié de lit fluidisé (étape B-C-D-E). En réalité la zone transitoire (B-C-D) présente le seuil de fluidisation.

En réalisant l'opération inverse, une diminution de la vitesse n'amène aucune variation de la différence de pression. Cette étape se poursuit jusqu'à un point désigné par F qui correspond à la vitesse minimale de fluidisation, une nouvelle diminution de la vitesse amène une régression de la perte de charge et le lit redevient immobile [91].

En ce qui concerne la valeur théorique de la vitesse minimale de fluidisation, elle est calculée à partir de l'équation (3.8).

#### 5.3.1.2. Vitesse maximale de fluidisation

La vitesse maximale de fluidisation est généralement assimilée à la vitesse terminale de chute libre des grains. La mesure de cette vitesse est effectuée expérimentalement en suivant la vitesse de chute libre d'une particule de résine. La valeur théorique de la vitesse terminale de chute est déterminée par l'équation (3.4)

Le tableau 5.1 résume les valeurs mesurées et les valeurs calculées de la vitesse minimale et la vitesse terminale de chute.

Tableau 5.1 : Les valeurs de vitesse terminal de chute et minimale de fluidisation.

	$U_t$ (cm/h)	$U_{mf}$ (cm/h)
Calculée	14040	161
observée	13590	158
Ecart (%)	3,20	1,5

La confrontation des valeurs calculées de  $U_t$  et  $U_{mf}$  aux valeurs expérimentales obtenues, révèle un écart qui ne dépasse pas 3,5%.

### 5.3.1.3. Détermination de la porosité au minimum de fluidisation, $\varepsilon_{mf}$

La mise en place de l'état minimum de fluidisation permet d'accéder à la porosité au minimum de fluidisation  $\varepsilon_{mf}$  à partir d'un nombre de fluidisation égal à l'unité. La lecture sur la figure 5.9 fournit ainsi une valeur de  $\varepsilon_{mf}$  égale à 0,380.

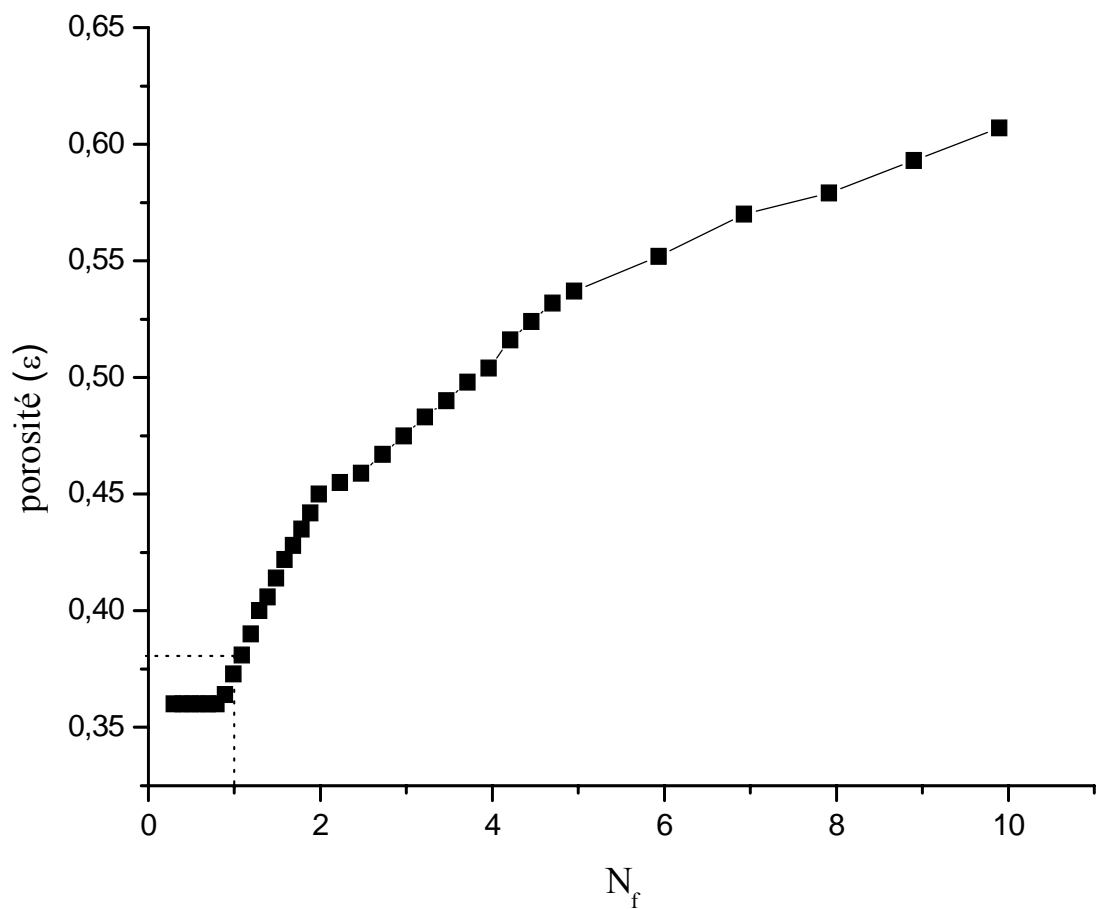


Figure.5.9 : La porosité expérimentale en fonction du nombre de fluidisation

#### 5.3.1.4. Gradient de vitesse et le nombre de Camp au minimum de fluidisation

Au minimum de fluidisation, les valeurs du gradient de vitesse  $G_{mf}$ , et du nombre de Camp  $Ca_{mf}$ , calculées à partir des mesures de la perte de charge et de la hauteur de lit fluidisé

(figures 5.10 et 5.11) et ceux données par les équations (3.23), (3.26), sont regroupées dans le tableau (5.2).

Tableau 5.2 : Les valeurs du gradient de vitesse  $G_{mf}$ , et du nombre de Camp  $Ca_{mf}$ , au minimum de fluidisation.

	$G_{mf}$ ( $s^{-1}$ )	$Ca_{mf} \times 10^{-4}$
Calculé(e)	31,65	1,67
Observé (e)	29,47	1,55
Ecart (%)	6,88	7,18

Au vu des écarts retrouvée entres les valeurs du gradient de vitesse et celles du nombre de Camp, il apparaît que l'écart calculé ne dépasse pas 7%.

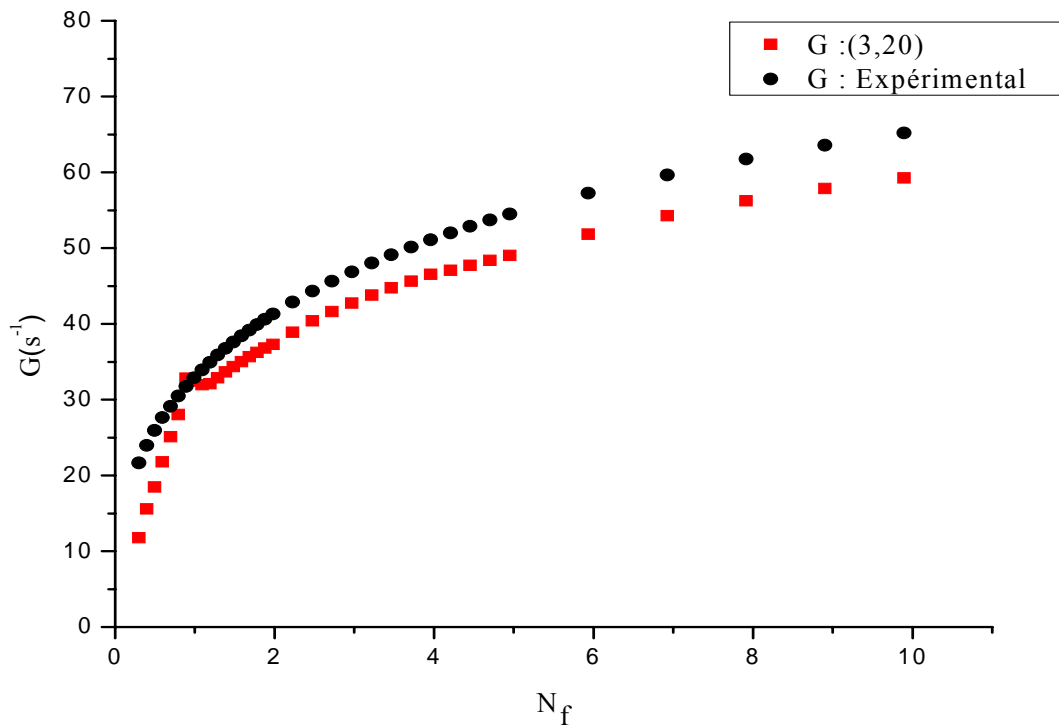


Figure.5.10 : Comparaison entre les valeurs théoriques du gradient de vitesse  $G$ , et les valeurs obtenues expérimentalement en fonction de  $N_f$ .

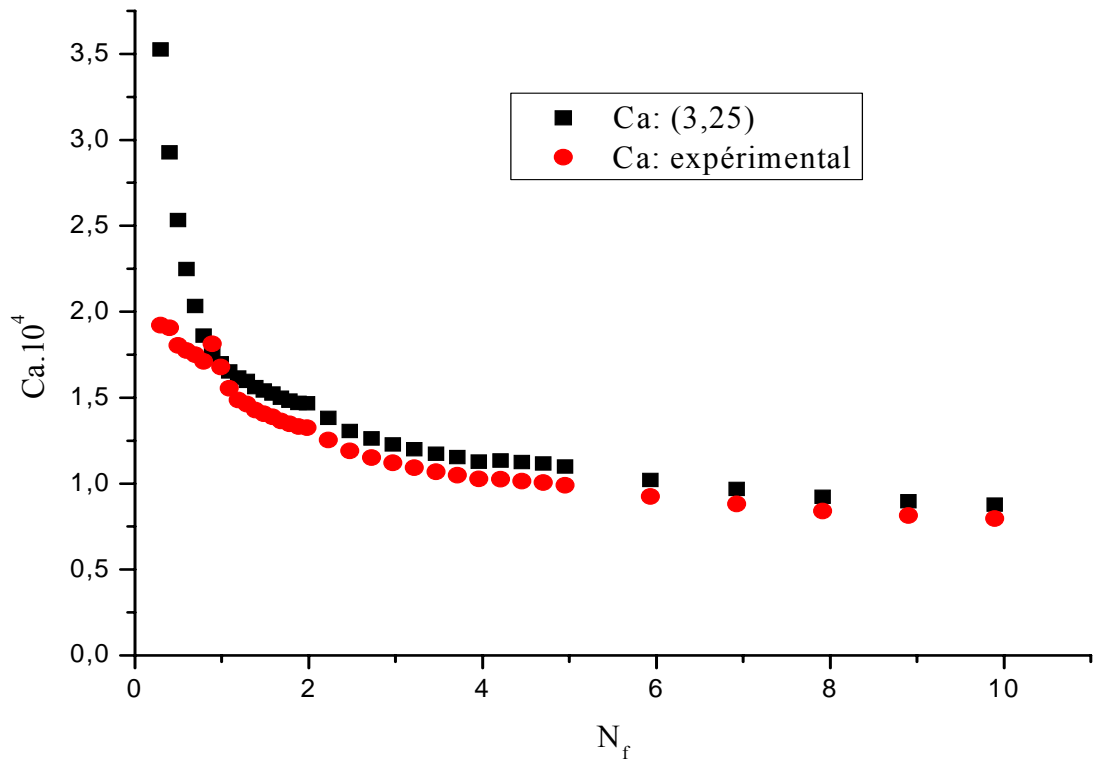


Figure 5.11 : Comparaison entre les valeurs théoriques du nombre de Camp  $Ca$ , et les valeurs obtenues expérimentalement en fonction de  $N_f$ .

La variation du nombre de Camp et du gradient de vitesse obtenus expérimentalement par rapport à ceux calculés théoriquement par les équations (3.20) et (3.25) n'est pas significative vu qu'elle n'excède pas les 7% (figure 5.10 et figure 5.11).

### 5.3.2. Evolution de l'expansion du lit fluidisé

#### 5.3.2.1. Application des modèles

Les comportements des particules des grains de résine en fluidisation sont analysés par des modèles proposés dans la littérature, à savoir :

➤ Le modèle de Richardsons et Zaki, donné par :

$$\frac{U}{U_t} = \varepsilon^n \quad \Rightarrow \quad \varepsilon = \left( \frac{U}{U_t} \right)^{\frac{1}{n}} \quad \text{Eq.5.4}$$



Pour  $1 < Re < 2000$  , 
$$n = \left( 4.4 + 18 \left( \frac{d_p}{D} \right) \right) \cdot (Re_t)^{-0.1}$$
 Eq.5.5

➤ Le modèle de Ganguly (3.10) qui devient :

$$\frac{L}{L_0} = \frac{1}{1 - 1.762U + 0.45U^2} \text{ avec } U = \frac{U - U_{mf}}{U_t - U_{\min}}$$
 Eq 5.6

D'où  $\varepsilon = 1 - (1 - \varepsilon_0) \times \frac{L}{L_0} = f(U)$  Eq 5.7

➤ Le modèle de Hirata et Bulos qui tient compte de la loi de Richardson et Zaki, en faisant une correction de la valeur de porosité  $\varepsilon$ .

$$\varepsilon = \varepsilon_0 + (1 - \varepsilon_0) \varepsilon_{RZ}^A \exp(B(1 - \varepsilon_{RZ}))$$
 Eq 5.8

Où  $A = 2.2n + 8 \frac{d_p}{D}$  ,  $B = 2.1n$  et  $n = \frac{2(2.35 + 0.175 Re_t^{0.75})}{(1 + 0.175 Re_t^{0.75})}$

➤ Le modèle de Foscolo et al qui devient

$$\varepsilon = \left[ \frac{\left( 1 + 0.0388 \times R_{et} \times \left( \frac{U}{U_t} \right)^2 - 1 \right)^{4.8}}{0.0777 \times R_{et} (1 + 0.0194 \times R_{et})} \right]^{\frac{1}{4.8}}$$
 Eq.5.9

➤ Le modèle de Leva qui est représenté dans la figure (5.12) traduisant la porosité en fonction du nombre de fluidisation en coordonnées logarithmiques.

La pente de cette courbe est donnée par l'équation suivante :

$$\frac{d \log \varepsilon}{d \log U} = \frac{1 - \varepsilon}{3 - 2\varepsilon} = \frac{1}{n}$$
 Eq 5.10

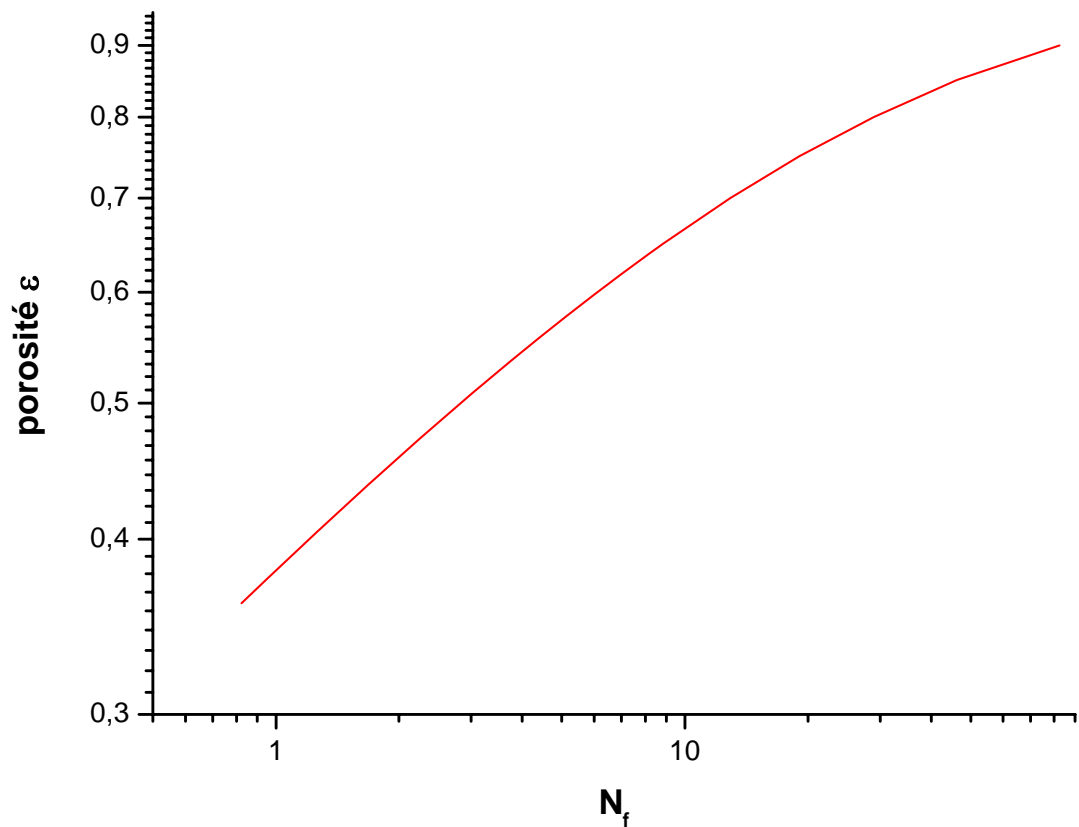


Figure 5.12. Evolution de la porosité en fonction de  $N_f$  par le modèle de Leva en coordonnées logarithmiques.

