

الجمهورية الجزائرية الديمقراطية الشعبية
 REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE

وزارة التعليم العالي والبحث العلمي
 Ministère de l'Enseignement Supérieur et de la Recherche Scientifique

Université de Blida
 Institut de Chimie Industrielle

جامعة البليدة
 معهد الكيمياء الصناعية

THESE

Présentée par : EDDOUAOUA Kamel
 En vue de l'obtention du diplôme de MAGISTER
 en CHIMIE INDUSTRIELLE

Option : GENIE DE L'ENVIRONNEMENT

Thème

ETUDE COMPARATIVE DE L'INFLUENCE
 DE LA FLOCCULATION SUR LA PERFORMANCE
 DE LA FILTRATION DIRECTE

Soutenue publiquement le 19 Avril 1995 devant le jury:

Mr H. AIT AMAR	Professeur	USTHB	Président
Mr H. KHALAF	Maître de Conférence	Univ. BLIDA	Examineurs
Mr M. BEZZINA	Maître de Conférence	Univ. BLIDA	
Mr W. NACEUR	Docteur d'Etat	Univ. BLIDA	
Mr A. KELLIL	Maître de Conférence	Univ. BLIDA	Rapporteur

A TOUS CEUX QUI MI SONT CHERS

Avant-propos

Ce travail a été réalisé dans le laboratoire d'épuration et de valorisation des eaux de l'institut de génie rural, sous la direction de Monsieur A. KELLIL, Maître de conférence à l'Université de Blida.

Je voudrais exprimer à Monsieur A. KELLIL ma profonde gratitude pour les conseils et les encouragements inestimables qu'il m'a prodigués tout au long de ce travail, et la bienveillante attention avec laquelle il en a suivi la réalisation. Je n'hésiterai pas à dire qu'il fut et reste pour moi un modèle de rigueur scientifique et un exemple d'intégrité.

Je remercie vivement Monsieur le professeur AIT AMAR pour me faire l'honneur de présider le jury.

Je tiens à remercier Monsieur H. KHALAF, Maître de conférence d'avoir accepté de juger ce travail.

Monsieur M. BEZZINA, Maître de conférence et Monsieur W. NACEUR, docteur d'Etat, ont accepté de faire partie du jury. Qu'ils trouvent ici l'expression de ma profonde reconnaissance.

Je voudrais remercier Monsieur S. OUZZANE, Maître assistant et Monsieur R. BELAL, Maître de conférence de l'institut de chimie industrielle pour l'aide qu'ils m'ont apportée.

Je suis reconnaissant envers Monsieur M.R. KHOULI, Directeur de l'institut de génie rural pour avoir accepté la réalisation de ce travail au laboratoire de son institut et l'aide qu'il m'a apportée.

Je remercie Monsieur D. BENSAFIA, responsable du laboratoire, pour la gentillesse et la confiance qui nous ont permis de travailler ensemble dans un climat familial.

Je tiens également à exprimer ma reconnaissance à tout le personnel de l'institut de chimie industrielle qui m'ont beaucoup aidé pour mener à bien ce travail, par leur sympathie et leur compréhension.

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

ملخص

La structure du floc est un paramètre essentiel qui affecte la performance de la filtration directe. Trois types de floc formés à partir des coagulants minéral, organique et des deux ensemble sont fait l'objet d'une étude comparative. L'incidence de plusieurs paramètres sur la rétention de ces flocs dans le milieu filtrant a été mise en évidence : la granulométrie, la dose du coagulant, la vitesse de filtration, le temps de floculation et le gradient de vitesse.

Les résultats de cette étude montrent que l'effet du gradient de vitesse sur
تمثل بنية المتخثر عامل هام و مؤثر على فعالية الترشيح المباشر. لهذا ثلاثة أنواع من المتخثرات متكونة إنطلاقاً من مخثر معدني ، مخثر عضوي و الإثنين معاً ، تمت مقارنتهم خلال هذه الدراسة.

تم إظهار تأثير عدة عوامل (حجم حبيبات المادة المرشحة، تركيز المخثر، سرعة الترشيح، مدة التكتل و تدرج السرعة) على إنتزاع المتخثرات عبر الوسط المرشح. أظهرت نتائج هذه الدراسة بأن تأثير تدرج السرعة على فعالية الترشيح المباشر بطبقة واحدة يكتسي أهمية كبرى و يزداد تأثيره مع زيادة سرعة الترشيح.

المجال المثالي لسرعة التدرج متعلق بطبيعة المخثر، البوليمار يمكننا من الحصول على متخثرات سهلة الترشيح، ذات مقاومة جيدة لقوة القص.

Three types of flocs , mineral, organic and mineral with organic have been studied and their efficiency were compared. The effect of several parameters on the retention of this floc in the filter media has been showed. These parameters were : media size, coagulant dosage, filtration rate, floculation time, and the velocity gradient.

The results of this study have shown that : the velocity gradient is essential in the efficiency of direct filtration. This effect is more obvious when the filtration rate is high. The optimum velocity speed scale depends on the type floc. The polymer allows the obtaining a floc which resists to the shearing forces. The use of polymer alone is interesting from the economical point of view, because only small doses are needed to obtain a good quality of filtered water.

Résumé

La structure du floc est un paramètre essentiel qui affecte la performance de la filtration directe. Trois types de floc formés à partir des coagulants minéral, organique et des deux ensemble sont fait l'objet d'une étude comparative. L'incidence de plusieurs paramètres sur la rétention de ces flocs dans le milieu filtrant a été mise en évidence : la granulométrie, la dose du coagulant, la vitesse de filtration, le temps de floculation et le gradient de vitesse.

Les résultats de cette étude montrent que l'effet du gradient de vitesse sur l'efficacité de la filtration directe monocouche est d'une importance capitale; cet effet est d'autant plus remarquable que la vitesse de filtration est élevée.

La gamme optimale du gradient de vitesse dépend de la nature du floc; le polymère permet d'obtenir un floc filtrable qui résiste mieux aux forces de cisaillement.

L'utilisation du polymère seul est d'un intérêt économique certain à cause des faibles doses exigées et qui assurent une bonne qualité de l'eau filtrée.

Abstract

The structure of the floc is an essential parameter, which affects the efficiency of the direct filtration.

Three types of flocs, mineral, organic and mineral with organic have been studied and their efficiency were compared. The effect of several parameters on the retention of this floc in the filter media has been showed. These parameters were : media size, coagulant dosage, filtration rate, floculation time, and the velocity gradient.

The results of this study have shown that : the velocity gradient is essential in the efficiency of direct filtration. This effect is more obvious when the filtration rate is high. The optimum velocity speed scale depends on the type floc. The polymer allows the obtaining a floc which resists to the shearing forces. The use of polymer alone is interesting from the economical point of view, because only small doses are needed to obtain a good quality of filtered water.

Sommaire

Notation	29
Liste des figures	30
Liste des tableaux	30
Introduction.....	1
 CHAPITRE I : COAGULATION - FLOCCULATION	2
I.1 -Systèmes colloïdaux	2
1.1- Nature des systèmes colloïdaux	2
1.2- Stabilité des dispersions colloïdales.....	2
1.2.1 Origine de la charge électrique	2
1.2.2- Conséquences de la charge de surface.....	4
1.2.3- Potentiel Zêta.....	4
I.2 - Coagulation	6
2.1 - Mécanismes de coagulation.....	7
2.2- Cinétique de coagulation.....	8
2.3- Facteurs influençant la coagulation	8
I. 3 - Agents de déstabilisation	8
3.1- Coagulants minéraux	8
3.1.1 Sels de Fer	9
3.1.2 - Sels d'aluminium	9
3.2 - Polyélectrolytes organiques	14
3.2.1 - Polyélectrolytes naturels organiques	14
3.2.2- Polyélectrolytes synthétiques organiques	15
3.2.3- Mécanisme d'action des polyélectrolytes	15
3.2.4 - Aspect sanitaire de polymère synthétique	16
I.4 - Flocculation	17
4.1 - Flocculation orthocinétique.....	17
4.1.1- Définition du gradient de vitesse	17
4.1.2 - Théorie de la flocculation	18
4.1.3 - Cas d'un flocculateur parfaitement agité	19
4-1-4 Cassage de floccs.....	21
 CHAPITRE II : FILTRATION DANS LA MASSE.....	22
1- Généralités.....	22
2- Mécanismes de filtration.....	22
3- Modèles mathématiques appliqués en filtration dans la masse.....	23
3.1- Détermination des coefficients de filtration (λ) et de dépôt spécifique (σ).23	
3.2- Perte de charge	26

3.2.1- Utilisation du modèle de KOZENY-CARMEN	27
4 - Facteurs influençant la filtration dans la masse	29
b- Variation de la vitesse de filtration	64
CHAPITRE III : FILTRATION DIRECTE	30
1- Généralités.....	30
2- Facteurs influençant la filtration directe.....	30
2.1- Caractéristiques de l'eau brute.....	32
2.2- Traitement chimique.....	33
2.3- Floculation	35
2.4- Milieu filtrant.	37
2.4.1- Filtration sur monocouche.....	37
2.4.2- Filtration sur bicouches.....	38
2.5- Lavage du filtre	39
2.5.1- Différentes techniques de lavage	39
2.5.2- Mécanismes de lavage	41
2.5.3- Facteurs influençant l'efficacité de lavage	41
3- Avantages et inconvénients de la filtration directe.....	42
3.1- Avantages.....	42
3.2- Inconvénients	42
c.2.2- Influence du gradient de vitesse.....	100
CHAPITRE IV : ETUDE EXPERIMENTALE	44
1- Objectif de l'étude expérimentale	44
2- Description du pilote.....	44
3- Méthode expérimentale.....	46
3.1- Préparation de la suspension synthétique	46
3.2- Milieu filtrant	46
3.3- Coagulants.....	46
3.4- Technique de lavage.....	47
3.5- Techniques analytiques.....	47
a- Mesure de la turbidité	47
b- Mesure de la perte de charge.....	47
4- Utilisation d'un coagulant minéral;sulfate d'aluminium hydraté	48
4.1- Granulométrie homogène 0,8 à 1,0 mm.....	48
4.1.1- Influence de la concentration du coagulant.....	48
4.1.2- Influence de la vitesse de filtration	50
4.1.3- Influence du gradient de vitesse.....	53
4.2- Granulométrie homogène 1,0 à 1,25 mm.....	56
4.2.1- Effet de la taille des grains	56
4. 2. 2- Influence du temps de floculation.....	58

4.2.3- Influence du gradient de vitesse.....	61
a- Variation du temps de floculation.....	61
b- Variation de la vitesse de filtration.....	64
5- Utilisation d'un coagulant organique	69
5.1- Influence de la concentration du polymère.....	69
5.2- Influence du temps de floculation	71
5.3- Influence du gradient de vitesse.....	76
a- Variation de la concentration du polymère.....	76
b - Variation de la vitesse de filtration.....	82
6- Utilisation des deux coagulants ensemble.....	88
6.1- Dose du sulfate d'aluminium est fixée à 2 mg l^{-1}	88
6.1.1- Influence de la dose du polymère	88
6.1.2- Influence de la vitesse de filtration.....	91
6.1.3- Influence du gradient de vitesse.....	91
6.1.4- Filtration en ligne	94
6.2- Dose du sulfate d'aluminium et vitesse de filtration fixées respectivement à 4,5 mg l^{-1} et 14 mh $^{-1}$	96
6.2.1- Influence de la concentration du polymère.....	96
6.2.2- Influence du gradient de vitesse.....	100
Conclusion.....	104
BIBLIOGRAPHIE.....	107

H_p	nombre de contacts entre toutes les particules i et les particules j par unité de temps	s^{-1}
I	force ionique	$mole.l^{-1}$
K	constante de BOLTZMANN	$kg.m^2.s^{-2}.K^{-1}$
K'	constante	
K_x	constante	
K_z	constante	s
k_p	constante de KOZENY	
L	hauteur du lit filtrant	m
l	épaisseur de la couche filtrante	m
m	constante	
n_1	nombre de particules primaires par unité de volume	m^{-3}
n_2	nombre de floes par unité de volume	m^{-3}
n_i	nombre de particules i par unité de volume	m^{-3}

Notation

Lettres latines

A_p	aire de la pale	m^2
a	constante	m
a'	constante	m
(ag)	surface spécifique (lit colmaté)	m^{-1}
$(ag)_0$	surface spécifique (lit propre)	m^{-1}
b_1	constante	mh^{-1}
b_2	constante	m^2
C	concentration instantanée des particules en suspension à une profondeur l	$mg.l^{-1}$
C_0	concentration initiale de la suspension	$mg.l^{-1}$
C_1	coefficient de cohésion du floc	cm
C_d	coefficient de trainée	volt
D	constante diélectrique de milieu	s^{-1}
D_{Al}	concentration de sulfate d'aluminium	$mg.l^{-1}$
D_p	concentration de polymère	$mg.l^{-1}$
d_{max}	diamètre maximal du floc	m
E	champ électrique appliqué	volt . cm^{-1}
F_t	force de trainée	$kg.m.s^{-2}$
G	gradient de vitesse moyen	s^{-1}
H_i	épaisseur de la couche filtrant par rapport à la hauteur du lit filtrant (%)	m^2
H_{ij}	nombre de contacts entre toutes les particules i et les particules j par unité de temps	s^{-1}
I	force ionique	$mole.l^{-1}$
K	constante de BOLTZMANN	$kg.m^2.s^{-2} K^{-1}$
K'	constante	
K_A	constante	
K_B	constante	s
k_h	constante de KOZENY	
L	hauteur du lit filtrant	m
l	épaisseur de la couche filtrante	m
m	constante	
n_1	nombre de particules primaires par unité de volume	m^{-3}
n_2	nombre de floes par unité de volume	m^{-3}
n_i	nombre de particules i par unité de volume	m^{-3}

n_j	nombre de particules centrales j par unité de volume	m^{-3}
P	puissance totale dissipée dans le liquide	$kg.m^2.s^{-3}$
ΔP	perte de charge à travers un lit filtrant colmaté	$kg.m^{-1}.s^{-2}$
ΔP_0	perte de charge à travers un lit filtrant propre	$kg.m^{-1}.s^{-2}$
R_2	rayon du floc	m
R_{ij}	somme deux rayons r_i et r_j de particules i et j	m
T	température de la suspension	K
T_f	temps de floculation	mn
U_f	vitesse de filtration	mh^{-1}
V	volume du liquide	m^3
v_e	vitesse de migration électrophorétique	$cm.s^{-1}$
v_l	vitesse tangentielle du liquide	$m.s^{-1}$
v_p	vitesse périphérique de la pale	$m.s^{-1}$
x	épaisseur de la double couche	cm
Z	potentiel zêta	volt
dU/dZ	gradient de vitesse constant dans la direction Z	s^{-1}

Lettres grecques

γ	constante	
σ	coefficient du dépôt de solide	
ε	porosité de milieu filtrant d'un lit colmaté	
ε_0	porosité de milieu filtrant d'un lit propre	
λ	coefficient de filtration pour un lit colmaté	m^{-1}
λ_0	coefficient de filtration pour un lit propre	m^{-1}
ρ	masse volumique de liquide	$kg.m^{-3}$
μ	viscosité dynamique de liquide	$kg.m^{-1}.s^{-1}$
η	viscosité	poise

Liste des figures

- Figure (I-1) : Classification des particules en fonction de leur diamètre et des méthodes de séparation
- Figure (I-2) : Représentation schématique de la double couche d'une particule colloïdale
- Figure (I-3) : Diagramme de stabilité des espèces dissoutes d'un sel d'aluminium
- Figure (I-4) : Différents mécanismes et espèces susceptibles d'intervenir dans la coagulation en présence d'un sel d'aluminium
- Figure (III-1) : Comparaison entre les types de traitement des eaux
- Figure (IV-1) : Pilote de la filtration direction
- Figure (IV-2) : Effet de la concentration du sulfate d'aluminium
- Figure (IV-3) : Effet de la vitesse de filtration
- Figure (IV-4) : Effet du gradient de vitesse
- Figure (IV-5) : Variation de la turbidité résiduelle et de la perte de charge en fonction du G en fin de cycle de filtration
- Figure (IV-6) : Effet de la taille des grains
- Figure (IV-7) : Effet du temps de floculation
- Figure (IV-8) : Variation de la turbidité résiduelle et de la perte de charge en fonction du temps de floculation en fin de cycle de filtration
- Figure (IV-9) : Effet du gradient de vitesse pour $U_f=10 \text{ mh}^{-1}$ et $T_f=5 \text{ mn}$
- Figure (IV-10) : Effet du gradient de vitesse pour $U_f=10 \text{ mh}^{-1}$ et $T_f=10 \text{ mn}$
- Figure (IV-11) : Effet du gradient de vitesse pour $U_f=14 \text{ mh}^{-1}$ et $T_f=10 \text{ mn}$
- Figure (IV-12) : Variation de la turbidité résiduelle en fonction du G en fin de cycle de filtration
- Figure (IV-13) : Effet de la concentration du polymère
- Figure (IV-14) : Effet du temps de floculation pour une concentration du polymère de $0,05 \text{ mg l}^{-1}$
- Figure (IV-15) : Effet du temps de floculation pour une concentration du polymère de $0,07 \text{ mg l}^{-1}$
- Figure (IV-16) : Variation de la turbidité résiduelle et de la perte de charge en fonction du temps de floculation en fin de cycle de filtration
- Figure (IV-17) : Effet du gradient de vitesse pour une concentration du polymère de $0,05 \text{ mg l}^{-1}$
- Figure (IV-18) : Effet du gradient de vitesse pour une concentration du polymère de $0,07 \text{ mg l}^{-1}$

- Figure (IV-19) : Effet du gradient de vitesse pour une concentration du polymère de $0,09 \text{ mg l}^{-1}$
- Figure (IV-20) : Variation de la turbidité résiduelle et de la perte de charge en fonction du gradient de vitesse en fin de cycle de filtration
- Figure (IV-21) : Effet du gradient de vitesse pour une concentration du polymère de $0,05 \text{ mg l}^{-1}$ et une vitesse de filtration de 14 mh^{-1}
- Figure (IV-22) : Variation de la turbidité résiduelle et de la perte de charge en fonction du gradient de vitesse en fin de cycle pour une concentration du polymère de $0,05 \text{ mg l}^{-1}$
- Figure (IV-23) : Effet des faibles quantités en coagulant sur la rétention des particules pour $U_f=10 \text{ mh}^{-1}$ et $T_f=10 \text{ mn}$
- Figure (IV-24) : Effet de la concentration du polymère pour une concentration du sulfate d'aluminium de 2 mg l^{-1}
- Figure (IV-25) : Effet de la vitesse de filtration
- Figure (IV-26) : Effet du gradient de vitesse
- Figure (IV-27) : Variation de la turbidité résiduelle et de la perte de charge en fonction du gradient de vitesse en fin de cycle
- Figure (IV-28) : Effet de la concentration du polymère pour $G=0 \text{ s}^{-1}$
- Figure (IV-29) : Effet de la vitesse de filtration
- Figure (IV-30) : Effet de la concentration du polymère pour une concentration du sulfate d'aluminium de $4,5 \text{ mg l}^{-1}$ et une vitesse de filtration de 14 mh^{-1}
- Figure (IV-31) : Effet du gradient de vitesse
- Figure (IV-32) : Variation de la turbidité résiduelle et de la perte de charge en fonction du gradient de vitesse en fin de cycle de filtration pour $U_f=14 \text{ mh}^{-1}$ et $T_f=10 \text{ mn}$
- Tableau (IV-4) : Distribution de la perte de charge (en %) à travers le lit filtrant en fonction de la taille des grains pour une vitesse de filtration de 10 mh^{-1}
- Tableau (IV-5) : Distribution de la perte de charge (en %) à travers le lit filtrant en fonction du temps de filtration pour une concentration du sulfate d'aluminium de $4,5 \text{ mg l}^{-1}$
- Tableau (IV-6) : Distribution de la perte de charge (en %) à travers le lit filtrant en fonction du gradient de vitesse
- Tableau (IV-7) : Distribution de la perte de charge (en %) à travers le lit filtrant en fonction de la concentration du polymère pour une vitesse de filtration de 10 mh^{-1}

Liste des tableaux

Tableau (I-1) :	Echelle de stabilité des particules
Tableau (I-2) :	Différentes espèces chimiques du sulfate d'aluminium en milieu aqueux
Tableau (I-3) :	Récapitule quelques valeurs de Cd et vl/vp par différents auteurs
Tableau (II-1) :	Récapitule les différents mécanismes de rétention des particules
Tableau (II-2) :	Récapitule quelques formules de la perte de charge proposé par différents auteurs
Tableau (III-1) :	Caractéristiques de l'eau destinée au traitement par filtration directe
Tableau (III-2) :	Gammes des tailles et des hauteurs des milieux filtrants utilisées en traitement tertiaire
Tableau (III-3) :	Différentes tailles effectives, coefficients d'uniformité et hauteurs utilisés en filtration directe
Tableau (IV-1) :	Distribution de la perte de charge (en %) à travers le lit filtrant en fonction de la concentration du sulfate d'aluminium pour une vitesse de filtration de $7,5 \text{ mh}^{-1}$
Tableau (IV-2) :	Distribution de la perte de charge (en %) à travers le lit filtrant en fonction de la vitesse de filtration pour une concentration du sulfate d'aluminium de 2 mg l^{-1}
Tableau (IV-3) :	Distribution de la perte de charge (en %) à travers le lit filtrant en fonction du gradient de vitesse pour une concentration du sulfate d'aluminium de 2 mg l^{-1} et une vitesse de filtration de 10 mh^{-1}
Tableau (IV-4) :	Distribution de la perte de charge (en %) à travers le lit filtrant en fonction de la taille des grains pour une vitesse de filtration de 10 mh^{-1}
Tableau (IV-5) :	Distribution de la perte de charge (en %) à travers le lit filtrant en fonction du temps de floculation pour une concentration du sulfate d'aluminium de $4,5 \text{ mg l}^{-1}$
Tableau (IV-6) :	Distribution de la perte de charge (en %) à travers le lit filtrant en fonction du gradient de vitesse
Tableau (IV-7) :	Distribution de la perte de charge (en %) à travers le lit filtrant en fonction de la concentration du polymère pour une vitesse de filtration de 10 mh^{-1}

- Tableau (IV-8) : Distribution de la perte de charge (en %) à travers le lit filtrant en fonction du temps de floculation pour des concentrations de polymère de 0,05 et 0,07 mg l^{-1} et une vitesse de filtration de 10 mh^{-1}
- Tableau (IV-9) : Distribution de la perte de charge (en %) à travers le lit filtrant en fonction du gradient de vitesse pour des concentrations de polymère de 0,05 , 0,07 et 0,09 mg l^{-1} et une vitesse de filtration de 10 mh^{-1}
- Tableau (IV-10) : Distribution de la perte de charge (en %) à travers le lit filtrant en fonction du gradient de vitesse pour une concentration de polymère de 0,05 mg l^{-1} et une vitesse de filtration de 14 mh^{-1}
- Tableau (IV-11) : Distribution de la perte de charge (en %) à travers le lit filtrant en fonction de la dose du coagulant pour une vitesse de filtration de 10 mh^{-1}
- Tableau (IV-12) : Distribution de la perte de charge (en %) à travers le lit filtrant en fonction de la concentration du polymère pour une concentration du sulfate d'aluminium de 2 mg l^{-1} et une vitesse de filtration de 10 mh^{-1}
- Tableau (IV-13) : Distribution de la perte de charge (en %) à travers le lit filtrant en fonction de la vitesse de filtration pour une concentration du polymère de 0,05 mg l^{-1} et 2 mg l^{-1} du sulfate d'aluminium
- Tableau (IV-14) : Distribution de la perte de charge (en %) à travers le lit filtrant en fonction du gradient de vitesse pour une vitesse de filtration de 10 mh^{-1}
- Tableau (IV-15) : Distribution de la perte de charge (en %) à travers le lit filtrant en fonction du gradient de vitesse pour une concentration du polymère de 0,03 mg l^{-1} , de 4,5 mg l^{-1} du sulfate d'aluminium et une vitesse de filtration de 14 mh^{-1}

Quant à la partie expérimentale, elle porte sur l'étude comparative de l'influence de la nature du floc formé à partir d'un coagulant minéral, d'un coagulant organique et les deux ensemble sur les performances de la filtration directe. Celle-ci est caractérisée par la réduction de la turbidité, le développement de la perte de charge et la rétention en profondeur.

Introduction .

La filtration sur lit de sable est une étape essentielle dans le processus de traitement des eaux de consommation. Elle est précédée de deux étapes importantes, la coagulation-floculation et la décantation : son rôle réside dans la rétention de la fraction de particules solides qui ne décantent pas. Les investissements importants et les frais d'exploitation onéreux ont incité les chercheurs à modifier la filière conventionnelle en supprimant l'opération de décantation; ce mode de filtration est dite filtration directe. Les premiers essais de traitement des eaux par ce système remonte au début de ce siècle; l'inconvénient majeur de la pratique de la filtration directe est l'accumulation des particules solides en tête du milieu filtrant, ce qui conduit à des cycles de filtration courts.

Le développement récent de l'utilisation du bi-couches a permis d'appliquer la filtration directe à l'échelle industrielle dans plusieurs pays avec beaucoup de succès et aussi, de convertir plusieurs stations de traitement des eaux opérant par le système conventionnel, en filtration directe en raison de ses avantages : réduction du coût d'investissement et des frais d'exploitation. Au cours de ces dernières années les filtres monocouches à lit de sable ou d'antracite sont utilisés en filtration directe; le choix de la granulométrie et du coefficient d'uniformité du matériau filtrant réduisent le phénomène de la stratification observé après le lavage du filtre. Parmi les paramètres importants qui influencent la filtration directe, on citera les propriétés de l'eau à traiter, la floculation et les caractéristiques du milieu filtrant. On se propose donc d'étudier, dans le cadre de ce travail , l'influence des principaux paramètres sur les performances de la filtration directe monocouche sur lit de sable d'une suspension synthétique : la granulométrie du milieu filtrant , la nature et la dose du coagulant, l'intensité et le temps d'agitation dans le flocculateur.