En tout point de cette courbe, la fonction de Leva peut être assimilée à une fonction puissance à exposant variable, soit

$$\left( \frac{U}{U_{mf}} \right) = \left( \frac{\varepsilon}{\varepsilon_{mf}} \right)^{n'} \quad \text{Eq.5.11}$$

avec :

Pour	$\varepsilon = 0,4$	$n' = 3,7$
	$\varepsilon = 0,5$	$n' = 4$
	$\varepsilon = 0,6$	$n' = 4,5$

L'ensemble des résultats des différents modèles sont rassemblés sur la figure (5.13), qui donne la porosité pour chaque modèle en fonction de la vitesse superficielle  $U$ .

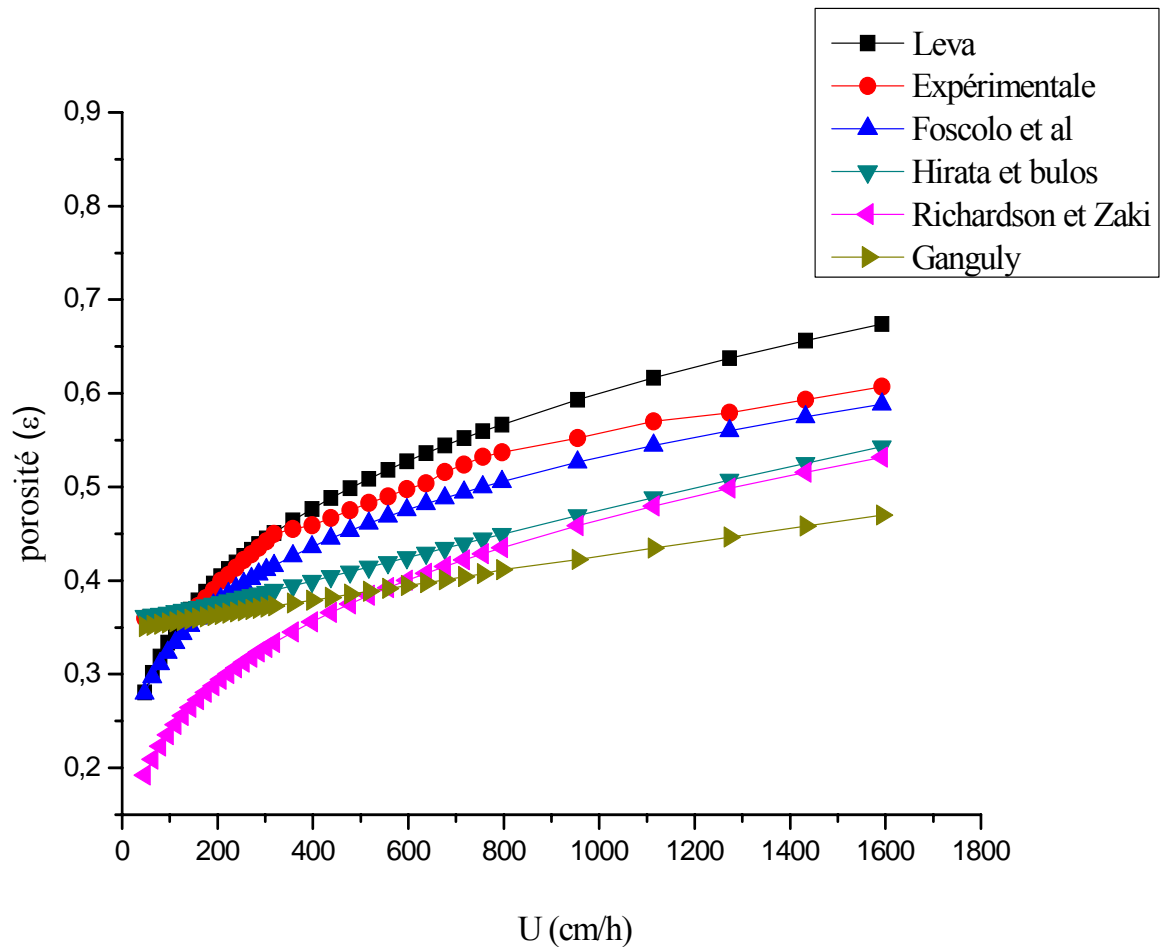


Figure.5.13. Comparaison entre les valeurs de la porosité expérimentale et celles des données par les différents modèles en fonction de la vitesse d'entrée.

La figure (5.13) montre que les modèles qui rendent le mieux compte des résultats expérimentaux obtenus sont ceux développés par Foscolo et Leva car ils offrent une bonne estimation pour l'ensemble des résultats. Néanmoins, le modèle développé par Leva sera retenu pour sa convivialité.

### 5.3.3. Floculation des acides humiques en lit fluidisé

Les conditions optimales de la coagulation- floculation de l'eau de mer dopée avec 10 mg/L d'acide humique ont servi à mettre en oeuvre la coagulation floculation dans un réacteur en fluidisation suivie d'une décantation. Des prélèvements à des intervalles de temps réguliers à la sortie de la colonne et à la sortie du décanteur pendant une durée de 12 heures ont permis de se rendre compte de l'influence de la décantation après floculation sur les rendements de l'abattement des différentes caractéristiques physiques de la suspension.

Par ailleurs, l'influence de l'expansion du lit a été examinée en faisant varier le débit à l'entrée de la colonne de 4 à 15l/h afin de lier le rendement de l'opération au temps de séjour dans le réacteur qui peut avoir un rôle non négligeable sur l'intensification du procédé. Les variations de l'abattement de la matière organique (acide humique) et de la turbidité par une coagulation- floculation en lit fluidisé suivie d'une décantation sont représentées respectivement dans les figures 5.14 et 5.15 :

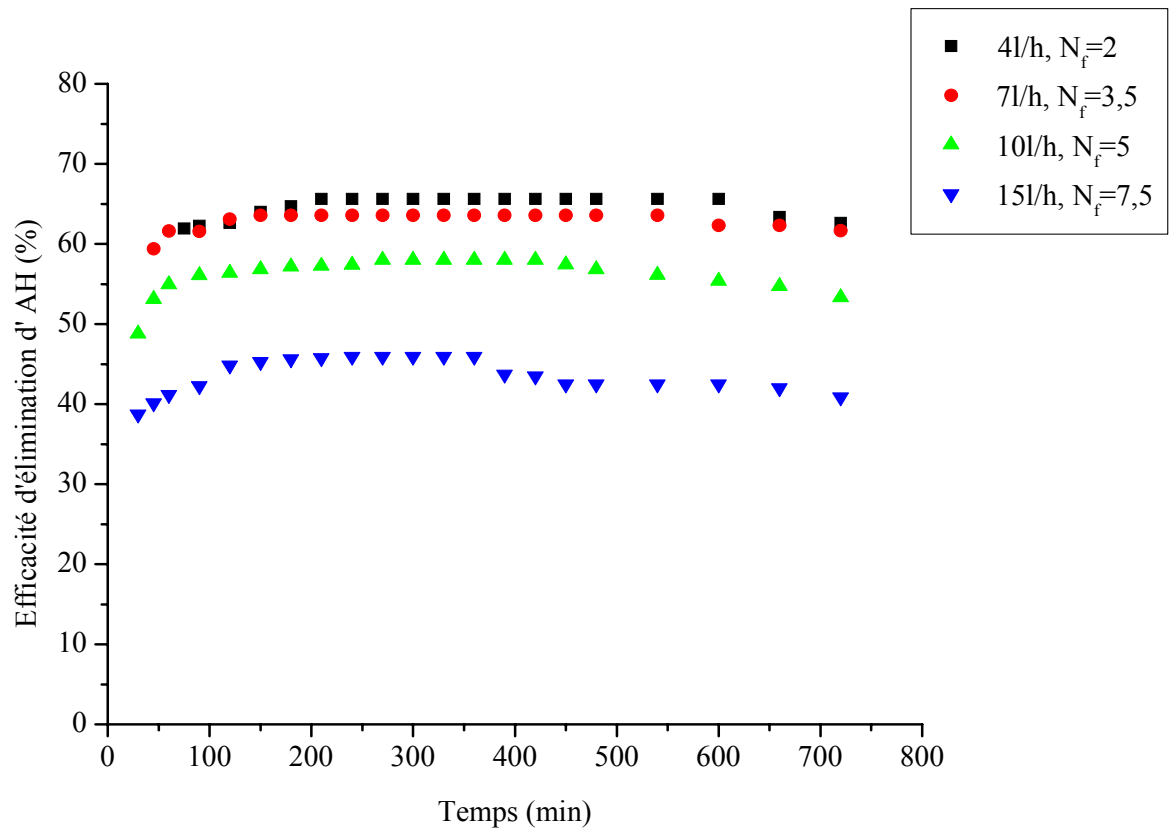


Figure 5.14 : Evolution de l'efficacité d'élimination des acides humiques en fonction du temps à différents débits après décantation.

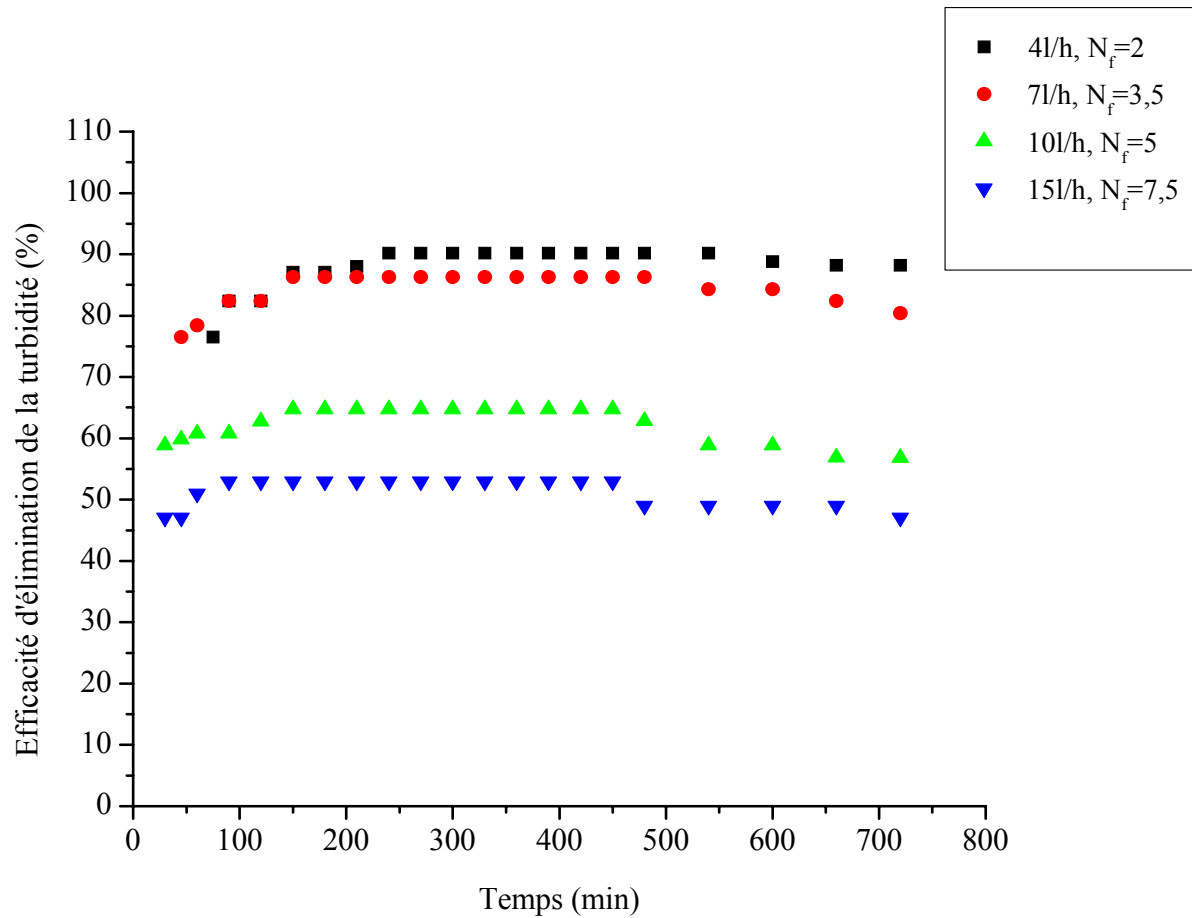


Figure 5.15 : Evolution de l'efficacité d'élimination de la turbidité en fonction du temps à différents débits après décantation.

Il apparaît que lorsque le débit d'alimentation passe de 4 à 7l/h, les efficacités de l'abattement de la matière organique et de la turbidité restent comparables. Cette observation permet d'envisager un débit de 7l/h permettant ainsi un temps de séjour de 4,48 min. Par ailleurs, pour ces débits la décantation n'améliore pas substantiellement les efficacités, puisque les figures (5.17 et 5.18) fait apparaître que les efficacités à la sortie de la colonne sont comparables à celles obtenues après décantation figures (5.17 et 5.18).

En effet la photo de la figure (5.15) conforte ces observations, permettant de visualiser les floes à la surface du lit de résine. Le flocculateur en lit fluidisé permet d'aboutir à des floes très consistants et très volumineux, ce qui leur permet de rester en suspension

au sein du fluide à l'intérieur de la colonne. Une certaine fraction des microflocs arrive à être entraînée à l'extérieur de la colonne pour rejoindre le décanteur.

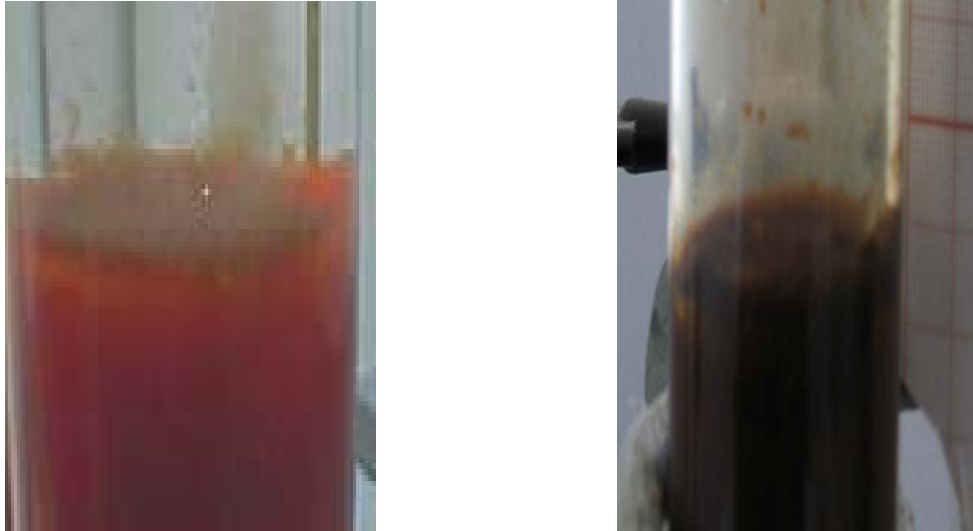


Figure 5.16 : Formation des floccs au sein du lit.

Tableau 5.3 : Les efficacités maximales d'élimination en fonction du débit d'alimentation, après décantation.

	4l/h	7l/h	10l/h	15l/h
% d'élimination des AH	65,82	63,58	57,98	45,93
% d'élimination de la turbidité	90,19	86,27	64,70	52,94
Conductivité (mS/cm)	49,7	50,3	52,3	53,1

Tableau 5.4 : Les efficacités maximales d'élimination en fonction du débit d'alimentation, à la sortie de la colonne de fluidisation.

	4l/h	7l/h	10l/h	15l/h
% d'élimination des AH	63,58	61,9	52,94	37,53
% d'élimination de la turbidité	82,35	70,58	68,62	47,05
Conductivité (mS/cm)	50,5	51,3	51,2	53,1

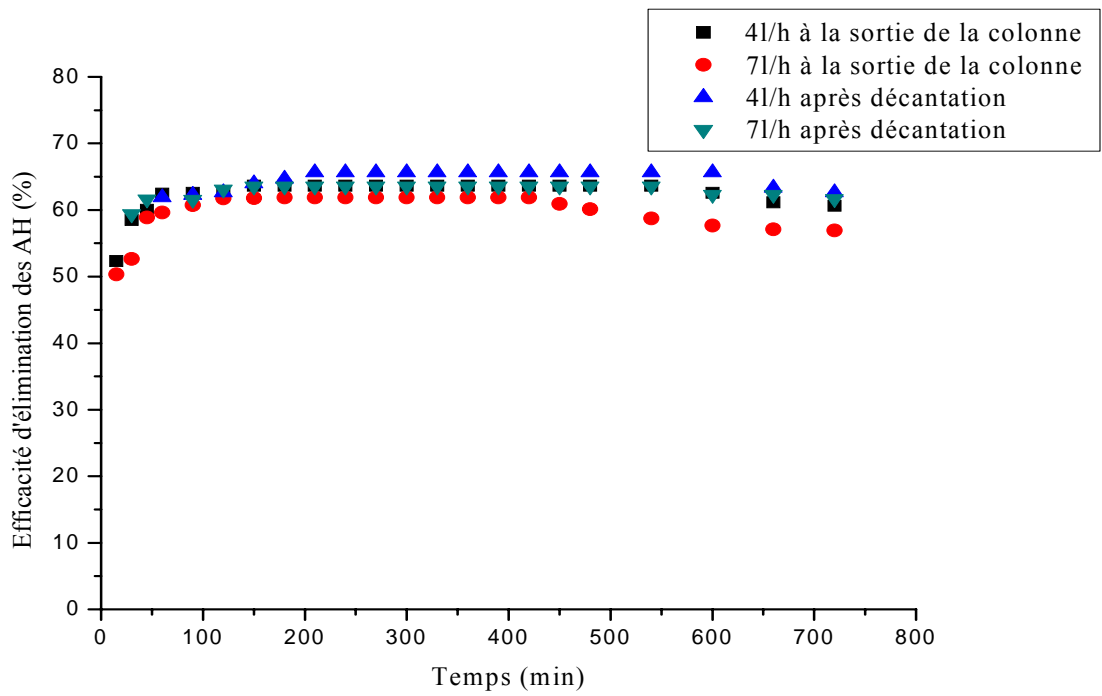


Figure 5.17: Comparaison entre l'efficacité d'élimination des acides humiques après décantation et à la sortie de la colonne.

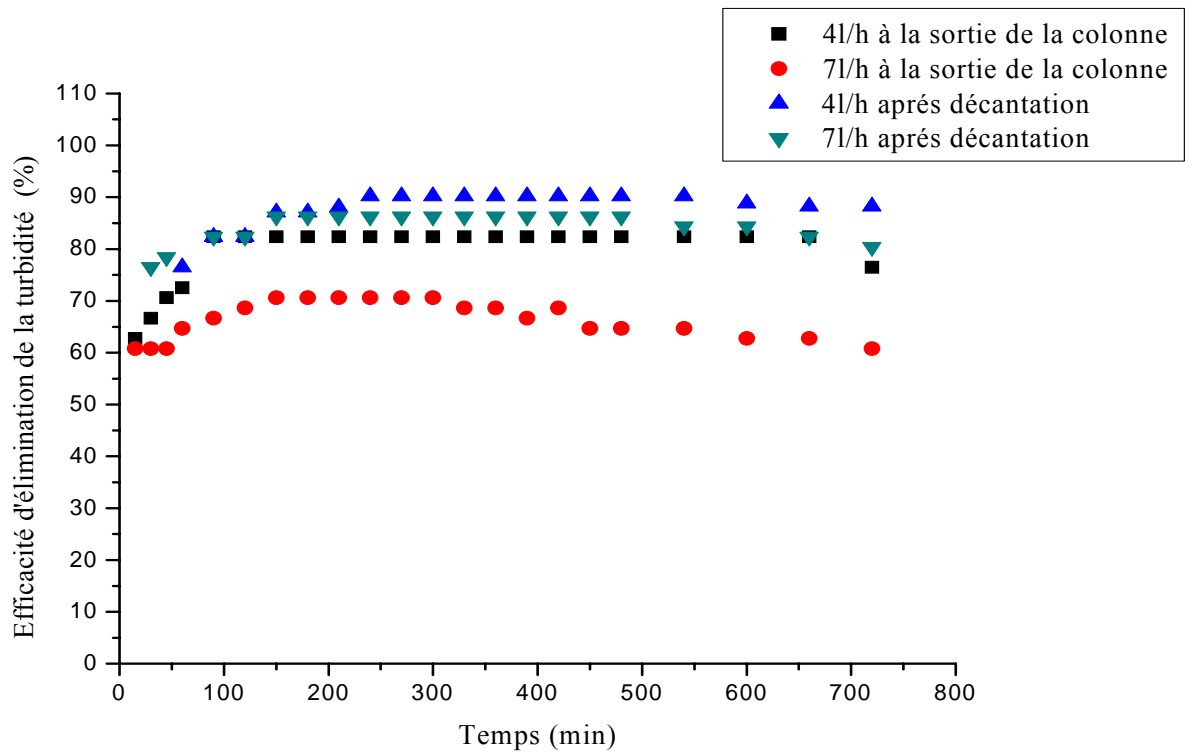


Figure.5.18 : Comparaison entre l'efficacité de la réduction de la turbidité après décantation et à la sortie de la colonne.

### 5.3.3.1. Influence des paramètres de la floculation

Les valeurs du gradient de vitesse et du nombre de camp sont calculées à partir des relations (3.20) et (3.25) qui sont valables dans le cas de la fluidisation à l'eau propre. Le tableau (5.5) regroupe les différents paramètres de floculations en lit fluidisé pour des débits d'alimentations allant de 4 à 15l/h.

Tableau 5.5 : Les paramètres de la floculation en lit fluidisé.

Q (l/h)	U (cm/h)	L (cm)	$\varepsilon$	G (s <sup>-1</sup> )	$\tau$ (s)	Ca.10 <sup>-4</sup>	$\alpha$
4	318,45	74	0,481	36,20	402,37	1,45	23,33
7	557,28	80,1	0,520	44,30	268,73	1,19	33,50
10	795,6	86,2	0,549	49,93	211,65	1,05	43,66
15	1194,12	93,3	0,590	56,26	166,84	0,94	55,50

Le faible intervalle de variation du gradient de vitesse ne permet pas de mettre en évidence une quelconque relation avec l'efficacité du système par contre, le système est parfaitement caractérisé par le critère de Camp [100].



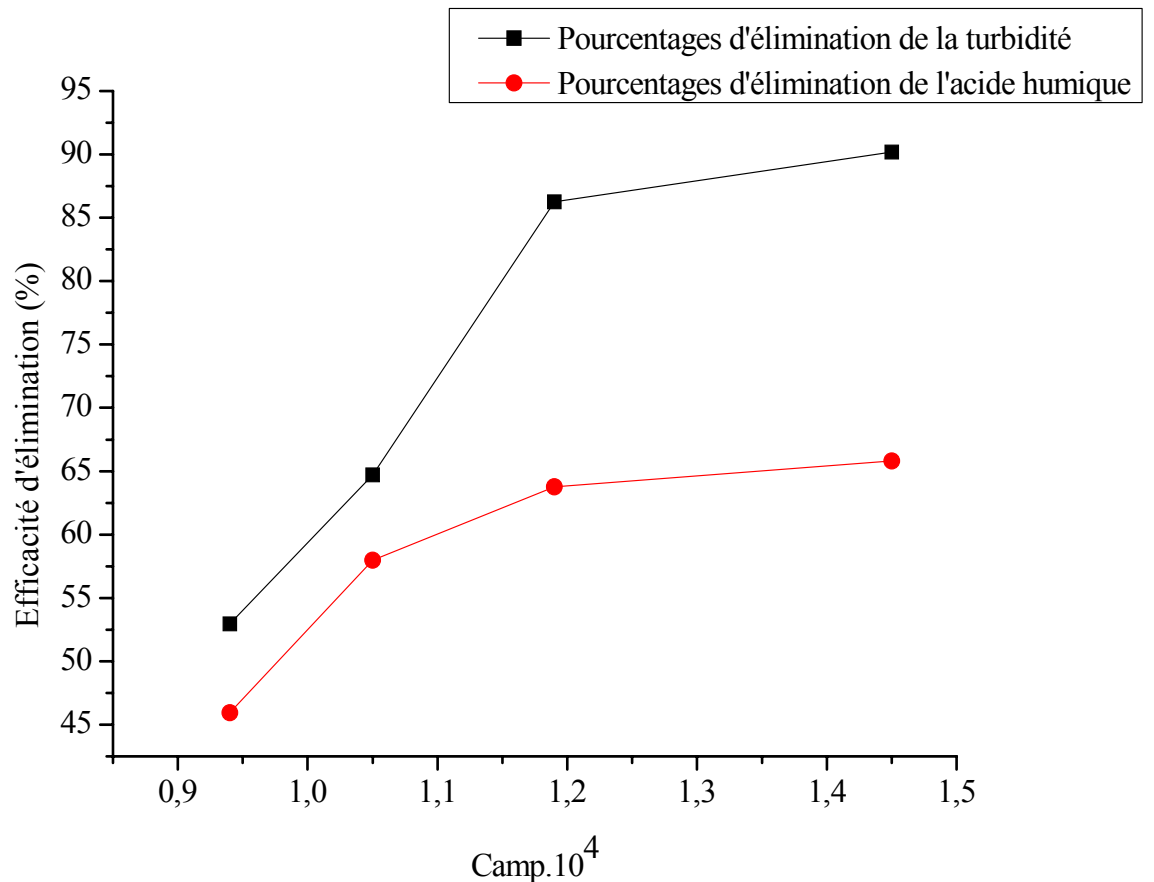


Figure.5.19 : Efficacité du système vis-à-vis de la matière organique et de la turbidité en fonction du critère de Camp.

La figure 5.19 fait apparaître deux zones distinctes :

- Une première zone dont le critère de Camp varie entre  $1,45 \times 10^4$  et  $1,19 \times 10^4$  marquée par une efficacité supérieure à 60 % et correspondant à un taux d'expansion de l'ordre de 23% et 33 %.
- Une deuxième zone dont le critère de Camp varie de  $1,05 \times 10^4$  à  $0,94 \times 10^4$  où l'efficacité est modérée et se situe aux alentours 50%, correspondant à un taux d'expansion compris entre 42 et 55.5 %.

### 5.3.3.2. Influence de la concentration du coagulant

Dans le but d'étudier l'efficacité d'élimination des acides humiques, par coagulation- floculation en lit fluidisé, il est évident de tester l'effet de la concentration de

sulfate d'aluminium dans les conditions suivants ;  $\text{pH} = 8$ ,  $G = 36,20 \text{ s}^{-1}$ ,  $\text{Ca} = 1,45 \times 10^4$  et les concentrations de sulfates d'aluminium employées varient entre 60 et 130 mg/L.

La figure 5.20 montre que l'efficacité du système en terme d'absorbance UV à 254nm dépendent fortement de la concentration du sulfate d'aluminium. A partir d'une concentration de sulfate d'aluminium de 100mg/L, l'élimination de l'acide humique et de la turbidité devient indépendante de la concentration du coagulant. Par ailleurs, une augmentation de la perte de charge à travers le lit est observée lorsque la concentration du sulfate d'aluminium augmente au-delà de 100mg/L, la perte de charge se stabilise à une valeur de 7,5 cm de colonne d'eau (figure 5.21).

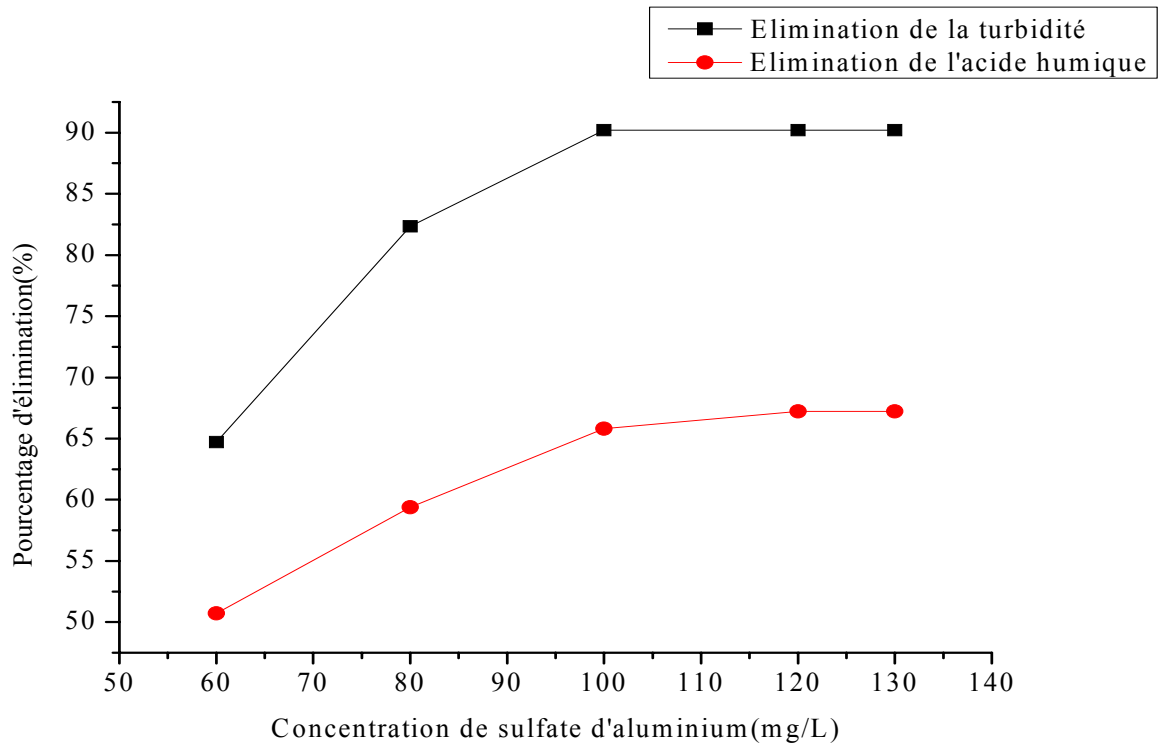


Figure 5.20 : L'efficacité du système en fonction de la concentration du coagulant.

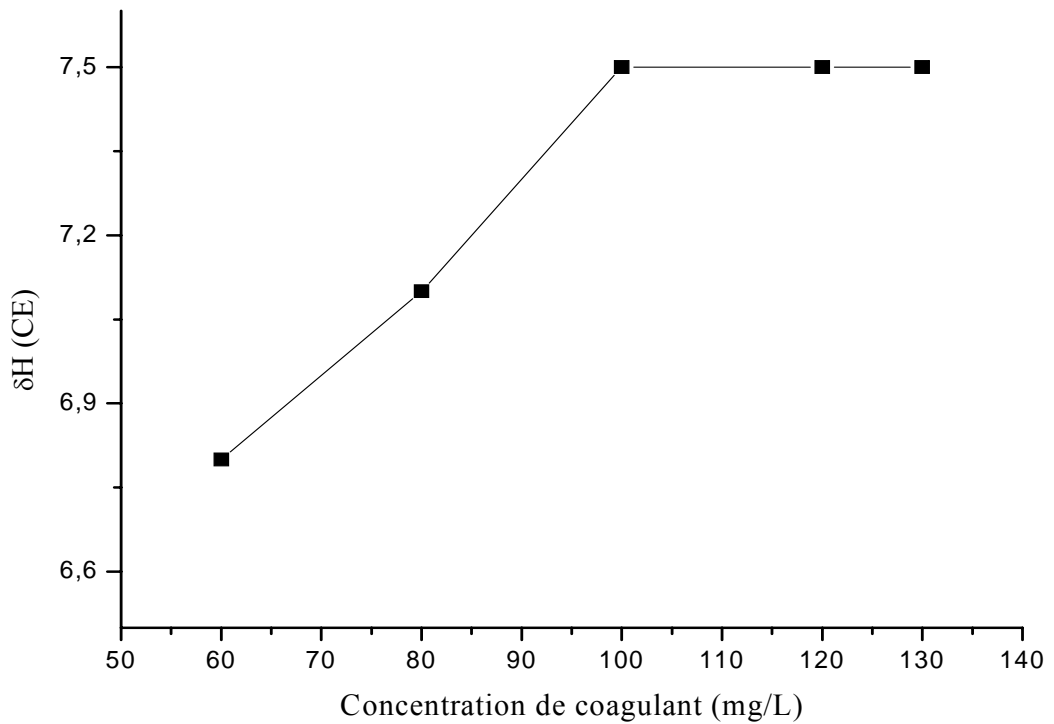


Figure 5.21 : L'évolution de la perte de charge en fonction de la concentration du coagulant.