Deux parties sont développées dans ce mémoire , la première théorique, relative à la synthèse bibliographique; trois volets y sont développés :

- la coagulation - floculation
- les aspects théoriques de la filtration dans la masse
- la pratique de la filtration directe dans le domaine de traitement des eaux

Quant à la partie expérimentale, elle porte sur l'étude comparative de l'influence de la nature du floc formé à partir d'un coagulant minéral, d'un coagulant organique et les deux ensemble sur les performances de la filtration directe. Celle-ci est caractérisée par la réduction de la turbidité , le développement de la perte de charge et la rétention en profondeur.

CHAPITRE I : COAGULATION - FLOCCULATION

1.1 - Systèmes colloïdaux

L'état colloïdal est généralement associé à des particules de dimension inférieure à un micron. La figure (1-1) illustre la classification des particules ainsi que les méthodes de leur séparation de la phase aqueuse. Il peut s'agir de substances minérales, éventuellement sous forme de petits agrégats, de micro-organismes (bactéries, virus et algues) et de macromolécules.

1.1- Nature des systèmes colloïdaux

Selon leur comportement vis-à-vis de l'eau, on distingue deux types de colloïdes :

CHAPITRE I

a- Les colloïdes hydrophobes, ayant peu ou aucune affinité pour l'eau ; ils sont d'origine minérale.

COAGULATION - FLOCCULATION

b- les colloïdes hydrophiles, de nature organique. Ils sont représentés par les protéines, les polysaccharides et les matières humiques ; ce type de colloïdes présente une grande affinité pour l'eau.

1.2- Stabilité des dispersions colloïdales

1.2.1. Origine de la charge électrique

Les colloïdes en suspension sont sujets à un mouvement incessant (mouvement Brownien), attribué à leurs collisions avec les molécules du milieu dispersif. Ils possèdent une charge électrique ; celle-ci est acquise soit par [1] :

- Ionisation des molécules ou groupes fonctionnels : $-OH$, $-COOH$, $-OPO_3H_2$, etc... La charge de ces particules est fonction de degré d'ionisation et par conséquent du pH de milieu ; capture des ions H^+ ou OH^- par les oxydes insolubles.

CHAPITRE I : COAGULATION - FLOCCULATION

I.1 -Systèmes colloïdaux

L'état colloïdal est généralement associé à des particules de dimension inférieure à un micron, la figure (I-1) illustre la classification des particules ainsi que les méthodes de leur séparation de la phase aqueuse. Il peut s'agir de substances minérales, éventuellement sous forme de petits agrégats, de micro-organismes (bactéries, virus et algues) et de macromolécules.

1.1- Nature des systèmes colloïdaux

Selon leur comportement vis-à-vis de l'eau, on distingue deux types de colloïdes:

a- Les colloïdes hydrophobes ; ayant peu ou aucune affinité pour l'eau ; ils sont d'origine minérale et constitués de particules silicieuses, argileuses, etc...

b- les colloïdes hydrophiles: de nature organique, ils sont représentés par les protéines, les polysaccharides et les matières humiques: ce type de colloïdes présente une grande affinité pour l'eau.

1.2- Stabilité des dispersions colloïdales

1.2.1-Origine de la charge électrique

Les colloïdes en suspension sont sujets à un mouvement incessant (mouvement Brownien), attribué à leurs collisions avec les molécules du milieu dispersif. Ils possèdent une charge électrique ; celle-ci est acquise soit par [1] :

- Ionisation des molécules ou groupes fonctionnels: $-OH$, $-COOH$, $-OPO_3H_2$, etc... La charge de ces particules est fonction de degré d'ionisation et par conséquent du pH de milieu; capture des ions H^+ ou OH^- par les oxydes insolubles.

Figure (I-1) : classification des particules en fonction de leur diamètre et des méthodes de séparation [1]

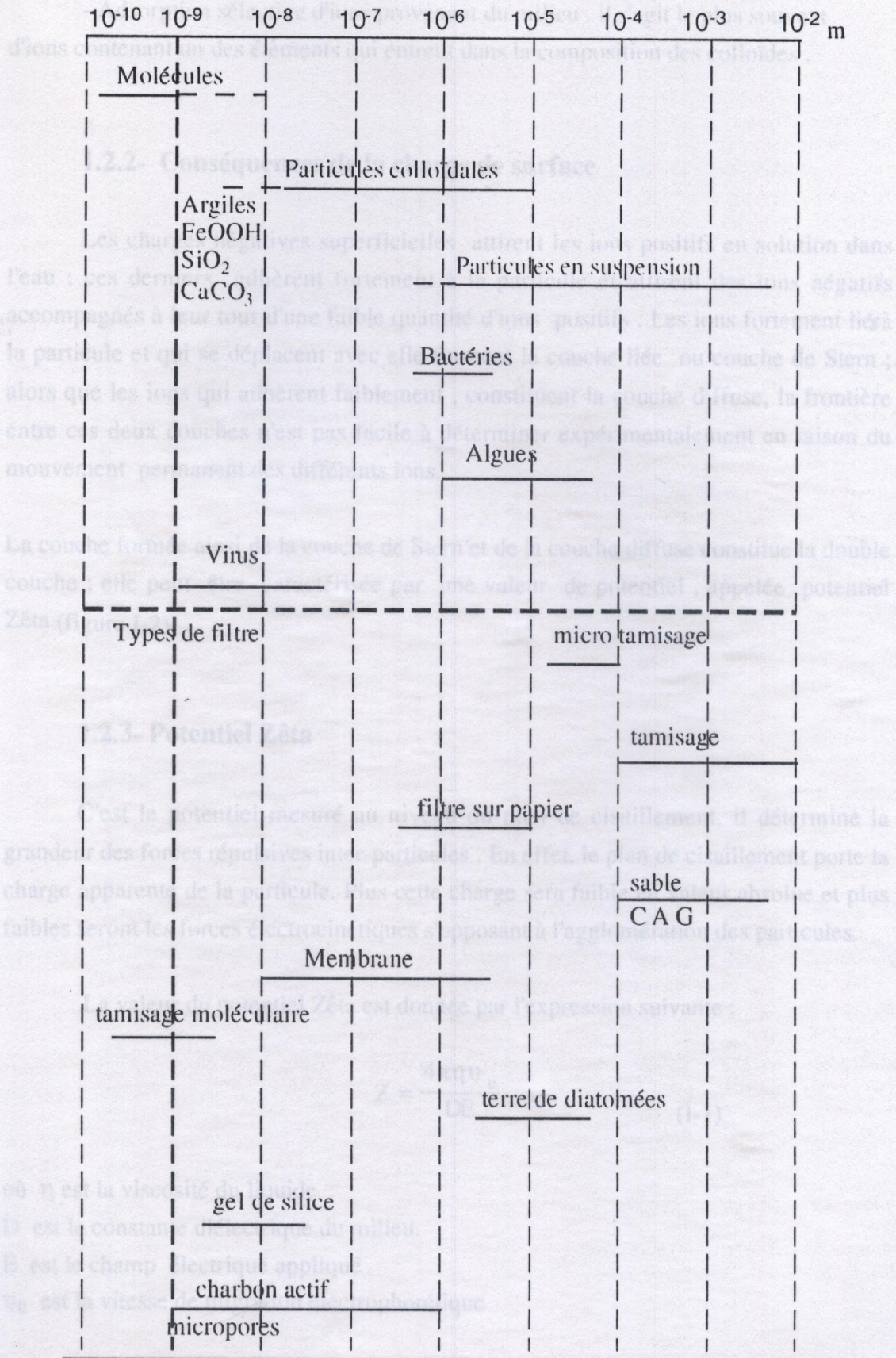


Figure (I-1) : classification des particules en fonction de leur diamètre et des méthodes de séparation [1]

- Adsorption sélective d'ions provenant du milieu . il s'agit le plus souvent d'ions contenant un des éléments qui entrent dans la composition des colloïdes .

1.2.2- Conséquences de la charge de surface

Les charges négatives superficielles attirent les ions positifs en solution dans l'eau ; ces derniers adhèrent fortement à la particule et attirent des ions négatifs accompagnés à leur tour d'une faible quantité d'ions positifs . Les ions fortement liés à la particule et qui se déplacent avec elle forment la couche liée ou couche de Stern ; alors que les ions qui adhèrent faiblement , constituent la couche diffuse, la frontière entre ces deux couches n'est pas facile à déterminer expérimentalement en raison du mouvement permanent des différents ions.

La couche formée ainsi de la couche de Stern et de la couche diffuse constitue la double couche ; elle peut être caractérisée par une valeur de potentiel , appelée potentiel Zêta (figure I-2).

1.2.3- Potentiel Zêta

C'est le potentiel mesuré au niveau du plan de cisaillement, il détermine la grandeur des forces répulsives inter-particules . En effet, le plan de cisaillement porte la charge apparente de la particule. Plus cette charge sera faible en valeur absolue et plus faibles seront les forces électrocinétiques s'opposant à l'agglomération des particules.

figure (I-2) : représentation schématisée de la double couche d'une particule colloïdale[2]

La valeur du potentiel Zêta est donnée par l'expression suivante :

$$Z = \frac{4\pi\eta v_e}{DE} \quad (I-1)$$

où η est la viscosité du liquide

D est la constante diélectrique du milieu.

E est le champ électrique appliqué

v_e est la vitesse de migration électrophorétique

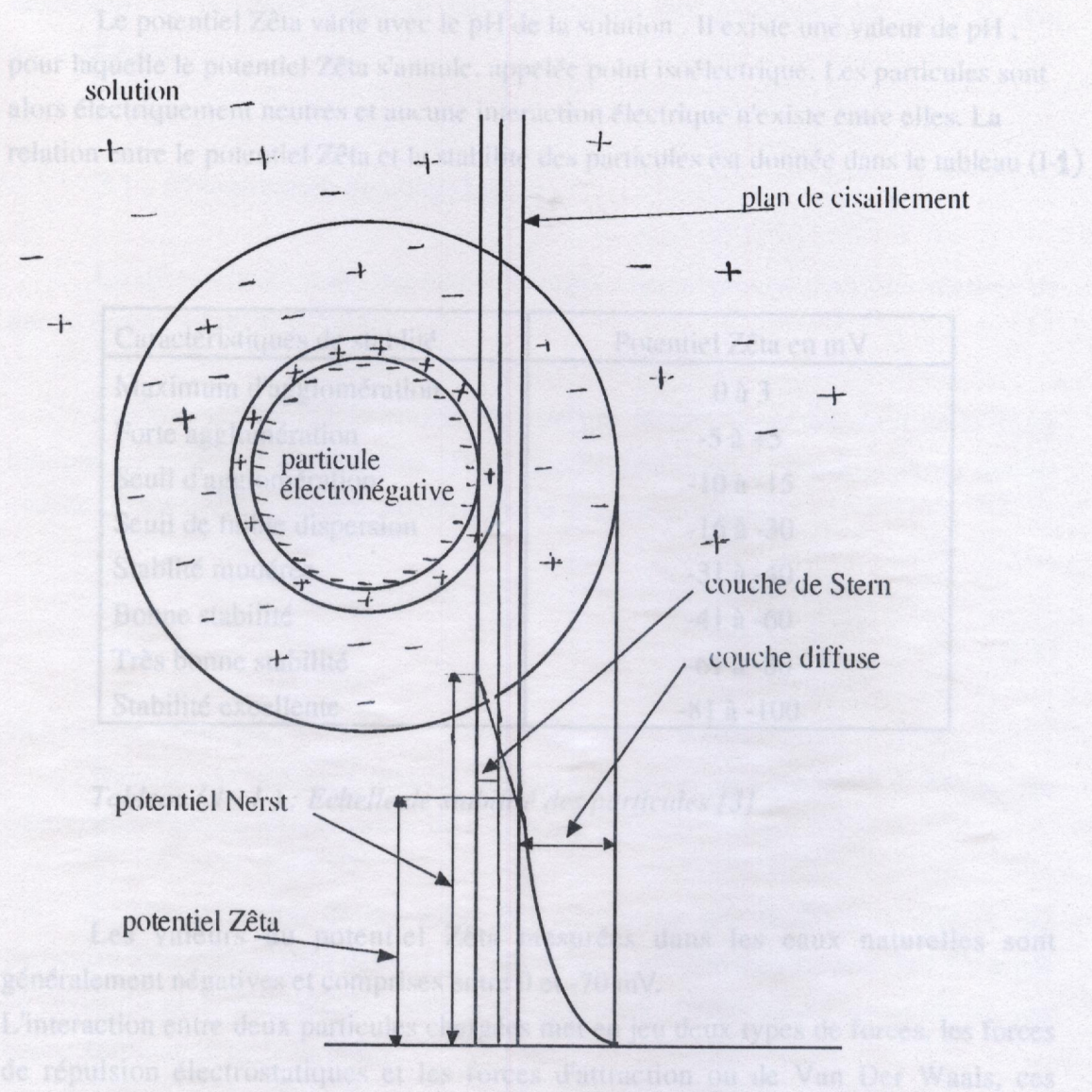


figure (I-2) : représentation schématique de la double couche d'une particule colloïdale[2]

Pour permettre à ces particules colloïdales de s'agglomérer et par voie de conséquence les rendre décantables ou filtrables, il faut réduire les forces électrostatiques répulsives, c'est-à-dire annuler le potentiel Zêta et ce, par l'ajout des cations polyvalents qui neutralisent les charges négatives à la surface du colloïde; ce phénomène de neutralisation des charges superficielles est connu sous le nom de coagulation.