#### 5.3.4. L'évolution de l'expansion du lit fluidisé flocculant

Les courbes de la figure (5.22) montrent l'évolution des taux d'expansion du lit fluidisé flocculant. Les taux d'expansion de fluidisation à l'eau de mer avec et sans ajout d'acide humique sont représentés en fonction du nombre de fluidisation.

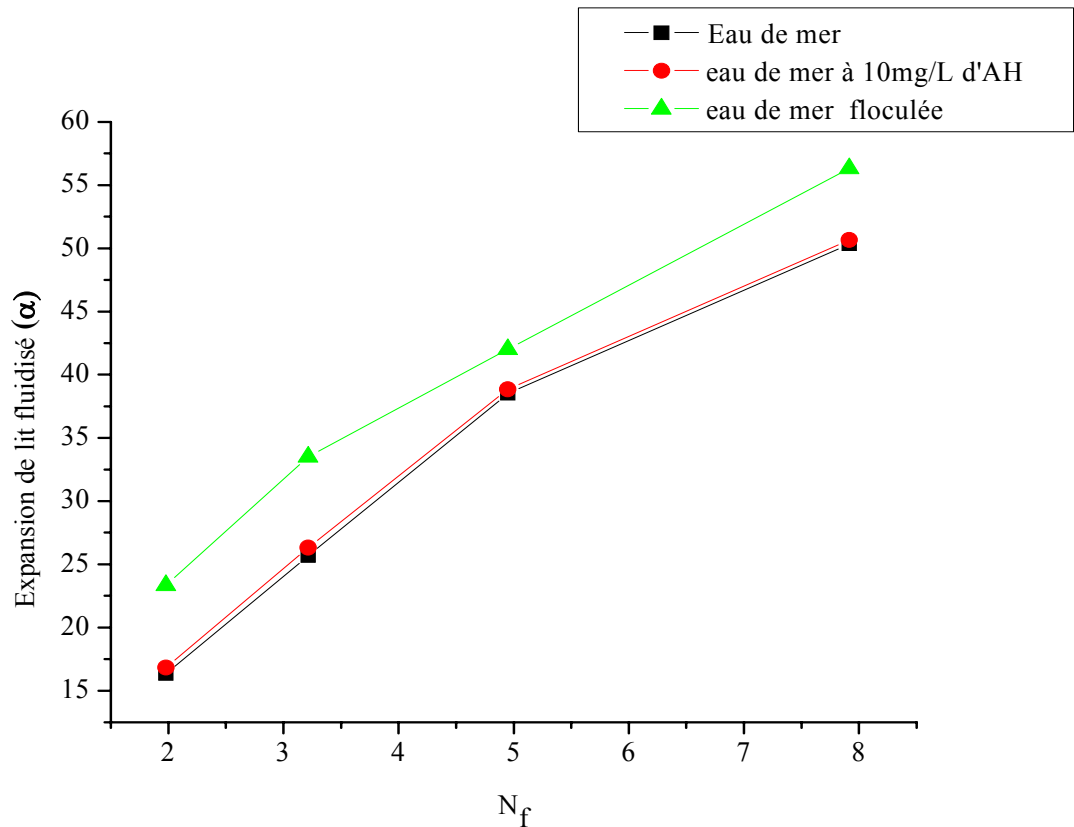


Figure.5.22 : Expansion du lit fluidisé floclant et non floclant en fonction de  $N_f$ .

Il est à noter que la floculation en lit fluidisé entraîne une expansion supplémentaire. Cette expansion est la conséquence de l'enrobage des particules de résine par les microflocs formés au sein du lit.

Ces constatations permettent de confirmer que le phénomène observé est attribué à une floculation par contact, ou floculation hétérogène, mettant en jeu à la fois les particules de résine et les microflocs. Par conséquent, les grains de la nouvelle couche sont constitués de particules de résine enrobées par une masse floconneuse (microflocs).

Au fur et à mesure que la taille augmente, le floc hétérogène reste dans la couche fluidisé jusqu'à une certaine taille critique subissant ainsi une rupture provoquant l'entraînement du floc homogène par l'écoulement vers l'extérieur de la colonne.

L'écart observé entre l'expansion du lit fluidisé floclant et non floclant, permet d'identifier l'expression du taux d'expansion qui caractérise le lit fluidisé floclant.

En effet, si l'on introduit les fractions volumiques occupées par chacune des phases, on obtient les relations suivantes :

➤ En milieu non flocculant :

$$\varepsilon_L + \varepsilon_g = 1 \quad \text{Eq 5.12}$$

Où

$\varepsilon_L$  : La fraction volumique occupée par la phase contenue.

$\varepsilon_g$  : La fraction volumique occupée par les particules de la résine.

➤ En milieu flocculant :

$$\varepsilon'_L + \varepsilon'_g + \varepsilon_F = 1 \quad \text{Eq 5.13}$$

Où

$\varepsilon'_L$  : La nouvelle porosité de milieu.

$\varepsilon'_g$  : La fraction volumique occupée par les grains du support.

$\varepsilon_F$  : La fraction volumique occupée par la masse floconneuse.

Par conséquent,  $(\varepsilon'_g + \varepsilon_F)$  représente la fraction volumique occupée par les flocs hétérogènes.

Pour une hauteur de couche fixe de 60cm, les mesures de la porosité permettent de tracer les courbes de la figure (5.23) qui présentent les variations de la porosité en milieu non flocculant  $\varepsilon_L$  et la fraction volumique  $(\varepsilon'_L + \varepsilon_F)$  occupée par les phases autres que les grains du lit en milieu flocculant, en fonction du nombre de fluidisation.

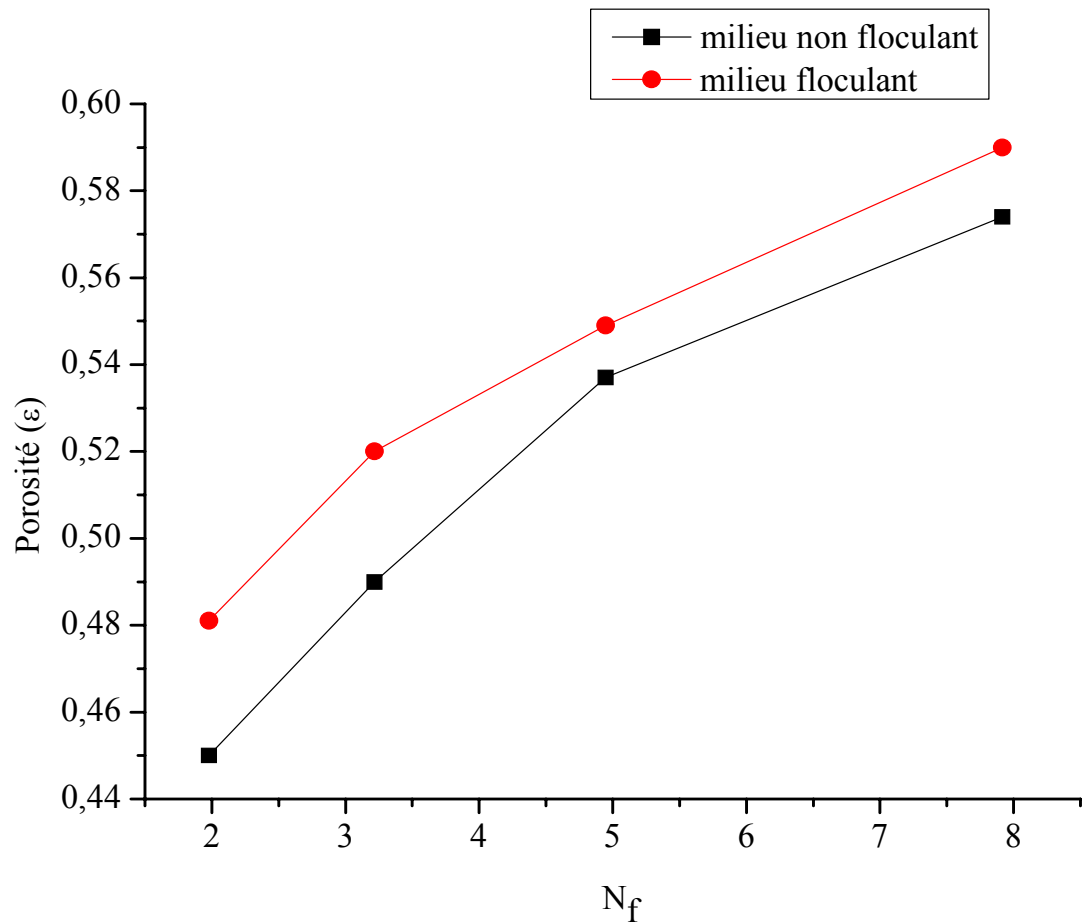


Figure .5.23 : La porosité du lit fluidisé flocculant et non flocculant en fonction de  $N_f$ .

La figure 5.23 montre bien que pour des nombres de fluidisation inférieurs à 3.5 l'écart entre la porosité du lit fluidisé flocculant et non flocculant est importante. Par contre, pour des nombres de fluidisation supérieurs à 4 l'écart observé tend à diminuer. Ceci suggère que les floccs contribuent à l'expansion du lit, traduisant par une augmentation de la porosité au sein du lit.

### 5.3.5. Évolution de la perte de charge en fonction du temps

Les essais qui ont été effectués pour les différents débits (4l/h, 7l/h, 10l/h, 15l/h) dans les conditions opératoires déjà fixées (pH, concentration du coagulant), a permis de suivre l'évolution de la perte de charge le long de la colonne. Les résultats obtenus, sont illustrés sur les figures 5.24 et 5.25.

Il apparaît que :

- Pour un débit variant de 4 à 15 l/h, la perte de charge augmente durant les 100 premières minutes pour atteindre un état quasi-stationnaire durant toute la durée de l'opération. Parailleurs, la perte de charge la plus élevée correspond aux meilleures efficacités, traduisant ainsi la rétention de la matière organique au sein du lit par piégeage des floes entre les grains.

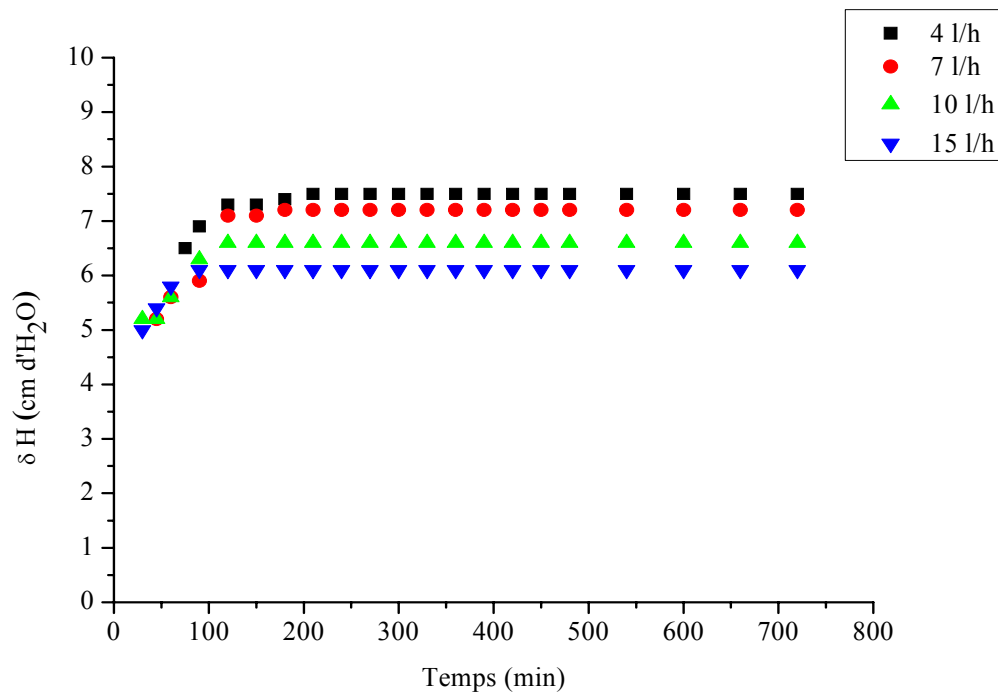


Figure.5.24 : L'évolution de la perte de charge à différents débits en fonction du temps.

pH=8, concentration de coagulant= 100 mg/L

### 5.3.6. Énergie dégradée par la floculation en lit fluidisé

En général, la floculation en lit fluidisé est autorisée lorsque l'énergie dégradée à travers l'unité est de l'ordre de la grandeur de l'énergie de coagulation floculation, donc il est évident de présenter l'énergie nécessaire seulement à la floculation en lit fluidisé.

La figure (5.25) représente les pertes de charges provoquées d'une part par le passage de l'eau de mer et de la suspension déjà floculée et d'autre part par la suspension en cours de floculation.

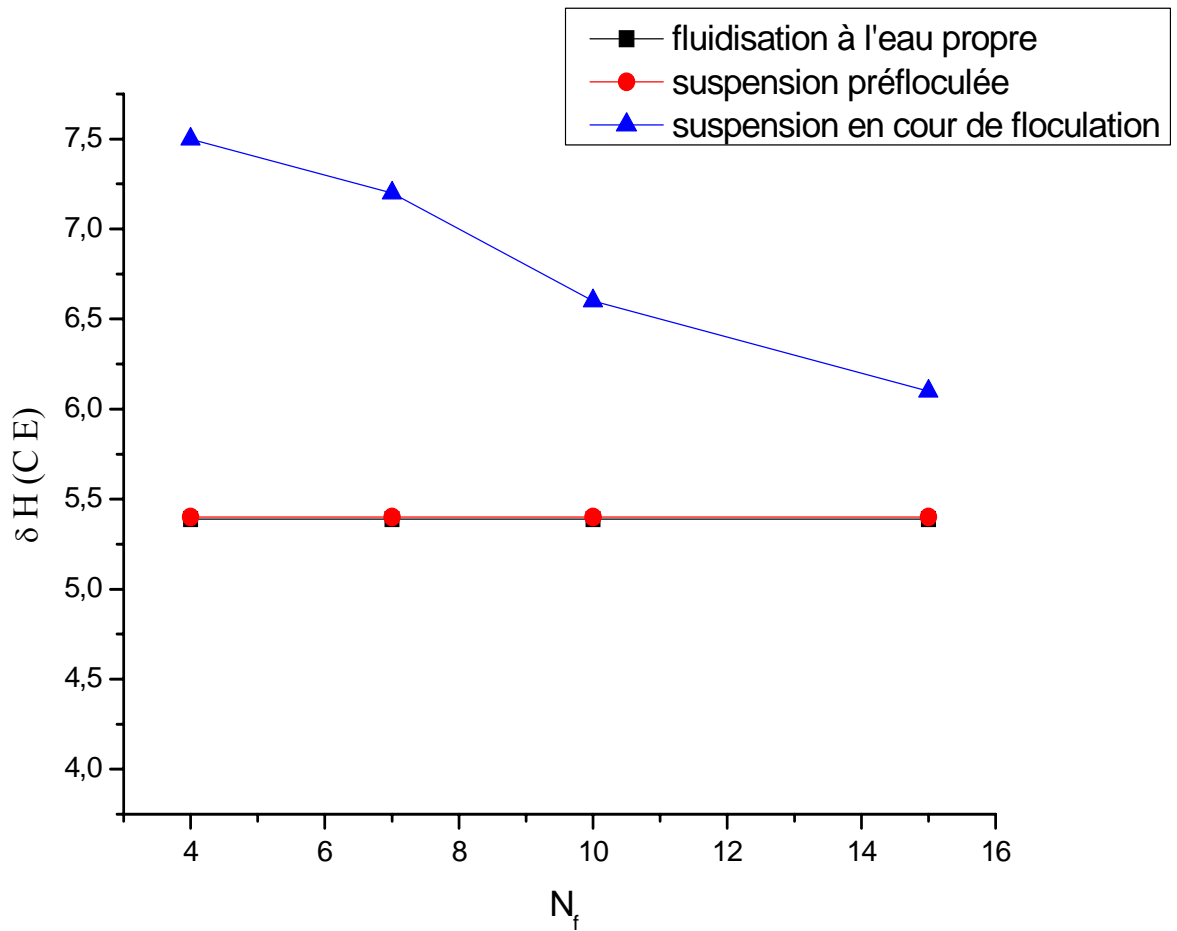


Figure.5.25 : L'évolution de l'énergie de la floculation en fonction de  $N_f$ .