1.1 - Coagulation

La coagulation est la première étape dans le processus de traitement physico-chimique des eaux, elle consiste essentiellement à neutraliser ou à diminuer la charge

Le potentiel Zêta varie avec le pH de la solution . Il existe une valeur de pH , pour laquelle le potentiel Zêta s'annule, appelée point isoélectrique. Les particules sont alors électriquement neutres et aucune interaction électrique n'existe entre elles. La relation entre le potentiel Zêta et la stabilité des particules est donnée dans le tableau (I-1)

Caractéristiques de stabilité	Potentiel Zêta en mV
Maximum d'agglomération	0 à 3
Forte agglomération	-5 à +5
Seuil d'agglomération	-10 à -15
Seuil de faible dispersion	-16 à -30
Stabilité modérée	-31 à -40
Bonne stabilité	-41 à -60
Très bonne stabilité	-61 à -80
Stabilité excellente	-81 à -100

Tableau (I - 1) : Echelle de stabilité des particules [3]

Les valeurs du potentiel Zêta mesurées dans les eaux naturelles sont généralement négatives et comprises entre 0 et -70 mV.

L'interaction entre deux particules chargées met en jeu deux types de forces, les forces de répulsion électrostatiques et les forces d'attraction ou de Van Der Waals, ces dernières ne sont importantes que lorsque les particules sont très proches.

Pour permettre à ces particules colloïdales de s'agglomérer et par voie de conséquence les rendre décantables ou filtrables, il faut réduire les forces électrostatiques répulsives , c'est-à-dire annuler le potentiel Zêta et ce, par l'ajout des cations polyvalents qui neutralisent les charges négatives à la surface du colloïde; ce phénomène de neutralisation des charges superficielles est connu sous le nom de coagulation.

I.2 - Coagulation

La coagulation est la première étape dans le processus de traitement physico-chimique des eaux, elle consiste essentiellement à neutraliser ou à diminuer la charge

électrique et favoriser ainsi le rapprochement des particules en vue de leur agglomération.

La coagulation est un processus impliquant plusieurs phénomènes qui évoluent dans le temps. Déjà en 1968, STUMMEI O'MELIA [6] ont identifié plusieurs étapes de réaction.

2.1 - Mécanismes de coagulation

La déstabilisation des particules chargées négativement peut être réalisée de quatre façons [2, 4, 5] :

a- Compression de la couche diffuse qui résulte l'augmentation de la force ionique du milieu grâce à l'ajout d'ions supplémentaires. L'épaisseur de la double couche (x) est liée à la force ionique (I) par la relation suivante:

$$x = \frac{K'}{\sqrt{I}} \quad (I-2)$$

où k' est une constante

$$K_{H_2O} = 2,3 \cdot 10^{-9} \text{ à } 20^\circ\text{C}$$

Dans le cas des eaux douces, la gamme typique de x est de 5 à 20 nm; par contre, pour l'eau de mer, la valeur de x n'est que 0,4 nm.

De nombreux facteurs influencent le mécanisme et l'efficacité de la coagulation.

b- Neutralisation de la charge par adsorption (ou dépôt) à la surface des particules d'espèces portant des charges opposées et les plus élevées possible. Ce mode de déstabilisation nécessite des particules légèrement chargées dans le but d'avoir une bonne élimination de la turbidité.

c- Emprisonnement des particules colloïdales dans un réseau de "flocons"; celles-ci jouent le rôle de noyaux lors de la formation du floc.

On a mentionné que la déstabilisation des particules exige des agents chimiques

d- L'adsorption des polymères sur la surface des particules, ce mécanisme peut exister seulement en présence des polymères anioniques et non ioniques. Pour les polymères cationiques, leur mode d'action est le même que les sels minéraux.

Selon les conditions et les propriétés physico-chimiques de l'eau à traiter l'un de ces mécanismes peut être prédominant.

La coagulation par les sels minéraux est connue déjà depuis longtemps. Les sels minéraux les plus utilisés sont ceux du fer et de l'aluminium.

3.1.1- Sels de fer

2.2- Cinétique de coagulation

La coagulation est un processus impliquant plusieurs phénomènes qui évoluent dans le temps. Déjà en 1968, STUMMET et O'MELIA [6] ont identifié plusieurs étapes de réactions :

- hydrolyse de métal ionique multivalent et polymérisation subséquentes en des espèces polynucléaires hydrolysées;
- adsorption des espèces hydrolysées sur l'interface solide-solution pour déstabiliser le colloïde;
- agrégation de particules déstabilisées par pontage;
- agrégation de particules déstabilisées par leur transport et les forces de Van Der Waals ;
- vieillissement des floes qui s'accompagnent des changements chimiques dans la structure;
- précipitation de l'hydroxyde métallique.

2.3- Facteurs influençant la coagulation [7]

De nombreux facteurs influencent le mécanisme et l'efficacité de la coagulation. Certains sont liés à la qualité de l'eau à traiter : le pH, l'alcalinité, la turbidité, la couleur et les matières organiques, la température, etc... . D'autres sont liés au traitement lui-même : la nature et la dose du coagulant et de l'aide coagulant, le mode d'injection, etc... .

I. 3 - Agents de déstabilisation

On a mentionné que la déstabilisation des particules exige des agents chimiques portant des cations multivalents, appelés coagulants. Le choix et l'utilisation de ces derniers ne sont pas faciles et reposent certainement sur les propriétés physico-chimiques de l'eau à traiter ainsi que sur le mode de traitement.

3.1- Coagulants minéraux

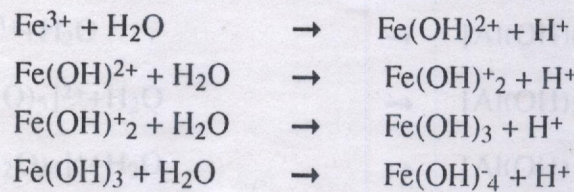
La coagulation par les sels minéraux est connue déjà depuis longtemps. Les sels minéraux les plus utilisés sont ceux du fer et de l'aluminium.

3.1.1- Sels de fer

L'usage des composés du fer a été critiquée sous prétexte que le carbonate ferrique formé n'a pas de valeur coagulante. En général, les composés du fer semblent avoir de légers avantages comparativement aux autres et ce, grâce au fait que le floc formé soit lourd et se dépose facilement sous des conditions favorables [8] .

La composition des espèces dans une solution d'un sel ferrique dépend du pH, de la concentration, de la température et autres facteurs.

L'hydrolyse d'un sel ferrique mène à la formation d'espèces monomériques, dimériques et possiblement de petits complexes polymériques, après la dissociation de sel ferrique en ion ferrique hydraté , $\text{Fe}(\text{H}_2\text{O})_6^{3+}$ les réactions d'hydrolyse s'écrivent Selon SNOEYINK et JENKINS [9]:



Il existe des diagrammes portant la stabilité des différentes espèces ferriques en solution, en fonction du pH .

Les sels de fer utilisés dans le traitement des eaux sont :

- chlorure ferrique	$\text{FeCl}_3 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$
- sulfate ferrique	$\text{Fe}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 9\text{H}_2\text{O}$
- sel double	FeClSO_4
- sulfate ferreux	$\text{FeSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$

3.1.2 - Sels d'aluminium

Les sels d'aluminium sont les coagulants les plus largement utilisés [10] , leur usage dans la clarification de l'eau a été breveté en 1866 par BIRD [11] .

* Réactions en jeu

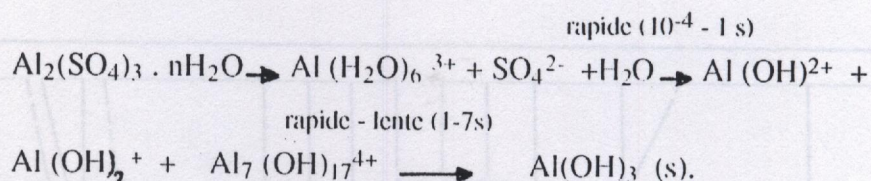
Il est nécessaire de considérer les différentes espèces d'aluminium susceptibles d'être présentées lors de l'hydrolyse de l'aluminium. Le mécanisme d'élimination des contaminants est évidemment subordonné à la présence de ces espèces.

En solution, les sels d'aluminium libèrent des ions Al^{3+} solvatés par six molécules d'eau, $\text{Al}(\text{H}_2\text{O})_6^{3+}$. Ces ions ne sont présents qu'en dessous d'un pH de 4,5. Au dessus de ce pH, les ions Al^{3+} s'hydratent et réagissent pour former des espèces monomériques, polymériques et un précipité solide, le tableau (I-2) récapitule les différentes espèces existant dans une solution d'un sel d'aluminium.

<i>Dissociation</i>	
$[\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O}] + \text{H}_2\text{O}$	$\rightarrow 2[\text{Al}(\text{H}_2\text{O})_6]^{3+} + 3\text{SO}_4^{2-} + 2\text{H}_2\text{O}$
<i>Hydrolyses</i>	
$[\text{Al}(\text{H}_2\text{O})_6]^{3+} + \text{H}_2\text{O}$	$\rightarrow [\text{Al}(\text{OH})(\text{H}_2\text{O})_5]^{2+} + \text{H}_3\text{O}^+$
$[\text{Al}(\text{OH})(\text{H}_2\text{O})_5]^{2+} + \text{H}_2\text{O}$	$\rightarrow [\text{Al}(\text{OH})_2(\text{H}_2\text{O})_4]^+ + \text{H}_3\text{O}^+$
$[\text{Al}(\text{OH})_2(\text{H}_2\text{O})_4]^+ + \text{H}_2\text{O}$	$\rightarrow [\text{Al}(\text{OH})_3(\text{H}_2\text{O})_3] + \text{H}_3\text{O}^+$
$[\text{Al}(\text{OH})_3(\text{H}_2\text{O})_3] + \text{H}_2\text{O}$	$\rightarrow [\text{Al}(\text{OH})_4(\text{H}_2\text{O})_2]^- + \text{H}_3\text{O}^+$
<i>Inactivation par anions</i>	
$[\text{Al}(\text{H}_2\text{O})_6]^{3+} + \text{SO}_4^{2-}$	$\rightarrow [\text{Al}(\text{SO}_4)(\text{H}_2\text{O})_4]^+ + 2\text{H}_2\text{O}$
$[\text{Al}(\text{OH})(\text{H}_2\text{O})_5]^{2+} + \text{SO}_4^{2-}$	$\rightarrow [\text{Al}(\text{SO}_4)(\text{H}_2\text{O})_4]^+ + \text{OH}^- + \text{H}_2\text{O}$
<i>Polymérisation</i>	
$2[\text{Al}(\text{OH})_2(\text{H}_2\text{O})_4]^+$	$\rightarrow [\text{Al}_2(\text{OH})_4(\text{H}_2\text{O})_6]^{2+} + 2\text{H}_2\text{O}$
$[\text{Al}_2(\text{OH})_4(\text{H}_2\text{O})_6]^{2+} + [\text{Al}(\text{OH})_2(\text{H}_2\text{O})_4]^+$	$\rightarrow [\text{Al}_3(\text{OH})_6(\text{H}_2\text{O})_8]^{3+} + 2\text{H}_2\text{O}$
$2[(\text{H}_2\text{O})_4\text{Al} \begin{array}{c} \text{OH} \\ \diagup \\ \text{H}_2\text{O} \end{array}]^{2+}$	$\rightarrow [(\text{H}_2\text{O})_4\text{Al} \begin{array}{c} \text{H} \\ \diagup \text{O} \diagdown \\ \text{O} \end{array} \text{Al}(\text{H}_2\text{O})_4]^{4+} + 2\text{H}_2\text{O}$
<i>Hydroxylation (formation aluminate)</i>	
$[\text{Al}(\text{OH})_3(\text{H}_2\text{O})_3] + \text{OH}^-$	$\rightarrow [\text{Al}(\text{OH})_4(\text{H}_2\text{O})_2]^- + \text{H}_2\text{O}$
$[\text{Al}(\text{OH})_4(\text{H}_2\text{O})_2]^-$	$\rightarrow (\text{AlO}_2)^- + 4\text{H}_2\text{O}$

Tableau (I-2) : différentes espèces chimiques du sulfate d'aluminium en milieu aqueux [12]

La réaction est immédiate, elle se passe dans quelques secondes :



Les réactions d'hydrolyse sont extrêmement rapides et se passent dans les micro-secondes si les espèces polymérisées ne sont pas formées et dans une seconde si celles-ci sont formées. La formation d'un précipité solide d'hydroxyde d'aluminium est lente et a lieu dans un intervalle de 1 à 7 secondes [13].