Introduisons maintenant l'énergie nécessaire à la floculation en lit fluidisé qui est définie comme suit :

$$H_{FL} = H_{EF} - H_{DF} \quad \text{Eq 5.14}$$

Avec

$H_{DF}$  : la perte de charge provoquée par le passage de la suspension déjà floculée.

$H_{EF}$  : la perte de charge provoquée par le passage de la suspension en cours de floculation.

La variation de l'énergie dégradée par floculation en lit fluidisé en fonction du débit d'alimentation montre que l'énergie de floculation est importante pour les débits 4 et 7l/h.

Par ailleurs,  $H_{FL}$  reste pratiquement faible pour les débits (10 et 15l/h).



#### 5.4. Conclusion

Les résultats issus de l'étude de la coagulation- floculation en lit fluidisé sont récapitulés comme suit :

- L'étude hydrodynamique du lit fluidisé a permis de dégager les paramètres caractérisant le système au minimum de fluidisation qui sont :
  - La vitesse minimale de fluidisation = 158 cm/h
  - La vitesse terminale de chute = 13590 cm/h
  - La porosité au minimum de fluidisation = 0,38
  - Le critère de Camp et le gradient de vitesse au minimum de fluidisation respectivement de  $1,55 \times 10^4$  et  $29,47 \text{ s}^{-1}$ .
- Ces grandeurs concordent avec les prévisions de la littérature.
- Par ailleurs, les deux modèles développés par Foscolo et al et Leva ajustent bien nos résultats expérimentaux.
- La floculation en lit fluidisé provoque une expansion supplémentaire par rapport à la fluidisation à l'eau propre, dûe aux changements des paramètres physiques caractérisant les grains fluidisés.
- L'efficacité de la floculation dans un lit fluidisé est directement liée à l'importance de l'expansion supplémentaire.
- De nombreuses observations expérimentales laissent penser que la floculation dans un lit fluidisé se déroule selon un mécanisme hétérogène mettant en jeu les grains fluidisés et les microflocs formés au sein du lit.

## CONCLUSION

Cette étude nous a conduit aux conclusions suivantes :

### Coagulation- floculation en Jar-test

➤ Les résultats de la coagulation floculation en Jar-test ont donné de meilleures efficacités d'élimination de l'acide humique et de la turbidité dans une zone du pH variant entre 6,5 et 8, avec des pourcentages d'élimination, de l'ordre de 50-70 % pour les acides humiques et de 70-90% pour la turbidité. Ces efficacités nécessitent des concentrations du coagulant allant de 40 à 130mg/L.

➤ La réduction de l'acide humique et de la turbidité de l'eau de mer semble être gouvernée par les mécanismes suivants :

- Pour les faibles valeurs du pH (3 à 4,5), le mécanisme de neutralisation des charges prédomine et n'assure qu'une faible élimination.

- Les valeurs du pH qui varient entre 6 et 7, avec des concentrations d'alun supérieure à 30 mg/L, indiquent que le mécanisme le plus probable est celui de la sweep coagulation. En effet le précipité d'hydroxyde d'aluminium est amplement présent dans cette zone de pH.

- D'autre part, aux valeurs de pH élevées ( supérieures à 8) le seul mécanisme qui peut expliquer la persistance de la coagulation est la précipitation qui est due essentiellement aux effets favorables des faibles solubilités de l'aluminium et à la présence des cations divalents principalement  $\text{Ca}^{+2}$  et  $\text{Mg}^{+2}$ .

### Étude hydrodynamique du lit fluidisé

L'étude hydrodynamique du lit fluidisé a servi à tirer les paramètres caractérisant le lit fluidisé à savoir la vitesse minimale fluidisation, la vitesse terminale de chute, la

porosité au minimum de fluidisation, le gradient de vitesse et le critère de Camp au minimum de fluidisation.

Les valeurs expérimentales de toutes ces grandeurs comparées aux différentes valeurs théoriques montrent bien que ces dernières restent valables dans le domaine de fluidisation étudié. Par ailleurs, la porosité du lit peut être prévue par les deux modèles empiriques de Foscolo et al et Leva dans les conditions de fonctionnements semblables.

#### Application de la coagulation- floculation en lit fluidisé

A partir de l'étude d'application de la coagulation floculation en lit fluidisé il ressort les observations suivantes :

- L'efficacité obtenue en terme de turbidité et d'absorbances UV à 254 nm sont respectivement de 90 et 66%, Ces efficacités sont comparables à celles obtenues en jar-test. En revanche le temps de séjour de 4,48 minutes est à retenir pour le flocculateur en lit fluidisé.
- Pour une durée de fonctionnement de 12 heures l'augmentation de la perte de charge n'excède pas 35 % pour des débits d'alimentation variant de 4 à 15 l/h.
- Une zone optimale du critère de Camp  $1,19 \times 10^4$  à  $1,45 \times 10^4$  a été retenue. Cette zone correspond à un intervalle du gradient de vitesse compris entre 36.2 et 44.30  $s^{-1}$ .
- Pour les valeurs optimal du nombre de Camp, la décantation n'améliore pas les efficacités puisque les floccs sont complètement retenus au sein du flocculateur.
- La déstabilisation des macromolécules organiques (acides humiques) par le mécanisme de « sweep coagulation » à lieu pendant l'étape de la coagulation, de l'injection du coagulant vers l'amont du lit, puis les colloïdes déstabilisées sont agglomérés durant l'étape de floculation, au sein du milieu granulaire, selon un mécanisme hétérogène mettant en jeu à la fois les grains de résines et les microflocs formés au sein du lit.

**APPENDICE A**  
**LISTE DES SYMBOLES ET ABREVIATIONS**

A	: Aire de la section de la colonne de fluidisation	$L^2$
$A_r$	: Nombre d'Archimède	
$C_a$	: Critère de Camp	
$C_{a\text{mf}}$	: Critère de Camp au minimum de fluidisation	
$C_D$	: Coefficient de traînée	
D	: Diamètre de la colonne fluidisation	L
$d_p$	: Diamètre moyen des particules de résine	L
$d'$	: Diamètre des pores	L
$e_v$	: Puissance dissipée par unité de volume dans le lit fluidisé	$M L^{-1}/T^{-3}$
$F_r$	: Nombre de Froude	
G	: Gradient de vitesse	
$G_{mf}$	: Gradient de vitesse au minimum de fluidisation	
g	: Accélération de la pesanteur	$LT^{-2}$
L	: Hauteur du lit fluidisé	L
$L_{mf}$	: Hauteur du lit au minimum de fluidisation	L
M	: Masse des particules dans le lit	M
n	: Exposant de la relation de Richardson-Zaki	
$n'$	: Exposant de la relation de Leva	
$N_f$	: Nombre de fluidisation	
P	: Puissance dissipée dans le jar-test	$ML^{-1}T^{-3}$
q	: Débit de solution	$L^3/T$
$Re$	: Nombre de Reynolds	
$Re_{mf}$	: Nombre de Reynolds au minimum de fluidisation	
$Re_{e,t}$	: Nombre de Reynolds	
$Re'$	: Nombre de Reynolds relatif aux pores	
U	: Vitesse de fluidisation (ou en fût vide, ou superficielle, ou débitrice)	$L.T^{-1}$

$U_{mf}$	: Vitesse minimale de fluidisation	$L.T^{-1}$
$U_t$	: Vitesse maximale de fluidisation	$L.T^{-1}$

### Lettres grecques

$\alpha$	: Taux d'expansion	
$\Delta p$	: Chute de pression	$M.L^{-1}.T^{-2}$
$\varepsilon$	: Porosité du lit	
$\varepsilon_0$	: Porosité du lit fixe	
$\varepsilon_{mf}$	: Porosité du lit au minimum de la fluidisation	
$\phi$	: Facteur de sphéricité	
$\mu_f$	: Viscosité dynamique	$M.L^{-1}.T^{-1}$
$\rho_f$	: Masse volumique de l'eau de mer	$M.L^{-3}$
$\rho_s$	: Masse volumique du solide	$M.L^{-3}.T^{-1}$
$\tau$	: Temps de passage de la phase liquide	T

### Liste abréviations

Ab	: Absorbance dans l'ultra violet.
AH	: Acides humiques
MON	: Matière organique naturelle
C.E	: Colonne d'eau

## APPENDICE B

### COURBE D'ETALONNAGE

A partir d'une solution de 10mg/L des acides humiques, des dilutions successives sont préparées à des concentrations bien définies. La détermination des absorbances UV à  $\lambda = 254$  nm a été réalisée pour des pH allant de 4 à 8.

Les résultats sont présentés dans les courbes suivantes :

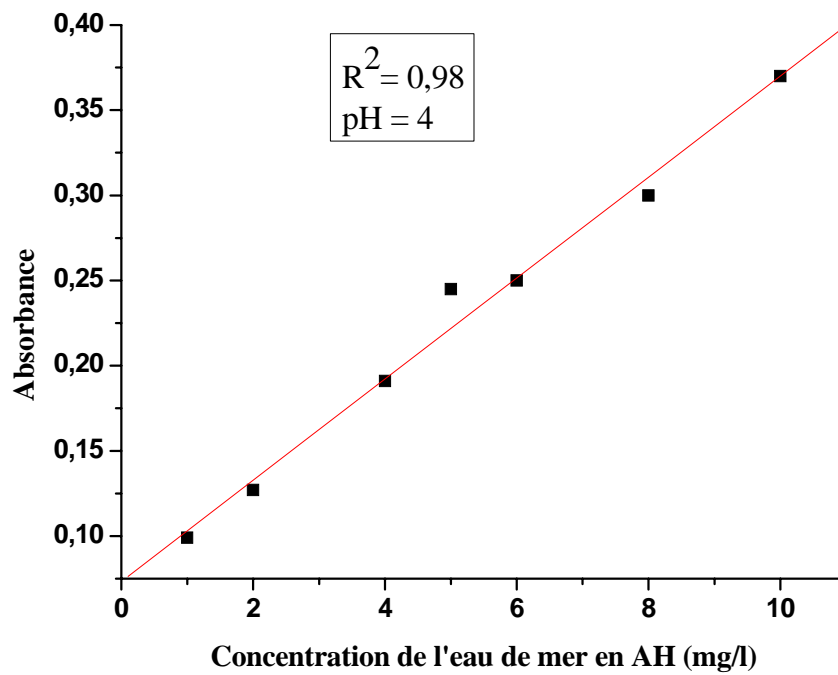


Figure B.1 : Courbe d'étalonnage dans l'eau de mer à pH= 4.

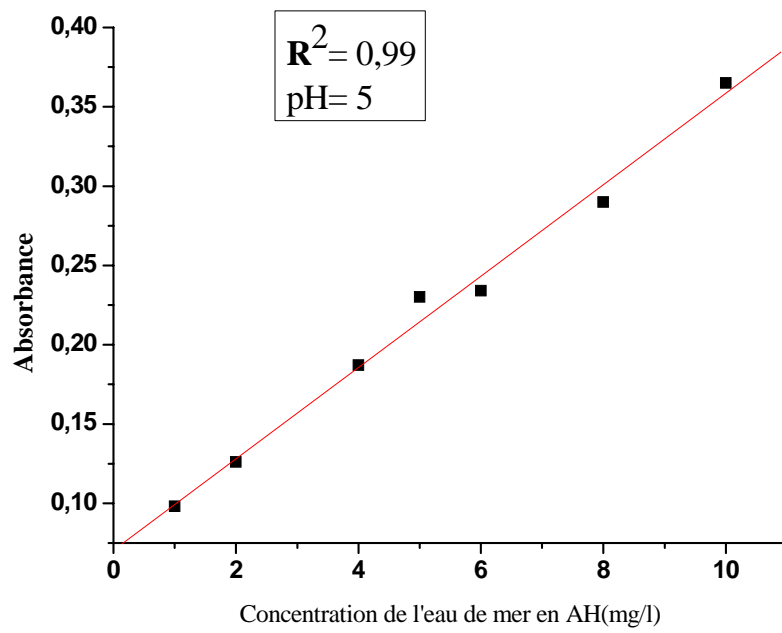


Figure B.2 : Courbe d'étalonnage dans l'eau de mer à pH= 5.

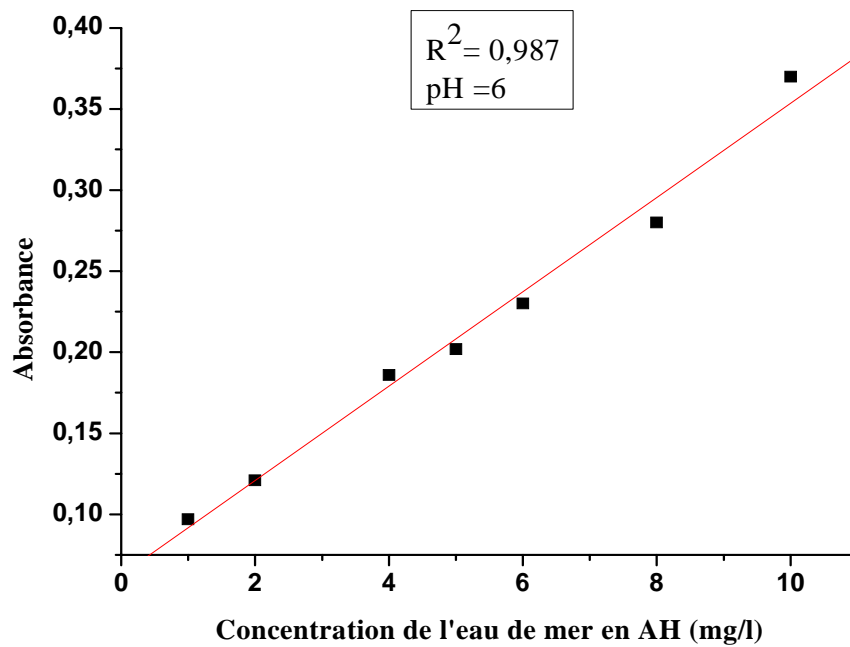


Figure B.3 : Courbe d'étalonnage dans l'eau de mer à pH= 6.

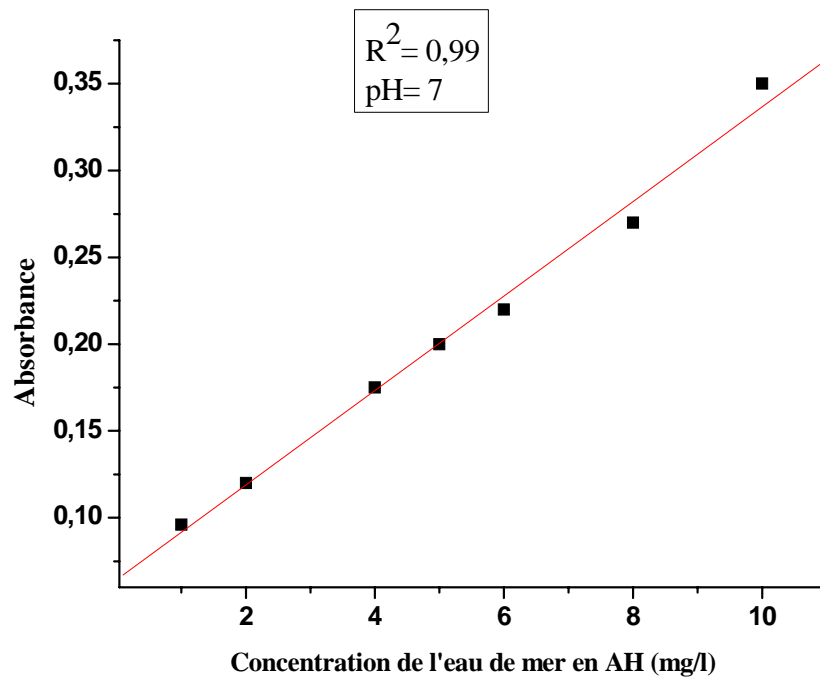


Figure B.4 : Courbe d'étalonnage dans l'eau de mer à pH= 7.

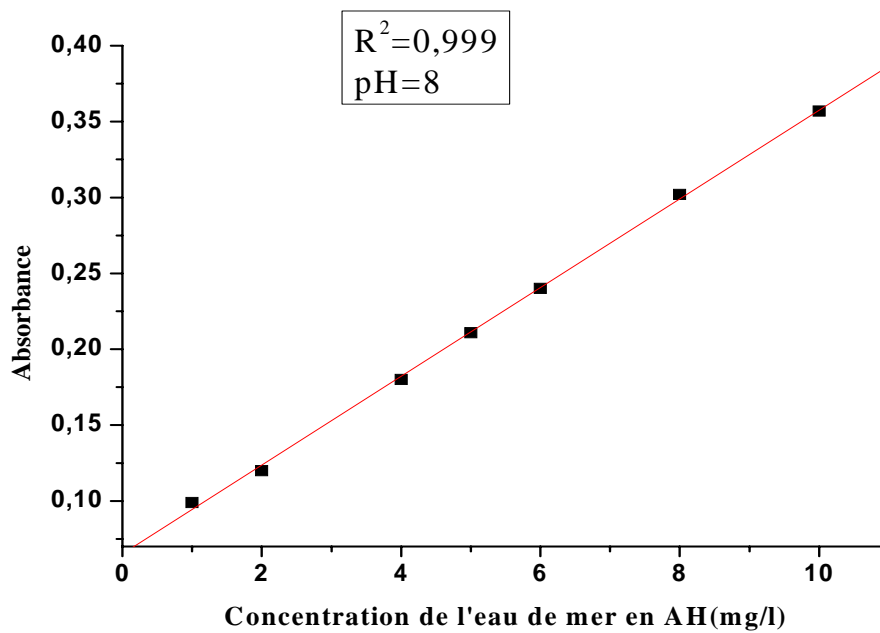


Figure B.5. Courbe d'étalonnage dans l'eau de mer à pH=8.



Tableau.B.1 : Les différentes conversions entre les unités de concentration d'aluminium.

$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3, 18 \text{H}_2\text{O}$ (mg/l)	$\text{Al}_T 10^{-6}$ mole/l	Log $[\text{Al}_T]$	mg/l d'Al
5	15	-4.82	0.41
10	30	-4.52	0.81
15	45	-4.35	1.21
20	60	-4.22	1.61
25	75	-4.12	2.02
30	90	-4.04	2.43
35	105	-3.97	2.82
40	120	-3.92	3.24
45	135	-3.86	3.64
50	150	-3.82	4.04
55	165	-3.78	4.45
60	180	-3.74	4.86
65	195	-3.70	5.26
70	210	-3.67	5.67
80	240	-3.61	6.48
90	270	-3.56	7.29
100	300	-3.52	8.07
110	330	-3.48	8.91
120	360	-3.44	9.72
130	390	-3.40	10.54

## APPENDICE C

### RESULTATS DE LA COAGULATION- FLOCCULATION EN JAR-TEST A DIFFERENTS pH

Tableau C.1 : Coagulation- floculation à pH=4

Ab<sub>in</sub>= 0.368, Cond<sub>in</sub>= 56.4mS/cm, Turb<sub>in</sub>=5.6NTU

[Al <sub>2</sub> (SO <sub>4</sub> ) <sub>3</sub> ]	5	10	15	20	30	40	50	60	70	80	90
Ab	0.294	0.276	0.269	0.285	0.293	0.321	0.320	0.320	0.307	0.299	0.299
R <sub>Ab</sub> %	20.10	25.00	26.90	22.40	20.38	12.77	13.04	13.04	16.57	18.75	18.75
Cond (mS/cm)	53.2	53.1	52.6	52.8	52.7	53.7	54.3	54.7	54.9	54.9	54.8
Turb(NTU)	3.5	3.3	3.2	3.5	3.5	3.8	4.0	4.1	4.2	4.1	4.1
R <sub>Turb</sub> %	37.5	41.07	42.85	37.5	37.5	32.14	28.57	26.78	25	26.78	26.78
pH final	3.94	3.86	3.72	3.63	3.51	3.40	3.32	3.23	3.12	3.02	2.91

Tableau C.2 : Coagulation -floculation à pH=4,5

Ab<sub>in</sub>= 0.362, Cond<sub>in</sub>= 56.4mS/cm, Turb<sub>in</sub>=5.5NTU.

[Al <sub>2</sub> (SO <sub>4</sub> ) <sub>3</sub> ]	5	10	15	20	30	35	40	50	60	70	80	90
Ab	0.286	0.284	0.277	0.272	0.261	0.270	0.274	0.277	0.275	0.279	0.279	0.300
R <sub>Ab</sub> %	20.99	21.45	23.48	24.86	27.90	25.41	24.30	23.48	24.03	22.92	22.92	17.12
Cond (mS/cm)	53.4	53.7	53.1	53.6	53.4	53.1	52.9	53.2	53.2	53.3	53.9	54.4
Turb(NTU)	4.20	3.90	3.90	3.80	3.50	3.50	3.80	3.80	3.90	4.10	4.20	4.30
R <sub>Turb</sub> %	23.63	29.09	29.09	30.90	36.36	36.36	30.90	30.90	29.09	25.45	23.63	21.8
pH final	4.43	4.33	4.25	4.18	4.08	3.97	3.88	3.73	3.62	3.51	3.42	3.30

Tableau C.3 : Coagulation- floculation à pH=5

Ab<sub>in</sub>= 0.365, Cond<sub>in</sub>= 56.3mS/cm, Turb<sub>in</sub>=5.3NTU.

[Al <sub>2</sub> (SO <sub>4</sub> ) <sub>3</sub> ]	5	10	15	20	30	40	50	60	70	80	90
Ab	0.297	0.292	0.289	0.288	0.280	0.263	0.265	0.269	0.262	0.269	0.250
R <sub>Ab</sub> %	18.63	20.00	20.82	21.09	23.28	27.94	27.39	26.30	28.21	26.30	31.50
Cond (mS/cm)	54.7	53.8	53.1	52.4	52.9	51.9	52.0	52.2	51.0	52.0	52.5
Turb(NTU)	4.20	3.90	3.80	3.4	3.20	3.20	3.20	3.30	3.40	3.50	3.50
R <sub>Turb</sub> %	20.75	26.41	28.30	35.84	39.62	39.62	39.62	37.73	35.84	33.96	33.96
pH final	4.93	4.89	4.85	4.81	4.72	4.63	4.50	4.41	4.32	4.21	4.03

Tableau C.4 : Coagulation- floculation à pH=5.5

Ab<sub>in</sub>= 0.370nm, Cond<sub>in</sub>= 56.3mS/cm, Turb<sub>in</sub> =5.3NTU.

[Al <sub>2</sub> (SO <sub>4</sub> ) <sub>3</sub> ]	5	10	15	20	30	40	50	60	70	80	90
Ab	0.289	0.282	0.260	0.242	0.249	0.241	0.242	0.241	0.252	0.258	0.260
R <sub>Ab</sub> %	21.8	23.78	29.72	34.59	32.70	34.86	34.59	34.86	31.89	30.27	29.72
Cond (mS/cm)	53.1	52.7	52.2	51.6	51.5	52.4	52.4	51.5	53.0	53.6	53.9
Turb(NTU)	3.5	3.5	2.9	2.60	2.30	2.10	2.1	2.1	2.60	2.70	2.80
R <sub>Turb</sub> %	33.96	33.96	45.28	50.94	56.60	60.37	60.26	60.26	50.56	49.05	47.16
pH final	5.46	5.41	5.38	5.37	5.24	5.11	4.97	4.81	4.63	4.50	4.39

Tableau C.5 : Coagulation- floculation à pH=6

Ab<sub>in</sub>= 0.396, Cond<sub>in</sub>= 56.4mS/cm, Turb<sub>in</sub> =5.2NTU.

[Al <sub>2</sub> (SO <sub>4</sub> ) <sub>3</sub> ]	5	10	15	20	30	40	50	60	70	80	90	100	110	120	130
Ab	0.370	0.370	0.367	0.363	0.350	0.280	0.276	0.242	0.239	0.227	0.226	0.234	0.227	0.226	0.226
R <sub>Ab</sub> %	6.56	6.56	7.32	8.10	11.39	29.11	30.12	38.88	39.64	42.67	43	40.90	42.67	42.92	42.92
Cond (mS/cm)	55.1	54.7	53.2	52.1	53.7	52.6	51.9	50.2	50.2	50.1	50.1	50.4	50.3	50.6	50.4
Turb(NTU)	4.5	4.3	4.2	4	3.8	2.7	2.5	2.3	2.0	2.0	2.0	1.9	1.7	1.9	1.9
R <sub>Turb</sub> %	13.46	17.30	19.23	23.07	26.92	48.07	51.92	55.77	61.53	61.53	61.53	63.46	67.30	63.46	63.46
pH final	5.94	5.89	5.74	5.78	5.59	5.43	5.31	5.27	5.14	5.01	4.88	4.72	4.61	4.47	4.39

Tableau C.6 : Coagulation- floculation à pH=6.5

Ab<sub>in</sub>= 0.372nm, Cond<sub>in</sub>= 56.3mS/cm, Turb<sub>in</sub> =5.1NTU.

[Al <sub>2</sub> (SO <sub>4</sub> ) <sub>3</sub> ]	5	10	15	20	30	40	50	60	70	80	90	100	110	120	130
Ab	0.326	0.307	0.279	0.266	0.234	0.165	0.163	0.167	0.175	0.181	0.173	0.204	0.205	0.181	0.191
R <sub>Ab</sub> %	12.36	17.47	25.00	28.49	37.09	55.64	56.18	55.10	52.95	51.34	53.49	45.16	44.89	51.34	48.65
Cond (mS/cm)	54.8	54.3	53.7	53.4	52.4	50	50.3	50.7	51.7	51.5	52.0	53.7	52.9	52.3	52.3
Turb <sub>in</sub> (NTU)	4.1	3.9	3.7	3.5	2.9	1.9	1.5	1.4	1.7	2.1	1.6	2.2	2.3	2.5	2.5
R <sub>Turb</sub> %	19.60	23.53	27.45	31.37	43.13	64.7	70.58	72.55	66.66	58.82	68.62	56.86	54.90	50.98	50.98
pH final	6.47	6.43	6.40	6.38	6.30	6.22	6.16	6.08	6.00	5.92	5.85	5.83	5.77	5.71	5.63

Tableau C.7 : Coagulation -floculation à pH=7

Ab<sub>in</sub>= 0.369nm, Cond<sub>in</sub>= 56.2mS/cm, Turb<sub>in</sub> =5.1NTU

[Al <sub>2</sub> (SO <sub>4</sub> ) <sub>3</sub> ]	10	20	30	40	50	60	70	80	90	100	110	120	130
Ab	0.275	0.238	0.216	0.205	0.202	0.163	0.143	0.138	0.163	0.150	0.159	0.145	0.160
R <sub>Ab</sub> %	25.47	35.50	41.46	44.44	45.25	55.82	61.24	62.60	55.82	59.34	56.91	60.70	56.63
Cond (mS/cm)	54.4	54.4	54.8	54.4	51.8	51.7	50	50.4	50.3	50.30	50.7	50.7	50.5
Turb <sub>in</sub> (NTU)	3.2	2.9	2.5	2.3	2.5	1.8	0.5	0.4	1.1	1.2	1.8	1.7	1.9
R <sub>Turb</sub> %	37.25	43.13	50.98	54.90	50.98	64.70	90.19	92.15	78.43	76.47	64.70	66.66	62.74
pH final	6.90	6.73	6.61	6.52	6.39	6.23	6.08	5.92	5.87	5.71	5.63	5.52	5.43

Tableau C.8 : Coagulation- floculation à pH=7.5

Ab<sub>in</sub>= 0.363nm, Cond<sub>in</sub>= 56.1mS/cm, Turb<sub>in</sub> =5.0NTU

[Al <sub>2</sub> (SO <sub>4</sub> ) <sub>3</sub> ]	10	20	30	40	50	60	70	80	90	100	110	120	130
Ab	0.237	0.205	0.209	0.155	0.143	0.140	0.145	0.170	0.157	0.145	0.149	0.157	0.162
R <sub>Ab</sub> %	34.71	43.52	42.42	57.30	60.60	61.43	60.05	53.16	56.74	60.05	58.95	56.74	55.37
Cond (mS/cm)	54.7	51.8	52.6	51.3	51.1	50.8	50.6	50.7	50.1	49.5	49.8	49.7	50.10
Turb(NTU)	2.8	2.5	2.4	1.2	0.7	0.6	0.5	0.6	0.7	0.6	0.8	1	1.1
R <sub>Turb</sub> %	44	50	52	76	86	88	90	88	86	88	84	80	78
pH final	7.25	7.18	7.13	7.01	6.88	6.80	6.73	6.61	6.52	6.46	6.39	6.29	6.19

Tableau C.9 : Coagulation -floculation à pH=8

Ab<sub>in</sub>= 0.357nm, Cond<sub>in</sub>= 56.0mS/cm, Turb<sub>in</sub> =5.1NTU.

[Al <sub>2</sub> (SO <sub>4</sub> ) <sub>3</sub> ]	10	20	30	40	50	60	70	80	90	100	110	120	130
Ab	0.292	0.278	0.234	0.210	0.174	0.171	0.154	0.152	0.152	0.106	0.114	0.120	0.124
R <sub>Ab</sub> %	18.20	22.12	34.45	41.17	51.26	52.10	56.86	57.42	57.42	70.30	68.06	66.38	65.26
Cond (mS/cm)	54.8	54.6	53.5	51.9	51.5	49.9	49.6	50.1	50.3	49.4	49.5	49.70	49.7
Turb <sub>in</sub> (NTU)	4.9	3.1	2.8	2.3	1.8	1.2	1	0.8	0.8	0.3	0.3	0.3	0.5
R <sub>Turb</sub> %	31.37	39.21	45.09	54.90	64.70	76.47	80.39	84.31	84.31	94.11	94.11	94.11	90.19
pH final	7.81	7.69	7.45	7.35	7.22	7.15	7.09	6.86	6.79	6.67	6.59	6.57	6.34

Tableau C.10 : Coagulation- floculation à pH=8.5

Ab<sub>in</sub>= 0.360nm, Cond<sub>in</sub>= 56.0mS/cm, Turb<sub>in</sub> = 4.9NTU.

[Al <sub>2</sub> (SO <sub>4</sub> ) <sub>3</sub> ]	10	20	30	40	50	60	70	80	90	100	110	120	130
Ab	0.264	0.209	0.209	0.156	0.145	0.130	0.145	0.135	0.124	0.121	0.184	0.181	0.175
R <sub>Ab</sub> %	26.66	41.94	41.94	56.66	59.72	63.88	59.72	62.5	65.55	66.38	48.88	49.72	51.38
Cond (mS/cm)	53.2	49.6	49.6	48.8	50.1	50.0	50.8	50.3	50.8	50.9	49.3	49.6	49.6
Turb(NTU)	3.8	2.2	2.0	1.2	1.0	0.8	0.7	0.7	0.4	0.4	1.2	1.3	1.1
R <sub>Turb</sub> %	22.45	55.10	59.18	75.51	79.59	83.67	58.71	85.71	91.83	91.83	75.51	73.47	77.55
pH final	8.42	8.31	8.27	7.94	7.80	7.60	7.19	7.16	7.06	6.93	6.85	6.76	6.68

## APPENCICE D

### L'ETUDE HYDRODYNAMIQUE

#### D.1. Détermination de la masse volumique de particules de résine

La masse volumique est obtenue par gravimétrie figure (D.1). À l'aide d'une balance analytique type SARTORIUS CP 224 S, et des fioles jaugées

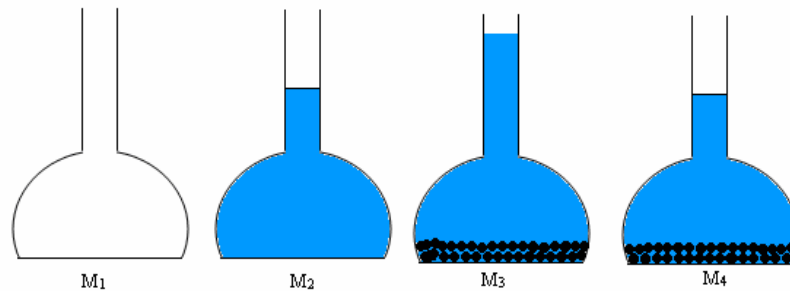


Figure D.1 : Méthode de détermination de la masse volumique de particules de résine par gravimétrie.

Les fioles jaugées ont un volume  $V$  de 10 ml et le volume des particules résines est en moyenne de l'ordre de 2 ml. Nous avons ainsi déterminé les masses volumiques moyennes des particules de résine.

$$\rho_f = \frac{M_2 - M_1}{V} \quad \text{et} \quad \rho_s = \frac{M_3 - M_2}{M_3 - M_4} \times \frac{M_2 - M_1}{V}$$

Donc,  $\rho_s = 1145 \text{ g/cm}^3$ .