Les travaux de MATIJEVIC [14], RUBIN [15,16] et O'MELIA [17] ont élucidé l'hydrolyse des espèces d'aluminium et leurs interaction avec les colloïdes. La plus part de ces résultats ont été exprimés sous forme de diagrammes, en portant $\log[\text{Al}]$ en fonction du pH final de la solution. En effet, le diagramme développé par AMIR THARAJAH et MILLS [13] aide mieux à lier les approches théoriques et leurs applications pratiques dans le traitement des eaux (figure I - 3). A partir de ce diagramme et la figure (I-4), on peut conclure qu'il y a :

* Une zone d'adsorption - déstabilisation où la dose requise de coagulant est relativement faible. Au cours de ce mécanisme, les espèces polymérisées peuvent jouer un rôle très important dans la coagulation (voie E). Selon la taille de ces espèces et la répartition des centres actifs, il y a possibilité de pontage entre plusieurs particules, ce mécanisme est le plus convenable à la filtration directe. Notons que certaines de ces espèces polycationiques ont une durée de vie très courte et tendent à s'hydrolyser et à se dépolymériser (voie D').

* Une zone de "sweep coagulation" correspondant à des doses élevées de coagulant et à un pH supérieur à 6. Dans ce cas, la polycondensation de l'hydroxyde est favorisée par la rencontre avec les particules jouant ici le rôle de noyaux de précipitation et l'on obtient un floc abondant, constitué essentiellement de l'hydroxyde d'aluminium (voie F1), ce mécanisme convient mieux à la décantation.

* Une zone où les deux mécanismes "sweep coagulation" et adsorption-déstabilisation peuvent se produire simultanément pour un dosage de coagulant assez faible et un pH supérieur à 7.

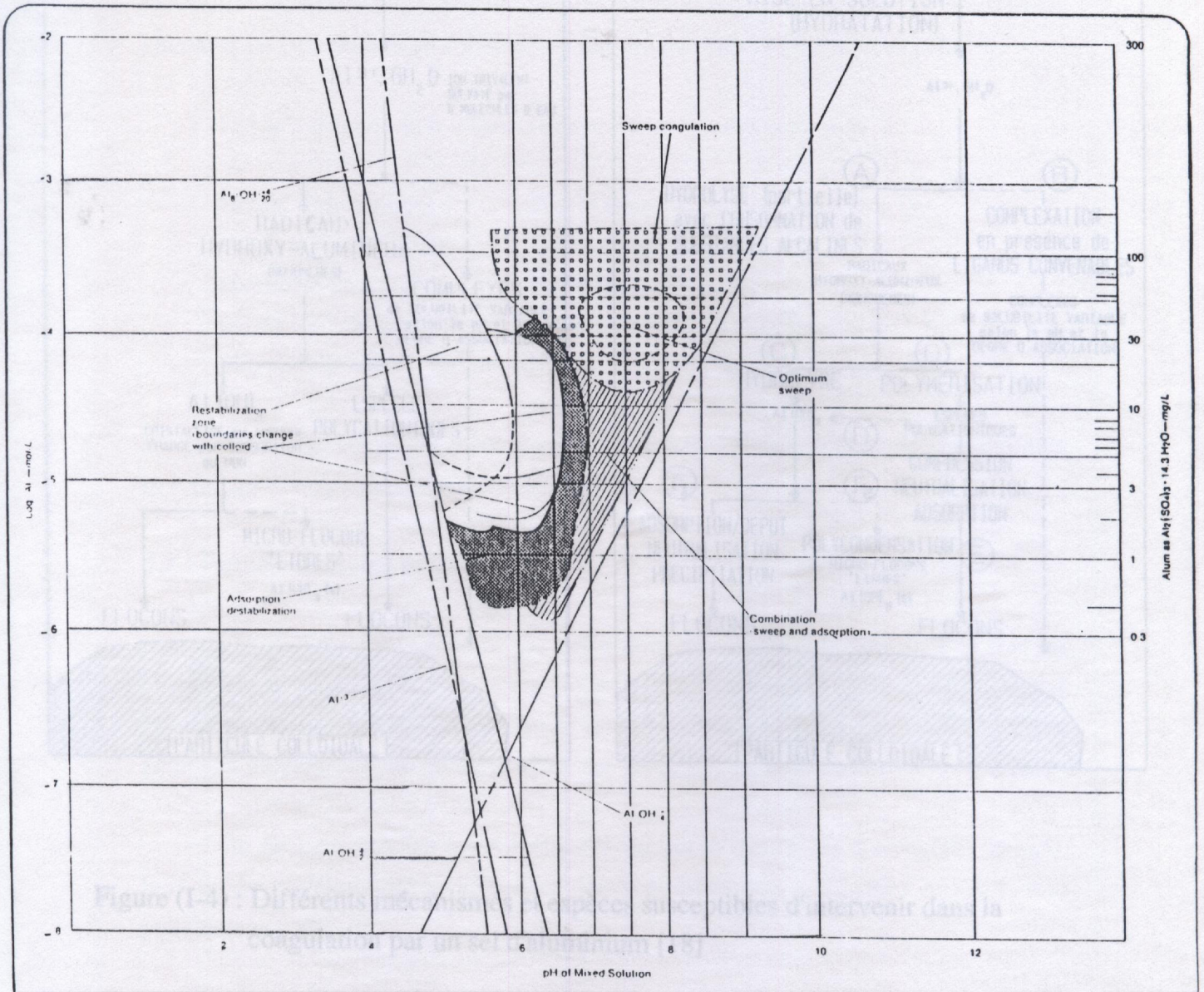


Figure (I-3) : Diagramme de stabilité des espèces dissoutes de Al [13]

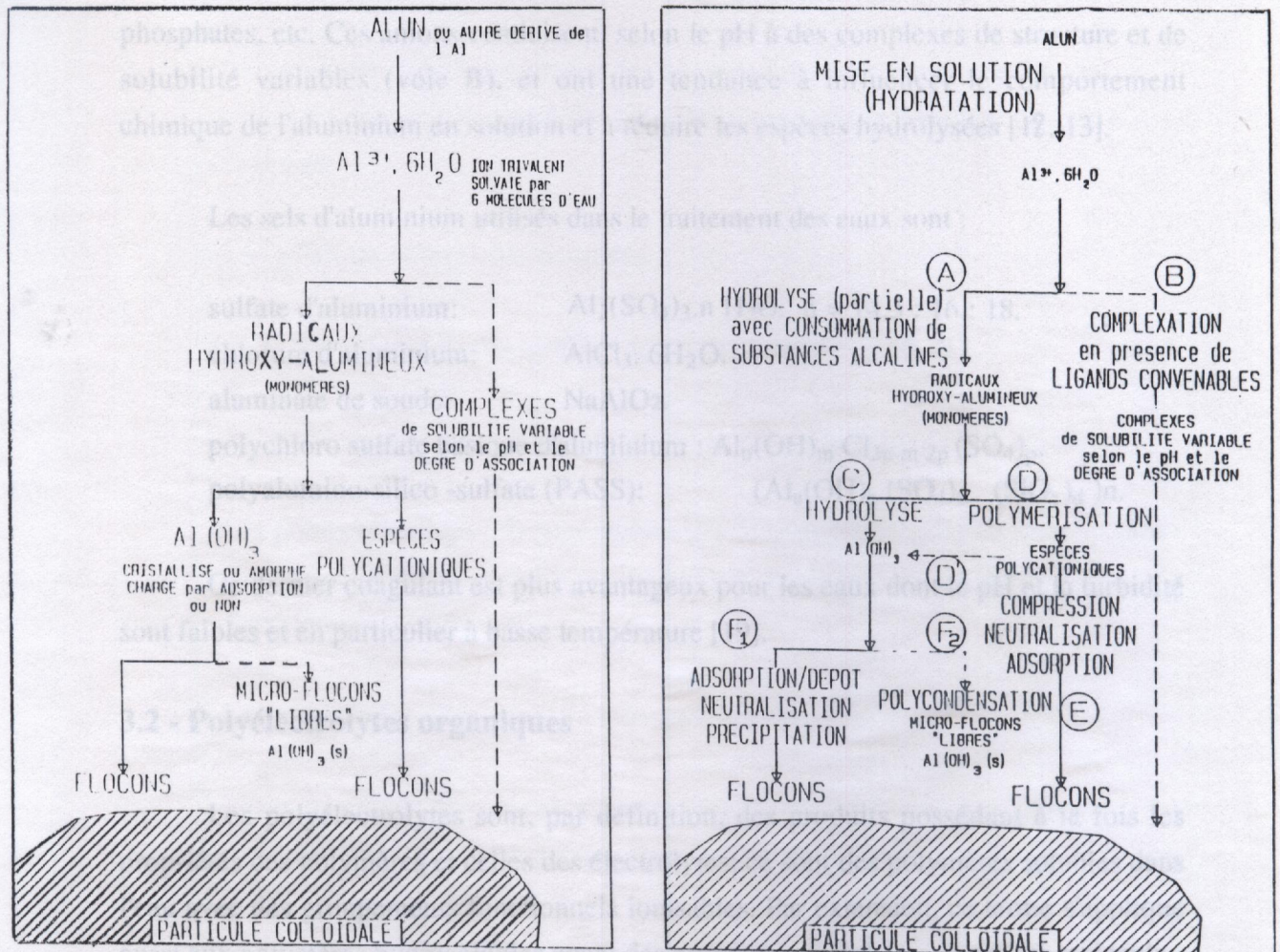


Figure (I-4) : Différents mécanismes et espèces susceptibles d'intervenir dans la coagulation par un sel d'aluminium [18]

Parallèlement à l'hydrolyse d'aluminium. Une partie de celui-ci donne de nombreuses combinaisons avec les anions: sulfates, carbonates, chlorures et phosphates, etc. Ces anions conduisent, selon le pH à des complexes de structure et de solubilité variables (voie B), et ont une tendance à influencer le comportement chimique de l'aluminium en solution et à réduire les espèces hydrolysées [12, 13].

Les sels d'aluminium utilisés dans le traitement des eaux sont :

sulfate d'aluminium: $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot n \text{H}_2\text{O}$. $n = 14,3 : 16 : 18$.
 chlorure d'aluminium: $\text{AlCl}_3 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$.
 aluminate de soude: NaAlO_2 .
 polychloro sulfate basique d'aluminium : $\text{Al}_n(\text{OH})_m \text{Cl}_{3n-m-2p} (\text{SO}_4)_p$.
 polyalumino-silico -sulfate (PASS): $(\text{Al}_a(\text{OH})_b (\text{SO}_4)_c (\text{SiO}_x)_d)_n$.

Ce dernier coagulant est plus avantageux pour les eaux dont le pH et la turbidité sont faibles et en particulier à basse température [19].

3.2 - Polyélectrolytes organiques

Les polyélectrolytes sont, par définition, des produits possédant à la fois les propriétés des polymères et celles des électrolytes; ce sont des polymères solubles dans l'eau avec des groupements fonctionnels ionisables. Par extension, ce terme s'applique aussi aux polymères hydrosolubles ayant des groupements polaires dans leur molécule.

On peut caractériser les polyélectrolytes par la nature des monomères de base, leur poids moléculaire, la nature de leurs groupements ionisables et enfin leur pourcentage d'ionité.

3.2.1 - Polyélectrolytes naturels organiques [20,21]

Ce sont des polymères extraits de produits naturels, soit utilisés tels quels, soit modifiés pour augmenter leur action, les plus importants sont :

- Les dérivés amylicés, les amidons oxydés anioniques, les amidons cationiques traités par des amines et les amidons phosphatés, ils sont peu utilisés dans le traitement des eaux.

- Les polysaccharides : la gomme de caroube et la gomme guar, ils sont non-ioniques et donc peu influencés par les variations du pH.
- Les alginates tirés des algues et de caractère fortement anionique, ils sont employés dans le traitement des eaux, leur non-toxicité constitue un grand avantage.
- Les gélatines et les colles animales.

3.2.2- Polyélectrolytes synthétiques organiques [20,21]

Les monomères de base étant issus directement de la pétrochimie, on citera:

- Les polyacrylamides ; ils sont dérivés des monomères acryliques dont les plus importants sont l'acrylamide (anionique) et l'acide acrylique associé à l'acrylamide (cationique).
- Les polyoxydes d'éthylène; ils sont nonioniques.
- Les polyamines; ils sont cationiques et réagissent fréquemment comme coagulant dans des milieux organiques comme les eaux de papeterie.
- Les polymères sulfonés; ils sont le plus souvent copolymérisés avec l'acrylamide (cationiques).