#### D.2. Détermination expérimentale de la porosité

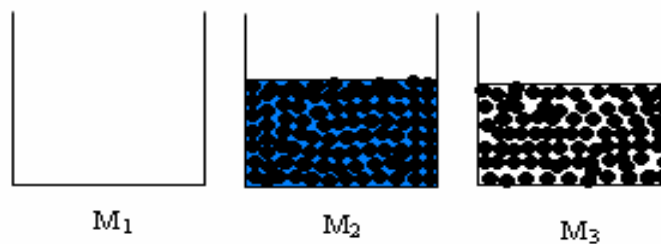


Figure D.2 : Méthode de détermination de  $\epsilon_0$ .

$$\varepsilon_0 = \frac{V_{\text{fluide}}}{V_{\text{fluide}} + V_{\text{résine}}} \quad \text{soit,} \quad \varepsilon_0 = \rho_s \times \frac{(M_2 - M_3)}{\rho_s \times (M_2 - M_3) + \rho_f \times (M_3 - M_1)}$$

La masse des particules de résine utilisée est de 12g. Cette masse est volontairement élevée pour minimiser les erreurs, car expérimentalement, le volume de fluide entre les particules de résine est impossible à enlever en totalité.

On obtient  $\varepsilon_0 = 0.360$ .

### D.3. Détermination de diamètres moyen des particules de résines $d_p$

Le fournisseur indiquait que le diamètre moyen de la résine allait de 0.7mm à 0.8mm. Donc la fraction retenue par le tamis 0.63mm a été utilisée.

Tableau D.1 : Les résultats de calcul de diamètre moyen des particules de résines.

Diamètre (mm)	Diamètre moyen (mm)	Masse recueillie (g)	Pourcentage massique (%)
0.8-1	0,9	53,39	54,11
0.63-0.80	0,715	45,27	45,89

Le diamètre moyen de la résine est donc,  $d_p = 0,715$  mm.

### D.4. Détermination du Taux de gonflement

Le taux de gonflement a été évalué en laissant un volume connu de masse de résine dans une éprouvette remplie d'eau pendant 48 heures

$V_0$  = volume initial de la résine

$V_1$  = volume après 48 heures de la résine.

$V_0 = 40\text{ml}$  ,  $V_1 = 41.4\text{ml}$

$$\text{Taux de gonflement} = \frac{(V_1 - V_0)}{V_0} \times 100 = 3.38 \%$$

### D.5. Détermination de l'humidité

Une masse  $m_0$  de résine a été mise dans l'étuve à 110 °C pendant une durée nécessaire pour l'évaporation de l'eau retenue dans les grains.

$t_0 = 0$  ;  $m_0 = 50\text{g}$

$t_i = 4$  heures,  $m_i = 49.61\text{g}$

$$\text{Humidité} = \frac{(m_0 - m_i)}{m_0} \times 100 = 0.78$$



Tableau D.2 : la porosité expérimentale et celles donnée par les différents modèles.

U (cm/h)	$\varepsilon$ R/Z	$\varepsilon$ Ganguly	$\varepsilon$ Foscolo <i>et al</i>	$\varepsilon$ Hirata,Bulos	$\varepsilon$ Leva	$\varepsilon$ expérimental
47,77	0,19240	0,3507	0,2796	0,3620	0,2804	0,360
63,69	0,20914	0,3520	0,2969	0,3631	0,3014	0,360
79,61	0,22312	0,3533	0,3111	0,3643	0,3186	0,360
95,54	0,23524	0,3546	0,3232	0,3656	0,3335	0,360
111,46	0,24599	0,3559	0,3338	0,3670	0,3466	0,360
127,39	0,25571	0,3572	0,3432	0,3685	0,3584	0,360
143,31	0,26459	0,3585	0,3518	0,3701	0,3691	0,364
159,23	0,27280	0,3598	0,3597	0,3717	0,3790	0,373
175,16	0,28045	0,3611	0,3669	0,3734	0,3881	0,381
191,08	0,28761	0,3624	0,3737	0,3751	0,3966	0,390
207	0,29437	0,3637	0,3800	0,3768	0,4046	0,400
222,93	0,30076	0,3650	0,3860	0,3786	0,4122	0,406
238,85	0,30684	0,3663	0,3916	0,3804	0,4194	0,414
254,77	0,31264	0,3675	0,3970	0,3822	0,4262	0,422
270,7	0,31818	0,3688	0,4021	0,3841	0,4327	0,428
286,62	0,32350	0,3701	0,4069	0,3859	0,4389	0,435
302,55	0,32862	0,3714	0,4116	0,3878	0,4449	0,442
318,47	0,33354	0,3726	0,4161	0,3897	0,4507	0,450
358,28	0,34513	0,3758	0,4265	0,3946	0,4641	0,455
398,08	0,35584	0,3790	0,4361	0,3995	0,4765	0,459
437,900	0,36581	0,3821	0,4450	0,4044	0,4880	0,467
477,700	0,37516	0,3853	0,4533	0,4094	0,4987	0,475
517,510	0,38397	0,3884	0,4611	0,4144	0,5088	0,483
557,320	0,39231	0,3916	0,4684	0,4195	0,5183	0,490
597,130	0,40024	0,3947	0,4753	0,4245	0,5274	0,498
636,940	0,40780	0,3978	0,4819	0,4296	0,5359	0,504
676,750	0,41503	0,4009	0,4882	0,4346	0,5441	0,516
716,560	0,42197	0,4040	0,4942	0,4396	0,5520	0,524
756,360	0,42864	0,4071	0,4999	0,4446	0,5595	0,532
796,180	0,43506	0,4116	0,5055	0,4496	0,5667	0,537
954,992	0,45863	0,4225	0,5263	0,4693	0,5931	0,552
1114,294	0,47961	0,4345	0,5441	0,4885	0,6164	0,570
1273,503	0,49855	0,4464	0,5602	0,5072	0,6373	0,579
1432,187	0,51582	0,4581	0,5747	0,5252	0,6563	0,593
1592,208	0,53191	0,4698	0,5882	0,5428	0,6739	0,607

Tableau D.3 : la perte de charge en fonction de la vitesse de fluidisation.

Aller	
U (cm/h)	$\Delta P$ (pas)
47,770	176,075
63,690	245,470
79,610	288,403
95,540	346,736
111,46	407,380
127,39	457,088
143,31	575,439
159,23	524,807
175,16	478,630
191,08	457,088
207,00	457,088
222,93	457,088
238,85	457,088
254,77	457,088
270,7	457,088
286,62	457,088
302,55	457,088
318,47	457,088
358,28	457,088
398,08	457,088
437,9	457,088
477,7	457,088
517,51	457,088
557,32	457,088
597,13	457,088
636,94	457,088
676,75	457,088
716,56	457,088
756,36	457,088
796,18	457,088
954,992	457,088
1114,294	457,088
1273,503	457,088
1432,187	457,088
1592,208	457,088

Retour	
U (cm/h)	$\Delta P$ (pas)
1432,187	446,683
1273,503	446,683
1114,294	446,683
954,9920	446,683
796,1780	446,683
756,3600	446,683
716,5584	446,683
676,7496	446,683
636,9408	446,683
597,1284	446,683
557,3196	446,683
517,5108	446,683
477,6984	446,683
437,9004	446,683
398,0808	446,683
358,2792	446,683
318,4704	457,088
302,5512	457,088
286,6212	457,088
270,6984	457,088
254,7684	467,735
238,8492	467,735
222,9300	467,735
207,0000	467,735
191,0808	467,735
175,1616	407,380
159,2316	346,736
143,3088	288,403
127,3896	245,470
111,4596	208,929
95,54040	177,827
79,61040	158,489
63,69120	131,825
47,76840	102,329

Tableau D.4 :les paramètres de la floculation en lit fluidisé en fonction du nombre de fluidisation.

Nf	G expérimentale	G théorique	hauteur de lit L (cm)	Temps de séjour $\tau$ (s)	Camp théorique	Camp expérimental
0,296	11,799	21,664	60,0	1264,625	27397,91	14922,095
0,395	15,611	23,982	60,0	1007,212	24155,50	15723,882
0,494	18,482	25,930	60,0	844,2353	21891,04	15603,846
0,593	21,782	27,624	60,0	730,8061	20187,87	15918,442
0,692	25,093	29,129	60,0	646,9428	18845,08	16234,271
0,791	28,022	30,490	60,0	582,0892	17748,15	16311,529
0,890	32,830	31,734	60,4	533,8778	16942,20	17527,525
0,989	32,445	32,882	61,3	498,5417	16393,24	16175,233
1,088	31,966	33,950	62,1	468,3854	15902,08	14972,752
1,187	32,099	34,950	63,0	443,6052	15504,03	14239,614
1,286	32,870	35,889	64,0	423,0341	15182,65	13905,532
1,385	33,664	36,778	64,7	403,3326	14833,87	13577,869
1,484	34,355	37,620	65,6	387,2586	14568,69	13304,558
1,583	35,003	38,420	66,5	373,0679	14333,58	13058,518
1,682	35,664	39,185	67,2	359,3661	14081,84	12816,471
1,781	36,262	39,915	68,0	347,6025	13874,82	12604,957
1,880	36,829	40,616	68,8	336,9921	13687,40	12411,085
1,979	37,311	41,288	69,8	328,3289	13556,33	12250,519
2,226	38,891	42,863	70,5	302,1906	12952,86	11752,774
2,473	40,398	44,305	71,0	280,0710	12408,73	11314,464
2,721	41,624	45,638	72,1	263,8161	12040,14	10981,221
2,968	42,751	46,876	73,2	250,0936	11723,45	10691,810
3,215	43,792	48,032	74,3	238,3384	11448,08	10437,510
3,463	44,759	49,118	75,4	228,1553	11206,56	10212,105
3,710	45,629	50,140	76,6	219,5335	11007,45	10017,293
3,958	46,530	51,105	77,5	211,1145	10789,20	9823,3355
4,205	47,080	52,021	79,4	206,2181	10727,68	9708,7496
4,452	47,730	52,890	80,8	200,6315	10611,48	9576,3383
4,700	48,368	53,717	82,1	195,3798	10495,39	9450,1726
4,947	49,055	54,507	83,1	189,9463	10353,53	9317,8417
5,934	51,846	57,257	85,7	170,0457	9736,353	8816,2280
6,924	54,292	59,670	88,2	155,0681	9253,064	8419,0148
7,913	56,226	61,759	91,3	144,5834	8929,342	8129,4123
8,899	57,862	63,581	94,5	136,5251	8680,476	7899,6197
9,894	59,247	65,203	97,9	130,2139	8490,399	7714,8714



## APPENDICE E

### RESULTATS DE LA COAGULATION- FLOCCULATION EN LIT FLUIDISE

#### 1. Sans décantation

Tableau E.1 : Coagulation- floculation en lit fluidisé à débit 4l/h,  $pH_{in}= 8$ ,  $Ab_{in}= 0.357nm$   
 $Cond_{in}= 56.0mS/cm$ ,  $Turb_{in}=5.1NTU$ .

Tableau E.2 : Coagulation- floculation en lit fluidisé à débit 7l/h,  $pH_{in}= 8$ ,  $Ab_{in}= 0.357$   
 $Cond_{in}= 56 mS/cm$ ,  $Turb_{in} =5.1 NTU$ .

		Temps (min)			Ab	
		15			0.177	
		30			0.169	
		45			0.147	
		60			0.144	
		90			0.136	

Tableau E.3 : Coagulation -floculation en lit fluidisé à débit 10l/h,  $pH_{in}=8$ ,  $Ab_{in}=0.357$   
 $Cond_{in}= 56$  mS/cm,  $Turb_{in} = 5.1$ NTU.

Tableau E.4 : Coagulation- floculation en lit fluidisé à débit 15l/h,  $pH_{in}= 8$ ,  $Ab_{in}= 0.357$   
 $Cond_{in}=56$  mS/cm,  $Turb_{in}= 5.1$ NTU.

--	--	--	--	--	--	--

## 2. Avec décantation

Tableau E.5 : Coagulation -floculation en lit fluidisé à débit 4l/h,  $pH_{in} = 8$ ,  $Ab_{in} = 0.357$   
 $Cond_{in} = 56.0$  mS/cm,  $Turb_{in} = 5.1$  NTU.

--	--	--	--	--	--	--





Tableau E.8 : Coagulation floculation en lit fluidisé à débit 15l/h,  $pH_{in}= 8$ ,  $Ab_{in}= 0.357$   
 $Cond_{in}=56$  mS/cm,  $Turb_{in} =5.1$  NTU.

--	--	--	--	--	--	--

## REFERENCES

1. Jinming, D; Jianhui, W; Nigel, G; Francis, W; « Coagulation of humic acid by aluminium sulphate in saline water conditions ». *Desalination*, 150, (2002), 1-14.
2. Elmaleh, M; Jabbouri, A; « flocculation energy requirement », *Water Research*, 25, , 939-943. (1991)
3. Chartier, M ; « Les prix du dessalement, Marée d'eau douce, *Hydroplus*, 121, Mars (2002), p24.
4. Maurel, A ; « Dessalement de l'eau de mer et des eaux saumâtres et autres procédés non conventionnels d'approvisionnement en eau douce » Lavoisier Tec et Doc (2001), Paris.
5. Danis, P ; « Dessalement de l'eau de mer » *Technique de l'ingénieur*, J 2700, juin, (2003).
6. Rodier, J ; « L'analyse de l'eau eaux naturelles, eaux résiduaires, eau de mer » 8<sup>ème</sup> édition Dunod, Paris, (1996).
7. Maurel, M.A; Bertrand, S ; Rumaux, M ; « Technique à membranes et dessalement de l'eau de mer et des eaux saumâtres » Tunis (février 2004).
8. Houdari, M ; « Contribution à l'étude de quelques propriétés physiques de la surface des océans : tension superficielle, évaporation » ; thèse de doctorat 3<sup>ème</sup> cycle, Paris, (1973),
9. Caldwell, D.R; «The thermal conductivity of seawater»; *Deep- Sea Res*, 21, (1974), 131-138.
10. Laboratoire ISTPM de Roscoff « Température et salinité de l'eau de mer au large de Roscoff au cours des années 1959 à 1970. *Travaux de la Station Biologique de Roscoff*, 23, (1976), 31-39.
11. Fleming, R.H; Revelle, R.R; « Physical processes in the ocean » in *Recent marine sediments*, P.D Trask, Ed Am Assoc, Petroleum Geologists, Tulsa , (1939), 48.
12. American Public Health Association; « American water works association's water pollution control federation ». *Standard methods for the examination of water and wastewater*. 17<sup>ème</sup> édition washington. Doc (1989), 2-12.

13. Roberts, K.J; « Turbidity a relationship between the types of particulate matter and measured turbidity». Dans : Proceeding of the 95<sup>th</sup> annual conference of the American water works. Association, Juin Minneapolis, MN. Document 28-b (1975).
14. Horne, R.A and Johnson, D.S; « The viscosity of compressed seawater » Geophys. Res, V. 71, (1966), 5275-527.
15. Millard, R.C et Seaver, G ; «An index of refraction algorithm for seawater over temperature, pressure, salinity, density and wavelength » Deep-Sea Res., V.12A, (1926) , 37.
16. Millero, F.J; « Seawater as a multicomponent electrolyte solution ». In the Sea, Ed goldberg Willey, New York, V. 5, (1974), 3-80.
17. Olivier, M.J ; « La pollution par les métaux lourds de source anthropiques ». Chimies environnementales. Les productions Jaques Bernier, Longueuil (1997).
18. Thurman, E.M; «Development in biochemistry: Organic geochemistry of natural water», M. Nijhff, D<sup>r</sup> W. Junk publishers, DRODRECHI, (1985).
19. Degens, E.T; Kempe, S; Richey, J.E; « Biochemistry of major world rivers »; Scope 42, John Wiley and Sons publishers, (1991).
20. Wafar, M.V.M ; Le Corre, P., « Evolution saisonnière de la matière organique dissoute dans les eaux côtières de manche occidentale (baie de Morlaix) » .Evolution simultanée du carbone, de l'azote et du phosphore organiques dissous Publications CNEXO, Actes et Colloques, 14, (1982), 47-66.
21. Wafar, M.V.M; Le Corre, P; Birrien, j.L ; « Seasonal changes of dissolved organic matter (C,N,P) in permanently well mixed temperate coastal waters » .Limnology and oceanography, 29, (1984), 1127-1132.
22. Gaffney, J.S; Marley, N.A and Clark, S.B; « Humic and Fulvic and organic colloidal materials in the environment», Ed, ACS. Series 651, American chemical Society, Washington, D.C, (1996).
23. Newcombe, G; « Charge V.S. Porosity-Some influences on the adsorption of NOM by activated carbon», Conference proceedings on the removal of humic substances from water, NTNU, Trondheim, Norway, (1999), 206-210.
24. Sengul, F; Gurel, O; « Pollution profile of leather industries, waste characterization and pretreatment of pollutants » Environ. Sci. Technol .V 28 n<sup>o</sup>2, (1993), 87-96.
25. Huet, M; Colleaux, P; Dejonghe, P; Dallememagne, J; Fuks, M; Carriere, J.E ; « Livre de l'eau », Cebedeau, (1966), Paris.