3.2.3- Mécanisme d'action des polyélectrolytes [22,23]

Dans le cas des polymères cationiques, le mécanisme prépondérant est la déstabilisation par neutralisation des charges négatives des particules. Ils jouent donc le même rôle que les sels minéraux dans la coagulation des particules.

Dans le cas des polymères anioniques ou nonioniques, le mécanisme d'adsorption qui l'emporte; les particules en suspension possédant un nombre de sites d'adsorption limités sur lesquels peuvent s'adsorber les polymères. L'adsorption des polymères (nonioniques) se fait suivant une loi de type Langmuir: la fraction de surface recouverte par le polymère résulte d'un équilibre entre macromolécules adsorbées et macromolécules en suspension.

L'adsorption est d'autant plus facile que les polymères (anioniques) sont plus faiblement hydrolysés.

Les forces de répulsion particule-polymère sont croissantes avec l'augmentation du degré d'ionité.

Le pontage entre les particules déstabilisées par les deux mécanismes précédents peut s'effectuer de deux façons :

- Une interaction entre les segments de macromolécules adsorbés sur des particules différentes.
- Les segments de polymère ne sont que partiellement adsorbés à la surface d'une particule, les autres demeurent libres pour adsorber d'autres particules. Ces deux types de pontage peuvent intervenir simultanément.

Les forces mises en jeu durant l'action des polymères sur les particules en suspension sont d'origines diverses; les forces de Van Der Waals, les Liaisons hydrogène et fixation par réaction de complexation entre groupement chimique du polymère et certains cations minéraux polyvalents fixés à la surface de la particule solide.

3.2.4 - Aspect sanitaire de polymère synthétique

Les polymères utilisés dans le traitement des eaux sont considérés comme non toxiques. Cependant, dans le cas des polyacrylamides, la présence d'acrylamide n'ayant pas réagi au cours de la polymérisation et présentant une certaine toxicité amène les divers pays utilisant ces polymères pour le traitement des eaux potables à fixer des limites [24].

En conclusion, vu la rapidité des réactions d'hydrolyse des sels minéraux, la dispersion rapide du coagulant dans l'eau à traiter assurant l'homogénéité entre le coagulant et les particules en suspension, est nécessaire pour des conditions de traitement favorables. A cet effet, la coagulation des particules en suspension est réalisée dans des mélangeurs caractérisés par un temps de séjour court (inférieur à une minute) et une agitation intensive, appelés mélangeurs rapides ou "rapid mixing".

Ces particules coagulées (déstabilisées) ne peuvent être éliminées par décantation ou filtration qu'après leur agglomération, celle-ci est caractérisée par un temps de séjour prolongé et une agitation lente, ce processus est connu sous le nom de floculation.

1.4 - Floculation

La floculation est l'agrégation des particules déjà déstabilisées, par collision les unes aux autres, résultant de leur déplacement relatif; celui-ci peut être provoqué par trois mécanismes [25] :

- Le mouvement Brownien : on parlera alors de la floculation péricinétique; elle est fonction du produit KT où K est la constante de Boltzmann et T est la température absolue de la suspension. Son importance est limitée dès que le diamètre des particules ou des micro-flocs dépasse le micron
- L'écoulement du fluide donnant naissance à un gradient de vitesse : c'est la floculation orthocinétique.
- Le mouvement relatif des particules dû à la différence de densité entre les particules (cas de la sédimentation).

4.1 - Floculation orthocinétique

Le mouvement relatif de différentes couches parallèles du liquide dû à un gradient de vitesse permet de mettre en contact des particules se déplaçant à des vitesses différentes.

4.1.1- Définition du gradient de vitesse

La variation de la distribution des vitesses entre les plans parallèles du liquide est caractérisée par le rapport [26] :

$$G = \frac{dU}{dY} \quad (I-3)$$

où G est appelé gradient de vitesse et s'exprime en s^{-1} .

U est la vitesse d'un élément de surface mobile au sein du fluide.

Y est la distance entre deux éléments de surface.

4.1.2 - Théorie de la floculation [26, 27]

SMOLUCHOWSKI (1917) a établi un modèle mathématique donnant le nombre de contact H_{ij} entre les particules dans un écoulement laminaire.

$$H_{ij} = \frac{4}{3} n_i n_j R_{ij}^3 \frac{dU}{dZ} \quad (I-4)$$

où H_{ij} est le nombre de contacts entre toutes les particules i et les particules j par unité de temps

n_i est le nombre de particules i par unité de volume .

n_j est le nombre de particules j par unité de volume

R_{ij} est la somme de deux rayons r_i et r_j de particules i et j .

dU/dZ est le gradient de vitesse constant dans la direction Z .

L'application de cette équation au cas réel et évidemment limitée par l'hypothèse d'un écoulement laminaire. En effet, les flocculateurs industriels opèrent en régime turbulent.

Dans le cas d'un écoulement turbulent, les gradients de vitesse ne sont pas constants. En remplaçant le terme par une valeur moyenne mesurable " G " donnée par la formule de CAMP et STEIN :

$$\frac{dU}{dZ} = G = \left[\frac{P}{\mu V} \right]^{1/2} \quad (I-5)$$

Où P est la puissance totale dissipée dans le liquide

μ est la viscosité dynamique de liquide

V est le volume du liquide agité

D'où l'équation (I. 4) dans un écoulement turbulent devient :

$$H_{ij} = \frac{4}{3} n_i n_j R_{ij}^3 G \quad (I-6)$$

CAMP et STEIN (1943) ont étendu l'équation de SMOLUCHOWSKI pour définir le taux de variation de concentration des particules, l'expression proposée par ces deux auteurs et adoptée par HUDSON (1964), est la suivante :

$$\frac{dn_1}{dt} = -\frac{4}{3} n_1 n_2 R_2^3 G \quad (I-7)$$

Où n_1 est le nombre de particules primaires par unité de volume.
 n_2 est le nombre de floes par unité de volume.
 R_2 est le rayon des floes

4.1.3 - Cas d'un flocculateur parfaitement agité [26]

Dans le cas d'un flocculateur parfaitement agité, la puissance dissipée (P) peut être évaluée de différentes méthodes parmi lesquelles celle de la force de trainée (F_t) exercée sur la pale.

$$P = F_t (v_p - v_l) \quad (I-8)$$

où v_p , v_l sont respectivement la vitesse périphérique de la pale et tangentielle du liquide.

$v_p - v_l$ est la vitesse relative de la pale.

La force de trainée F_t s'exprime par la relation suivante :

$$F_t = \frac{\rho C_d A_p (v_p - v_l)^2}{2} \quad (I-9)$$

où ρ est la masse volumique de liquide

C_d est le coefficient de trainée qui dépend de la géométrie et de la vitesse de la pale

A_p est l'aire de la pale

Dans ce cas, la puissance s'écrit :

$$P = \frac{\rho C_d A_p (v_p - v_l)^3}{2} \quad (I-10)$$

et l'équation (I-5) devient :

$$G = \left[\frac{C_d A_p \rho (v_p - v_l)^3}{2 V \mu} \right]^{1/2} \quad (I-11)$$

L'utilisation de cette formule conduit à la connaissance de deux paramètres dépendant de la géométrie du flocculateur et de la vitesse de la pale, le coefficient de trainée C_d , et la vitesse relative de la pale $(v_p - v_l)$. Le tableau (I-3) résume quelques valeurs de ces deux paramètres donnés par différents auteurs.

AUTEURS	C_d	v_l/v_p
LEIPOLD 1934	1,8	0,50
HYDE 1944	1,0	-
CAMP 1955	-	0,24 à 0,32
HARIS 1966	1,9	0,35
POLASEK 1979	1,10 à 2,0	-
BHOLE 1980	0,94 à 1,8	0,52

Tableau (I-3) : récapitule quelques valeurs de C_d et v_l/v_p par différents auteurs [28]

De nombreux auteurs affirment que l'effet de G intervient dans les deux étapes :

- La coagulation (LETTERMAN et col.[29], FRANCOIS et col. [30] et AMIRTHARAJAH et col.[13,31])

- La floculation (FRANCOIS et col.[30] MIYANAMI et col.[32] et RONG-JIN LEU et GOSH [33]).

Ces auteurs ont montré l'importance de G tant sur le plan économique que sur la qualité de l'eau traitée.

4-1-4 Cassage de floes

Les travaux élaborés par ARGAMAN et KAUFMAN [34] PARKER et Col. [35], ARGAMAN [36] ont conduit à des équations cinétiques de la floculation en tenant compte le cassage des floes.

Le modèle de ARGAMAN [36] où deux processus opposés sont considérés responsables de la floculation. Il s'agit de l'agrégation des particules formant des floes et le cassage de ces derniers en de plus petits fragments. La formule proposée est la suivante:

$$\frac{dn_1}{dt} = -K_A n_1 G + K_B n_2 G^2 \quad (I-12)$$

Le premier terme concerne la formation des floes tandis que le second terme représente leur cassage, K_A et K_B sont des constantes.

PARKER et Col [35], envisageant divers mécanismes pour le cassage du floc, concluent que l'érosion de particules primaires à partir de la surface du floc et, la déformation et la fragmentation consécutive sont les plus plausibles. Ils ont proposé des expressions pour un diamètre maximal et stable du floc ($d_{\max}$), au-dessus duquel les floes sont instables et soumis au cassage :

$$d_{\max} = C_1 G^{-2\gamma} \quad (I-13)$$

Où C_1 est le coefficient de cohésion du floc et γ est un paramètre qui dépend du mode de cassage.

CHAPITRE II : FILTRATION DANS LA MASSE

1- Généralités

La filtration est la séparation d'une phase continue (liquide) et d'une phase dispersée (solide), initialement mélangées (suspension), à travers un milieu poreux.

Pour mieux séparer les deux phases, deux techniques sont couramment utilisées:

- la filtration sur support ou sur gâteau,
- la filtration en profondeur ou dans la masse.

La filtration sur support

Durant la filtration, le solide se dépose sur le support sous la forme d'un gâteau d'épaisseur croissante, ce type d'ensemble pour des suspensions fortement chargées.

CHAPITRE II

FILTRATION DANS LA MASSE

La filtration dans la masse

La rétention des particules solides se fait à l'intérieur d'une masse poreuse formée de grains (sable, anthracite, charbon actif, etc.) en se coinçant entre les grains, ou en se collant contre les surfaces des grains, ou en se déposant dans des anfractuosités; il s'ensuivra donc un enlèvement. Elle est utilisée dans le cas des suspensions peu chargées en matières en suspension.

2- Mécanismes de filtration

Au cours de la filtration d'une suspension à travers d'un milieu poreux, au moins deux étapes de rétentions des particules solides sont distinguées [37, 38]:

- Transport des particules en suspension (ou floculées) immédiatement au voisinage des grains de lit filtrant; cette étape dépend de nombreux facteurs physico-hydrauliques; le débit, la taille et la forme de milieu filtrant, la porosité de lit filtrant, la densité des particules en suspension ou floculées et la viscosité de liquide.

CHAPITRE II : FILTRATION DANS LA MASSE

1- Généralités

La filtration est la séparation d'une phase continue (liquide) et d'une phase dispersée (solide) , initialement mélangées (suspension) , à travers un milieu poreux.

Pour mieux séparer les deux phases , deux techniques sont couramment utilisées:

- la filtration sur support ou sur gâteau,
- la filtration en profondeur ou dans la masse ,

La filtration sur support

Durant la filtration , le solide se dépose sur le support sous la forme d'un gâteau d'épaisseur croissante, ce type de filtration est convenable pour des suspensions fortement chargées.

La filtration dans la masse

La rétention des particules solides se fait à l'intérieur d'une masse poreuse formée de grains (sable, anthracite, charbon actifs, etc,) , en se coinçant entre les grains, ou en se collant contre les surfaces des grains, ou en se déposant dans des anfractuosités ; il s'ensuivra donc un colmatage. Elle est utilisée dans la cas des suspensions peu chargées en matières en suspension.

2- Mécanismes de filtration

Au cours de la filtration d'une suspension à travers d'un milieu poreux , au moins deux étapes de rétentions des particules solides sont distinguées [37, 38] :

- Transport des particules en suspension (ou floculées) immédiatement au voisinage des grains de lit filtrant ; cette étape dépend de nombreux facteurs physico-hydrauliques ; le débit, la taille et la forme de milieu filtrant , la porosité de lit filtrant, la densité des particules en suspension ou floculées et la viscosité de liquide.