26. Balligand, P; Liberi, J.J; Michel, A; « Etudes et réalisation françaises dans le domaine du dessalement des eaux, 3rd international symposium on fresh water from the sea, Dubrovnik, vol.3, septembre (1970), 13-17, Genève.
27. Huyghe, J; « Les différents procédés de distillation de l'eau de mer » session INSIN sur le dessalement des eaux, Saclay, (Octobre 1976) 4-8.
28. Huyghe, J ; Lauro, F ; « Le procédé de distillation de l'eau de mer à multiples effets avec évaporateur à descendage ; BISI, n° 173, (1972).
29. Maurel, A ; « Dessalement des eaux saumâtres par électrodialyse » journées d'études sur l'électrodialyse organisée par la SEE Paris, (17 Juin 1976).
30. Maurel, A ; « Osmose inverse et ultrafiltration Technologie et application » Technique de l'ingénieur traité génie et procédés chimiques, V.J, (Décembre 1989), 2796-2798.
31. Ahmad, A.L; Tan, K.Y; « Reverse osmosis of binary organic solute mixtures in the presence of strong solute membrane affinity » Desalination 165, (2004), 193-199.
32. Daufin, G; René. F; Aimar. P; « Les séparations par membrane dans les procédés de l'industrie alimentaire ». Tec.Doc, (1998).
33. MAP technical reports series « Seawater desalination in the Mediterranean assessment and guidelines » UNEP/MAP Athens, (2003).
34. Scott, J; « Desalination of seawater by reverse osmosis » chemical technology n° 75, Noyes date corp., Park Ridge, N.J.USA (1981).
35. Eddouaouda, K; « Etude comparative de l'influence de la floculation sur les performances de la filtration directe », Thèse de magister, institut chimie industrielle, Université de BLIDA, (1995).
36. Gaid, K; Lemarchand, D; Martin, G; Cavelier, C; « Adsorption de micropolluants sur charbon actif », essais d'interprétation, revue Française des sciences de l'eau, V.1, n° 1, (1980) ,1-20.
37. Leclourec, P.LE ; Cloirec, C.LE ; Andre, L ; Martin, G ; « Possibilités d'élimination des substances humiques sur charbon actif », Cebedeau, V. 36, n° 479, 419-429.
38. Larose, J; « Le traitement des eaux humiques : Procédés physico-chimiques et biologiques avec préozonation ». Thèse de doctorat. Montpellier (1982).
39. Duan, J, Gregory, J; «The influence of dissolved silica on aluminium hydroxide precipitation and flocculation by aluminium salts» Inorg. Biochem; V.69, n°3, (1998), 193-201.
40. Letterman, D; Vander brook, S.G; « Effect of solution chemistry on coagulation with hydrolyzed Al (III) significance of sulphate in and pH ». Wat .Res, V. 17 (1983), 195-204.

41. Roustan, M; « Une meilleure élimination des matières organiques de l'eau par asservissement du traitement d'ozonation », revue: L'eau, l'industrie, les nuisances. n° 87, (Novembre 1984).
42. Rechow, D.A; Singer, P.C; « Removal of organic halide precursors by preozonation and alum coagulation » presented at conference of the AWWA, Lasvegas, Nevada, (June1983), 1-32.
43. Killops, S.D; « Volatile ozonation products of aqueous humic material » Wat. Res. V. 20, n° 2, (1986), 153-166.
44. Anderson, L.J; Johnson, J.O; Christman, R.F; « Extent of ozone's reaction with isolated aquatic fulvic acid », Environ. Sci. Technol, V. 20, (1986), 793-742.
45. Baudin, I; Dumoutier, C.N; Anselme, C; Manem, T; « Elimination de la matière organique biodégradable par ultrafiltration »; Revue des sciences de l'eau, V.5 (1992), 177-178.
46. Maurel, A ; Philippe, A ; Vandendorre, C ; « Dessalement par osmose inverse à l'énergie éolienne » bulletin A fendes spécial dessalement solaire n°21 (printemps1984).
47. Ericson, B; Hallmans, B; « A Comparative study of economics of RO and MSF in the Middle East »; Desalination n° 55, (1985).
48. Tahar, J ; « L'expérience Algérienne en matière de déminéralisation des eaux » OMS Alger (Novembre 1981).
49. Kehal, S ; « Reserve osmosis unit of 0.85 m<sup>3</sup> /h capacity driven by photovoltaic generator in South Algeria new technology for the use of renewable energy sources in water»; Desalination, (1991), 26-28.
50. Kehal, S; « Retrospectives and perspectives of desalination in Algeria »; Desalination, 136, (2001), 35-42.
51. Masschelein. W.J; « Processus unitaire du traitement de l'eau potable »; Ed Cebedoc, (1996), 225-647, Bruxelles.
52. Desjardins, R ; « Le traitement des eaux » Edition de l'école polytechnique de Montréal : (1989), 33-56.
53. Aouabed, A ; « Réduction de la turbidité d'eau de surface : Application à l'eau du barrage de Keddara ». Thèse de magister, USTHB, Alger (1991).
54. Aouabed, A ; « Extraction, Caractérisation et application à la coagulation floculation de la matière organiques naturelle des eaux de barrages de Keddara » (Algérie), Thèse de Doctorat, Université Saad Dahlab. BLIDA (2003).

55. Feissinger, F ; « La coagulation errements anciens et les connaissances nouvelles, techniques des sciences municipale de l'eau », (Avril 1976), 147-161.
56. Nowack, KIRK O; Cannon, Fred S; Harish, Anova; « Ferric chloride plus GAC for removing TOC », AWWA, 91, (February 1999), 65:78.
57. Crozes, G; White, P; Marshall, M; « Enhanced coagulation- Its effect on NOM removal and chemical costs». Jour .AWWA, (Jan 1995), 87:1:78.
58. Julien, F; Gueroux, B; Mazet, M; «Comparison of organic compound removal by coagulation-flocculation and by adsorption onto performed hydroxide flocs ». Water Res, V. 28 (1994), 2567.
59. Randtke, S.J; «Organic contaminant removal by coagulation and related process combinations ». Journal of American Water Works Association, V. 80 (May 1988), 5-40.
60. Randtke, S.J; Jepsen, C.P; «Chemical pre-treatment for activated carbon adsorption, Journal of American Water Works Association, V. 73 (Aug 1981), 8-411.
61. Reckhow, D.A, «Organic holide formation and the use of pre-ozonation and alum coagulation to control organic holide precursors ». PhD. Thesis, Department of Environmental sciences and engineering, CHAPEL HILL (N.C), USA, (1984).
62. Narkis, N and Rebhun, M; « Stoicheometric relationship between humic and fulvic acids and flocculent », Journal of American Water Works Association, V.6, (1977), 325-328.
63. Glaser, H.T; Edwald, J.K; «Coagulation and direct filtration of humic substances with polyethelenimine », Environ. Sci.Technol; V. 13, (1979), 299-305.
64. Dempsey, B.A; Ganho, R.M; and O'Melia, C.R; «The coagulation of humic substances by means of aluminum salts ». Journal of American Water Works Association ; V. 76, n° 4, (1984), 141-150.
65. Black, A.P; Singley, J.E; Whittle, G.P; Maulding, J.S; « Stoichiometry of the coagulation of colour-causing organic compounds with ferric sulphate ». J. Am. Wat. Work. Ass; V. 55, n° 10, (1993), 1347-1366.
66. Ven Benschten, J.E; Edzwaled, J.K; « Chemical aspects of coagulation using aluminium salts-I. Hydrolytic reactions of alum and polyaluminum chloride », Wat. Res, V. 24, (1990), 1519-1526.
67. Franceschi, Michel; « Contribution à l'étude des mécanismes de coagulation floculation modélisation de la phase de floculation, étude de la morphologie des agrégats formés ». Thèse de doctorat Université Paul SABATIER de TOULOUSE (science), (1991).

68. Jiang, B, S ; « Etude d'élimination de l'acide fulvique par coagulation-floculation ou filtration de contact ». Thèse de doctorat, Université de Technologie de Compiègne (1997).
69. Agoun, A; « Coagulation-floculation des substances humiques par le PCBA et couplage de l'adsorption sur une bentonite modifiée à la microfiltration ». Thèse de magister (2000), Université de Saad Dahlab, BLIDA.
70. Kavanaugh, M.C; « Modified coagulation for improved removal of trihalomethane precursors ». Journal of American Water Works Association, V. 70, (1978), 11-613.
71. Quasim, S.R; Hashsham, S.A; Ansari, N.I.TOC; « Removal by coagulation and softening » .Jour.Envir.Engrg.Div-ASCE, (May/June 1992), 118-432.
72. Owen, D.M et al « NOM-Characterization and treatability ». Journal of American Water Works Association, V. 87, (1995), 1- 46.
73. Vik, J.E; Carlson, D.A; Eikum, A.S; Gjessing, E.T; « Removing aquatic humus from Norwegian lakes». Journal of American Water Works Association; V. 77, N° 3, (1985), 58-66.
74. Semmens; M.J; Staples; A.B; « The natural of organics removed during treatment of MISSISSIPPI river », Journal of American Water Works Association Water; V. 78, N° 2, (1986), 76-81.
75. Hund; T.R; O'melia; C.R. « Aluminium-fulvic acid interactions: mechanisms and applications », Journal of American Water Works Association, V. 80, N°4, (1988), 176-186.
76. Degrémont, « Water treatment Handbook, 5<sup>th</sup> Ed Degremont, Rueil-Malmaison Cedex, France, (1979).
77. Liao, M.Y; Rundtke; S.J; « Removing fulvic acids by lime softening », J.AWWA, V.77, n°8, (1985), 78-88.
78. Mustafa, S; Haq; I; « Adsorption of Ca<sup>++</sup> on amorphous iron hydroxide from aqueous electrolyte solution ». Environmental technology letters. V.9, (1988), 331-316.
79. Murray, J.W; « The interactions of metal ions at the manganese dioxide-solution interface ». Geochemical et Cos Mochica Act. V. 39, (1975), 505-519.
80. Mothadi, M.F; Rao, P.N; « Effect of temperature on flocculation of aqueous dispersions ». Water research, V. 7, (1973), 747-767.
81. Darne, C; « Etude de l'influence de la température dans le processus de coagulation des particules colloïdales dans l'eau » D.E.A, L.C.G.E. INSA TOULOUSE (1981).

82. Bersillon, J.L; Brown, D.W; Francois, F; Hem, J; « Study of hydroxyaluminium complexes in aqueous solution », J. Res.US Geol, Survey, V. 6, n°3, (1978), 325-337.
83. Hem, J.D; Roberson, C.E; « Aluminium hydrolysis reactions and products in mildly acidic aqueous system », D.C. Melchior and R.L. Basset, eds; Chemical modelling of aqueous systems II, ACS symposium series, (1990), 416.
84. Bottro, J.Y; Axelos, M; Tchoubar, D; Cases, J.M; Fripiat, J.J; Fiessinger, F; «Mechanism of formation of aluminium trihydroxide from Keggin Al<sub>13</sub> polymers », Journal of Colloid and Interface Science, V.117, N°1, (1978), 47-57.
85. Bottero, J.K; Bersillon, J.L; «Aluminium and iron (III) chemistry: some implication for organic substances and removal of aquatic humic substances: Influence on fate and treatment of pollution ». Suffet. I.N and Mac Carthy. P (Eds). Am. Chem. SOC. Washington, (1989), 425-441.
86. Amirtharadja, A; Edward, G.A; « Removal of colour caused by humic acids », Journal of the Am. Wat. Work. Ass; V. 57, n° 9, (1986), 1149-1160.
87. Edline, F ; « Epuration physico-chimique des eaux » tribune Cebedeaux (TC), n° 493 (Fév 1984).
88. Ives, K.J; « Theory of operation of sludge blanket clarifiers » proc. Inst-UV. Eng; n°39, (1968), 243.
89. Bascoul, Couderc and Delmas; « Mouvement des particules solides en fluidisation liquide solide ». The chemical engineering journal V. 51, (1993), 135-150.
90. Bascoul, Riba, Alran, Couderc ; « Influence de la distribution du liquide sur le coefficient de dispersion axiale en fluidisation liquide solide ». The chemical engineering journal V.38, (1988), 69-79.
91. Bascoul, Delmas ; Couderc ; « Caractéristique hydrodynamique de la fluidisation liquide solide : influence du distributeur », Chem. Eng. Sci. V. 37, (1988), 11-24.
92. Midoux, N ; « Les écoulements phasiques. Chapitre IV : les écoulements dans les lits fluidisés ». Ecole Nationale Supérieure des Industries Chimiques.
93. Shakourzede, K ; « Calcul des réacteurs à lits fluidisés ». Techniques de l'Ingénieur, traité de Génie des procédés V.J4100 : 1-15.
94. Bertrand, D ; « Mise en place et validation d'un modèle in vitro pour l'étude des propriétés mécaniques diffusives et métaboliques d'un foie bioartificiel à lit fluidisé ». Thèse de doctorat (2002), Université de Technologie de Compiège.
95. Brandani, S; Foscolo, PU; « Analysis of discontinuities arising from the one-dimensional equation of change for fluidization ». Chem. Eng Sci V. 49, (1994), 611-619.



96. Hartman, M; Beran, Z; Svoboda, K; Vesely, V; « Operation regimes of fluidized beds ». Collect Czech Chem. Common, V. 60, (1995), 1-33.
97. Kunii, D, Levenspiel, O; « Fluidization » Engineering, 2<sup>nd</sup>. Edition Butterworth-Heinemann, (1991).
98. Richardson, JF; Zaki, WN; « Sedimentation and fluidization ». Trans Inst Chem. Eng (1954), 32-35.
99. Garside, J; Al-Dibouni, MR; « Velocity-voidage relationships for fluidization and sedimentation in the solid-liquid systems ». Ind Eng Chem. Process Des Dev, V.16, n°2, (1977), 206-214.
100. Jabbouri, A. « Énergétique de la floculation et floculation en lit fluidisé », Thèse de doctorat, Université des sciences et techniques du LANGUEDOC. (1988).
101. Haider, A et Levenspiel, O « Drag coefficient and terminal velocity of spherical and non spherical particles ». Powder Technol, V. 58, (1989), 63-70.
102. Ganguly, UP; « Direct method for the prediction of expanded bed height in liquid-solid fluidization ». Can J Chem. Eng, V. 58, (1980), 559-563.
103. Hirata, A; Bulos, FB; « Prediction bed voidage in solid-liquid fluidization » Chem. Eng Japan, V. 23, n°5, (1990), 599-604.
104. Foscolo, PU; Gibilaro, LG; Waldram, SP; « A unified model for particulate expansion of fluidized beds and flow in fixed porous media »; Chem. Eng Sci V. 38, n° 8, (1983), 1251-1260.
105. Ives, K.J; Aldibouni, M; « Orthokinetic flocculation of latex microspheres » Chem. Eng. Sci V. 34, (1979), 983.
106. Coma, J; « Intensification du processus de floculation décantation d'une suspension colloïdale instable ». Application au cas d'une eau usée urbaine, Thèse U.S.T.L (1987).
107. Mine, H; « Caractérisation mécanique des agrégats formés en lit fluidisé » avant-projet d'ingénieur I.S.I.M, (1987).
108. Tambo, N; Matsui, Y; « Performance of fluidized pellet bed separator for high-Concentration suspension removal Aqua ». V.38, n°1, (1989), 16-22.
109. Legube, B; Xiong, F; Croue, J.P and Dore; « Etude sur les acides fulviques extraits d'eaux superficielles françaises (extraction, caractérisation et réactivité avec le chlore) », Sci. Eau, V. 3, (1990), 399-424.
110. Kellil, A ; « Etude de l'influence des caractéristiques hydrodynamiques sur les caractéristiques dimensionnelles des particules floculées ». Thèse de Doctorat d'état, INP Toulouse, (1988).

111. Semerjian, L; Ayoub, G.M; « High-pH-magnesium coagulation-Flocculation in wastewater treatment »; *Advances in Environmental Research* V.7, (2003), 389 - 403.