Mécanismes élémentaires	Types	Observations
Sites de rétention	Sites de surface	La particule se dépose sur la surface de grains
	Sites de crevasse	La particule se bloque entre (2) surfaces convexe de (2) grains
	Sites de rétrient	La particule se bloque à l'entrée d'un pore
	Sites de caverne	La particule se dépose dans une région formée par les grains
Forces de rétention	Pression axiale du fluide	La particule est collée par la poussée du fluide
	Forces de frottement	La particule tient en place par frottement lors du choc d'arrêt
	Forces de surfaces	Forces de VDW et forces électriques
	Forces chimiques	Les particules colloïdales peuvent former des liaisons chimiques
Processus de capture	Sédimentation	La densité de particules est supérieure à celle de liquide
	Effets hydrodynamiques	Dûs à la distribution des vitesses dans les pores et la forme des particules
	Interception directe	Les particules heurtent les parois des sections convergentes des pores
	Inertie	Les particules denses ne suivent pas les trajectoires de fluide
	Diffusion (mvt brownien)	Les particules sont très petites (inférieur à 1 μm)

Tableau (II-1) : récapitule les différents mécanismes de rétention des particules [37,40]

où C est la concentration instantanée des particules en suspension à une profondeur l .

λ est le coefficient de filtration.

σ est le dépôt du solide dans une couche d'épaisseur l

U_f est la vitesse de filtration

l est l'épaisseur de la couche filtrante

La résolution de l'équation (II-1) devient alors :

$$\ln \frac{C}{C_0} = -\lambda L \quad (II-3)$$

où C_0 est la concentration initiale de la suspension, l'équation (II-3) peut être écrite :

$$\lambda = -\frac{1}{L} \ln \frac{C}{C_0} \quad (II-6)$$

Le coefficient de filtration (λ) est fonction du dépôt de la masse solide (σ)

$$\lambda = f(\sigma)$$

Plusieurs relations reliant les deux paramètres de filtration (λ) et (σ), ont été proposées, IWASAKI a utilisé une équation linéaire :

$$\lambda = \lambda_0 + a' \sigma \quad (II-4)$$

où λ_0 est le coefficient de filtration pour un lit propre ($\sigma=0$), l'équation (II-4) implique une amélioration continue de l'efficacité du filtre, cette période n'est pas limitée. Par contre, IVES [46] tient compte des deux étapes de l'efficacité du filtre ; une augmentation de l'efficacité de filtre avec la rétention des particules, puis une diminution, la formule proposée est la suivante:

respectivement ϵ et a_g . La diminution de la porosité est donnée par l'expression suivante:

$$U_f C_0 t = \int_0^L \sigma dz \quad (II-9)$$

en tenant compte l'équation (II-8) :

$$\Delta P = \int_0^L \left(\frac{dP}{dz} \right) dz = \frac{\Delta P_0}{L} \int_0^L (1 + am \sigma) dz$$

La perte de charge totale peut être écrite :

$$\Delta P = \Delta P_0 \left(1 + \frac{am U_f C_0}{L} t \right) \quad (II-10)$$

Donc , la perte de charge varie linéairement en fonction du temps. Notons que l'équation (II-10) est facilement vérifiée expérimentalement que l'équation (I-8).

3.2.1- Utilisation du modèle de KOZENY-CARMEN

En écoulement laminaire, la perte de charge ΔP_0 à travers une couche Δz de lit filtrant propre peut être exprimée par la relation fondamentale de KOZENY-CARMEN:

$$\frac{\Delta P_0}{\Delta z} = h_{K0} \mu U_f (a_g)_0^2 \frac{(1 - \epsilon_0)^2}{\epsilon_0^3} \quad (II-11)$$

Où a_{g0} est la surface spécifique,
 ϵ_0 est la porosité de milieu filtrant,
 h_{K0} est la constante de KOZENY.

Tableau (II-2) : récapitule quelques formules proposées par différents auteurs [40].

Au cours de la filtration, la rétention des particules provoque une variation à la fois de la porosité du milieu filtrant et de la surface spécifique de grain qui deviennent

respectivement ε et a_g . La diminution de la porosité est donnée par l'expression suivante:

$$\varepsilon = \varepsilon_0 - \beta\sigma \quad (\text{II-12})$$

Donc, la perte de charge à travers un lit filtrant colmaté s'écrit :

$$\frac{\Delta P}{\Delta z} = h_K \mu U_f (a_g)^2 \frac{(1 - \varepsilon)^2}{\varepsilon^3} \quad (\text{II-13})$$

L'équation de KOZENY - CARMEN n'est valable que pour des milieux présentant une texture de pore uniforme assimilé à un faisceau cylindriques. Dans le cas, d'une texture arbitraire, plusieurs expressions basées sur le modèle de KOZENY - CARMEN ont été proposées (tableau II-2). Cependant, dans ces modèles, les surfaces de milieu filtrant sont supposées uniformément enrobées par les particules retenues, donc la rétention se fait seulement sur les sites de surfaces.

Auteurs	Formule proposée
KOZENY - CARMEN	$\frac{\Delta P}{\Delta P_0} = (1 - \frac{\beta\sigma}{\varepsilon_0})^{-2}$
MACKRLE	$\frac{\Delta P}{\Delta P_0} = (1 - \frac{\beta\sigma}{\varepsilon_0})^{-1}$
SAKHTIVADIVEL	$\frac{\Delta P}{\Delta P_0} = (1 - \frac{\beta\sigma}{\varepsilon_0})^{-3}$
	$\frac{\Delta P}{\Delta P_0} = (1 - \frac{\beta\sigma}{\varepsilon_0})^{-3} \cdot (1 + \frac{\beta\sigma}{1 - \varepsilon_0})^2$
STEIN et CAMP	$\frac{\Delta P}{\Delta P_0} = (1 - \frac{\beta\sigma}{\varepsilon_0})^{-3} \cdot (1 + \frac{\beta\sigma}{1 - \varepsilon_0})^{4/3}$

Tableau (II-2) : récapitule quelques formules proposées par différents auteurs [40]

4 - Facteurs influençant la filtration dans la masse [48,49]

La qualité de l'eau filtrée est influencée par plusieurs paramètres parmi lesquels on retiendra :

- l'épaisseur de la couche filtrante.
- la taille des grains de milieu filtrant.
- le type de matériau filtrant.
- la vitesse de filtration.
- les propriétés physico-chimiques de la suspension
- la forme des particules à retenir.
- le type et la dose du coagulant utilisé.
- le cycle de filtration.

FILTRATION DIRECTE

CHAPITRE III : FILTRATION DIRECTE

1- Généralités

La filtration directe est certainement le mode de filtration le mieux adapté à des eaux brutes de faible turbidité. Elle comporte : la coagulation, la floculation et la filtration. Cette technique se caractérise par l'absence de l'opération de décantation par rapport au mode conventionnel. Dans le cas où l'étape de la floculation peut être supprimée, ce type de filtration est appelé la filtration en ligne, la figure (III-1) montre la différence entre les trois modes de traitement [50].

Outre la turbidité, la filtration directe a été appliquée avec beaucoup de succès durant les dernières années pour l'élimination de certains polluants : les acides humiques (GLASER et EDZWALD [51], RERHUN et col. [52]), les algues (KUNIKANE et col. [53] et HAARHOFF et CLEASBY [54]) et les phosphates, (KAVANAUGH et col. [55] et

CHAPITRE III

FILTRATION DIRECTE

En fait, les premières applications de la filtration directe remontent au début de ce siècle. L'inconvénient majeur réside dans l'accumulation des floes formés en tête du lit filtrant et une perte de charge élevée qui est rapidement atteinte [50].

L'année 1964 a connu la première application industrielle de la filtration directe à Ontario; dix ans plus tard, trois autres stations utilisant la même technique ont été construites dans la même ville [57].

Le développement récent de l'utilisation du bi-tri-couche a permis d'améliorer la rétention des particules solides en profondeur sans provoquer une perte de charge excessive. Cette nouvelle technique permet de s'appliquer à des eaux de qualité très variable.

L'importance que revêt la filtration directe repose certainement sur deux critères fondamentaux, le faible coût d'exploitation et la qualité de l'eau filtrée.

2- Facteurs influençant la filtration directe.

Comme toute les techniques de séparation solide-liquide, la filtration directe est influencée par plusieurs facteurs, parmi lesquels on citera :

CHAPITRE III : FILTRATION DIRECTE

1- Généralités

La filtration directe est certainement le mode de filtration le mieux adapté à des eaux brutes de faible turbidité. Elle comporte : la coagulation, la floculation et la filtration. Cette technique se caractérise par l'absence de l'opération de décantation par rapport au mode conventionnel. Dans le cas où l'étape de la floculation peut être supprimée, ce type de filtration est appelé la filtration en ligne, la figure (III-1) montre la différence entre les trois modes de traitement [50].

Outre la turbidité, la filtration directe a été appliquée avec beaucoup de succès durant les dernières années pour l'élimination de certains polluants ; les acides humiques (GLASER et EDZWALD [51], REBHUN et col. [52]), les algues (KUNIKANE et col. [53] et HAARHOFF et CLEASBY [54]) et les phosphates, (KAVANAUGH et col.[55] et BERHARDT [56]).

En fait, les premiers essais de traitement des eaux par filtration directe remontent au début de ce siècle. L'inconvénient majeur réside dans l'accumulation des floes formés en tête du lit filtrant et une perte de charge élevée qui est rapidement atteinte [50].

L'année 1964 a connu la première application industrielle de la filtration directe à Ontario; dix ans plus tard, trois autres stations utilisant la même technique ont été construites dans la même ville [57].

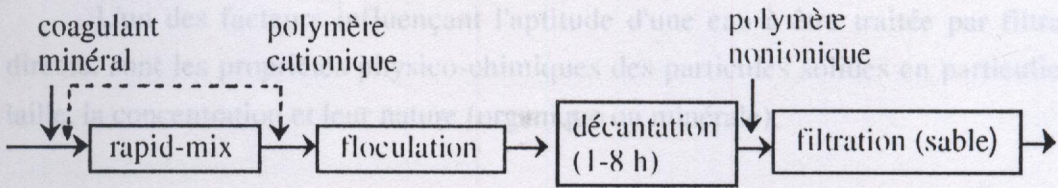
Le développement récent de l'utilisation du bi-tri-couche a permis d'améliorer la rétention des particules solides en profondeur sans provoquer une perte de charge excessive. Cette nouvelle technique permet de s'appliquer à des eaux de qualité très variable.

L'importance que revêt la filtration directe repose certainement sur deux critères fondamentaux, le faible coût d'exploitation et la qualité de l'eau filtrée.

2- Facteurs influençant la filtration directe.

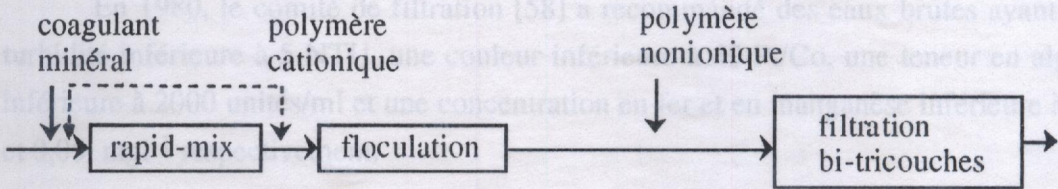
Comme toutes les techniques de séparation solide-liquide, la filtration directe est influencée par plusieurs facteurs, parmi lesquels on citera :

2.1- Caractéristiques de l'eau brute

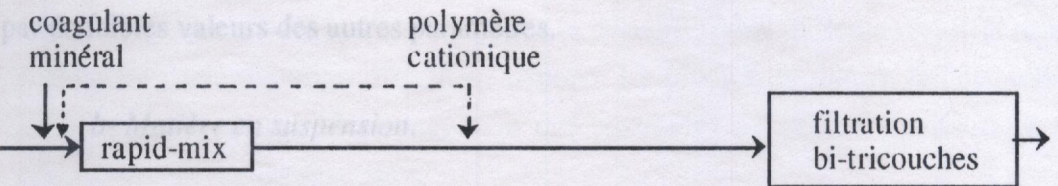


a- Filtration conventionnelle

a- Turbidité, couleur et algues



b- Filtration directe



c- Filtration en ligne 'contact filtration'

Figure (III-1) : comparaison entre les trois types de traitement des eaux

NB : Le nombre de coagulants de leur point d'injection peuvent être variables

polymère) est supposée satisfaisante pour la filtration directe. Des concentrations supérieures à 15 mg l^{-1} , la possibilité de traitement des eaux par filtration directe est douteuse.

Egalement, les résultats obtenus par EDZWALD et col. [62] ont montré qu'une concentration en sulfate d'aluminium supérieure ou égale à 20 mg l^{-1} est considérée inacceptable pour la filtration directe.

L'étude bibliographique nous a permis d'affirmer qu'il y a une différence assez nette entre les auteurs en ce qui concerne les valeurs limites des deux premiers critères permettant l'utilisation de la filtration directe; cette différence est due probablement, aux conditions de traitement d'une part et à la fraction des différentes substances à éliminer contenue dans l'eau brute d'autre part. Quant au troisième critère, la gamme de valeur reste assez bien définie. Et de ce fait, il semble que le choix de la filtration directe soit dicté par la dose du coagulant exigée à l'obtention d'une eau filtrée de qualité satisfaisante. Le tableau (III-1) indique les valeurs des caractéristiques de l'eau brute souhaitée par les différents auteurs pour avoir un traitement acceptable par filtration directe.

2.2- Traitement chimique

Les études réalisées par HUTCHISON et FOLEY [65], KAWAMURA [66] et CULP [50] tiennent compte de l'étape de la déstabilisation et, leurs résultats montrent l'efficacité de la filtration directe en dépend. La plupart du temps, la déstabilisation partielle de la charge électro négative des particules est recommandée pour éviter l'encrassement rapide des filtres.

En général, les sels minéraux à base d'aluminium et de fer sont utilisés en tant que coagulants primaires, les polymères cationiques sont utilisés comme coagulants primaires et aide-coagulants et les polymères anioniques et nonioniques peuvent être utilisés comme aide-coagulants et aide-filtres.

Contrairement à la floculation qui précède la décantation où des doses élevées de sulfate d'aluminium (jusqu'à 200 mg l^{-1}) sont pratiquées, la filtration directe n'autorise pas de telles doses. La plus part des auteurs [59,61,67] utilisent des doses en sulfate d'aluminium inférieures à 15 mg l^{-1} . HUTCHISON [68] indique qu'une crevaision rapide du filtre apparaît quand le taux du traitement en sulfate d'aluminium est supérieur à 20 mg l^{-1} et l'ajout d'un polymère s'avère nécessaire comme aide-coagulant; cependant, cette combinaison conduit à des cycles de filtration courts.

Auteurs	Turbidité (NTU)	Couleur (unités Pt/Co)	Algues (unités/ ml)	Fer (mg/l)	Mn (mg/l)	MES (mg/l)	Dose de coagulant (mg/l)	Réf
Culp - 1977	25 200 faible	25 faible 100						[50]
Comité de filtration 1980	5	40	2000	0,3	0,05			[58]
Bernhardt - 1982						80		[56]
Mueller et Conley 1981	15	15						[63]
Mc Cormick et King - 1982	0-10	0-15	0-1000					[59]
Wargner et Hudson - 1982							15	[61]
O'Melia - 1985						20	faible	[60]
Renner et Rakness - 1986	50							[64]
Edzwald et col. 1987							20	[62]

Tableau (III-1) : caractéristiques de l'eau destinée au traitement par filtration directe

L'emploi des polymères en filtration directe est recommandé par de nombreux auteurs [39,66,69] cela permet :

- réduction de la dose du coagulant minéral;
- réduction en masse et en volume des boues produites avec amélioration de leur déshydratation;
- diminution de la concentration des résiduels chimiques dans l'eau filtrée;
- meilleure pénétration des floes en profondeur;
- diminution des problèmes de variation du pH lors de la coagulation par les sels d'aluminium et l'ajustement de l'alcalinité qui s'en suit.

Les résultats de certaines études [51,69] effectuées sur l'utilisation des polymères cationiques comme coagulant seul en filtration directe montrent que la qualité de l'eau filtrée est d'autant meilleure que le poids moléculaire est élevé; l'inconvénient est le développement rapide de la perte de charge.

Selon CARNS et PARKER [70], les polymères cationiques sont relativement moins efficaces que les sels minéraux pour traiter des eaux de faible turbidité (inférieure à 3,5 NTU). D'autre part, les polymères cationiques ne peuvent pas éliminer la couleur au même degré que les sels minéraux, si l'élimination de la turbidité est l'objectif, ils sont efficaces avec un coût de traitement plus économique que les sels minéraux [58].

2.3- Flocculation

Si la flocculation est couramment utilisée avant la décantation, sa pratique en amont de la filtration reste encore un sujet de recherche d'un grand intérêt pour les spécialistes du traitement des eaux.

ADIN et REBHUN [39] ont montré que la filtration directe sans flocculation est possible. Ainsi, CULP [50] confirme ces affirmations et déclare que la suppression de la flocculation n'affecte pas le processus de filtration directe.

Quant à YEH et GHOSH [69], la flocculation n'est pas nécessaire si la concentration en matières en suspension dépasse 30 mg l^{-1} .

Selon Mc CORMICK et KING [59], en utilisant le sulfate d'aluminium ou combiné avec un polymère cationique, la floculation n'a pas un effet sur le processus de traitement. Par contre, la floculation améliore la qualité de l'eau filtrée en utilisant un polymère cationique seul.

Les expériences réalisées par EDZWALD et col. [62] ont montré que la floculation n'a pas un effet sur la turbidité résiduelle. Cependant, la perte de charge est nettement supérieure dans le cas où la floculation est supprimée. Par ailleurs, ils ont remarqué que celle-ci n'a pas un effet significatif sur le développement de la perte de charge pour des eaux de très faible turbidité (inférieure à 1,5 NTU) et ayant un COT inférieur à 5 mg l^{-1} ; un polymère cationique a été utilisé comme coagulant seul dans ces expériences.

Les résultats des divers travaux n'ont pas encore abouti à une conclusion claire et définitive sur la nécessité de la floculation en amont de la filtration. Toutefois, le poste de floculation reste tributaire de la concentration des matières en suspension et la nature des coagulants utilisés. la floculation est caractérisée par deux paramètres : le temps de séjour et l'intensité de l'agitation.

Si la floculation est nécessaire en filtration directe, le temps de séjour et l'intensité d'agitation quantifiée par le gradient de vitesse "G" prennent leur importance dans le processus de traitement des eaux. Concernant le temps de séjour, SWEENEY et PRENDIVILLE [71] ont montré qu'un temps de floculation de 10 mn est suffisant durant les périodes chaudes et 30 mn durant les périodes froides.

HUTCHISON [68] relève que des temps supérieurs à 4,5 mn conduisent à une crevaisson probable du filtre. Par contre, TREWEEK [72] a observé qu'un temps optimal de floculation se situe au voisinage de 7 mn.

Quant au gradient de vitesse "G", HUTCHISON [68] a comparé trois valeurs de "G" (20, 100 et 300 s $^{-1}$), la crevaisson du filtre est atteinte plus rapidement à $G = 300$ s $^{-1}$.

BERNHADT [56], en étudiant l'effet de "G" sur la pénétration en profondeur, a observé que la crevaisson du filtre se produit à des valeurs de G supérieures à 230 s $^{-1}$. Il a conclu qu'un $G = 18$ s $^{-1}$, la pénétration a lieu dans les trois couches de lit filtrant; par contre, à $G = 130$ s $^{-1}$, l'adhésion des floes dans le milieu filtrant est réduite et la pénétration a lieu dans la couche inférieure de sable.

2.4- Milieu filtrant

Les caractéristiques de milieu filtrant constituent le "cœur" de fonctionnement de filtre. Le choix du milieu filtrant obéit à un certain nombre de conditions parmi lesquelles : la qualité exigée de l'eau filtrée, la durabilité du milieu filtrant, le cycle de filtration et la facilité de lavage du filtre.

Le cycle de filtration le plus long et l'optimum de la production de l'eau sont atteints quand la filtration en profondeur est réalisée ; en effet, celle-ci empêche la crevaison rapide du filtre et la perte de charge excessive. C'est la raison pour laquelle, il faut accorder un intérêt particulier au milieu filtrant : le type du filtre (mono, bi et tricouches), le matériau filtrant (sable, anthracite, charbon actif, gravier, etc...), la taille et la forme des grains.

2.4.1- Filtration sur monocouche

Les filtres monocouches rapides traditionnels sont constitués de sable, mais la tendance actuelle est l'utilisation de l'anthracite dans nombreuses installations récentes. Le sable utilisé possède une granulométrie variant entre 0,5 et 1,0 mm et la hauteur de lit filtrant est de 0,25 à 0,4 m; cette hauteur est généralement suffisante quand on opère à une vitesse de filtration inférieure à 12 m h^{-1} , une fraction importante des particules est capturée dans les couches supérieures de lit filtrant [73].

Le premier inconvénient des milieux monocouches réside dans la stratification granulométrique pendant le lavage du filtre; les fines particules migrent vers le sommet du lit filtrant créant ainsi un cycle de filtration court.

Les filtres monocouches peuvent opérer dans un état non stratifié et ce, par un lavage combiné (air + eau) sans fluidiser le lit filtrant. Un coefficient d'uniformité au-dessous de 1,8 est souhaitable pour éviter la stratification du milieu qui peut se produire, même avec un lavage combiné [74].

Actuellement, un grand nombre d'installations équipées de filtres monocouches sont opérationnelles dans plusieurs pays (Etats-Unis et d'Europe). Le milieu filtrant est constitué de sable ou d'anthracite dont la taille varie entre 1 et 3 mm, la profondeur est entre 1 à 2 m [75].

BRATBY [76] préconise des filtres monocouches de sable ayant une taille effective (T.E) et un coefficient d'uniformité (C.U) de 2,4 mm et 1,1 respectivement.

Malgré l'effet direct de la granulométrie et la hauteur du lit filtrant, il n'existe pas de guides spécifiques reliant ces deux caractéristiques à l'efficacité de rétention des particules solides. D'une façon générale, les gammes de la taille et la hauteur des milieux filtrants pour le traitement tertiaire des eaux usées sont regroupées dans le tableau (III-2).

Milieu filtrant	Taille (mm)	Hauteur (m)
sable	0,4 - 0,6	0,25 - 0,30
	1,0 - 1,2	0,60 - 0,90
Anthracite	0,8 - 1,0	0,50 - 0,60
Sable ou anthracite	1,4 - 1,6	0,75 - 0,90
	1,6 - 1,8	0,90 - 1,10
	2,0 - 2,4	1,25 - 1,50

Tableau (III-2) : Gammes des tailles et des hauteurs des milieux filtrants utilisées en traitement tertiaire [73]

2.4.2- Filtration sur bicouches

La filtration sur bicouches pour le traitement des eaux chargées en matières en suspension est largement utilisée. Les utilisations les plus courantes du bicouches sont en filtration directe.

En effet, HUTCHISON et FOLEY [65] font observer qu'avec une taille effective de 1,7 mm de l'anthracite, 66% de la perte de charge a lieu dans la couche de celui-ci ; par contre, une taille effective de 1,3 mm, ce pourcentage augmente jusqu'à 92% , ce qui conduit un cycle de filtration plus long.

Egalement , Mc CORMICK et KING [59], en comparant trois tailles effectives de l'anthracite ; deux filtres bicouches (1,0 et 1,3 mm) et un filtre tricouches (1,7mm) , ont observé que la taille effective de 1,3 mm était plus efficace que les deux autres . Par contre, HUTCHISON [68] a remarqué que la turbidité de l'eau filtrée ne dépend pas de la taille effective de l'anthracite si elle est prise dans la gamme 0,9 à 1,55 mm.

Finalement, on retiendra la conclusion de l'étude [58] réalisée sur 70 stations environ aux Etats-Unis opérant par filtration directe : des tailles effectives de l'anthracite inférieures à 0,8mm conduisent à des cycles courts de filtration et la taille optimale se situe au voisinage de 1,1 mm. Pour de larges tailles, l'emploi d'un polymère s'avère nécessaire pour éviter la crevaison du filtre.

Donc, l'efficacité d'un filtre bicouches dépend essentiellement de la couche supérieure, c'est la raison pour laquelle l'optimisation de la taille effective est importante pour la réussite de la filtration directe. En général, les filtre bicouches sont constitués de :

- Une couche inférieure de sable :
 hauteur pouvant varier de 15 à 40 cm.
 taille effective comprise entre 0,4 et 0,5 mm.
- Une couche supérieure de l'anthracite :
 hauteur : de 35 à 60 cm
 taille effective : de 1,2 à 1,4 mm

Par ailleurs, le tableau (III-3) récapitule les différentes hauteurs des lits filtrants ainsi que leur taille effective et leur coefficient d'uniformité utilisés par les divers auteurs.

2.5- Lavage du filtre

Le lavage est important car il permet la restauration des qualités originelles du filtre ; il assure le détachement du floc fixé sur les grains filtrant et son évacuation ou le transport du floc détaché en utilisant un courant d'eau circulant de bas en haut. Les raisons de lavage des filtres sont multiples ; une perte de charge excessive (2,5 à 3 m) , une turbidité supérieure à la valeur admissible dans l'eau filtrée et un cycle de filtration très long.

2.5.1- Différentes techniques de lavage [83,84]

- Lavage à l'eau seule : l'expansion du lit filtrant se situe dans la gamme 25-50% et la vitesse de l'eau de lavage est comprise entre 30 et 65 mh^{-1} . Ce mode de lavage n'est pratiqué de nos jours que dans certaines stations aux Etats-Unis.

Lavage à l'air et à l'eau en deux phases successives : l'air est utilisé pour détacher des matériaux filtrants les impuretés retenues, la vitesse de l'air varie de 13 à 90 m/s et suivi un lavage à l'eau pour fluidifier le milieu filtrant la vitesse de lavage à l'eau comprise entre 50 et 103 m/s.

Lavage par air et eau ensemble (lavage combiné) : ce mode de lavage est de plus en plus employé. Dans le cas des filtres mono-couche le non fluidifiant

Auteurs	Sable			Anthracite			Réf
	TE (mm)	CU	h (cm)	TE (mm)	CU	h (cm)	
Prendville et col. 1987	-	-	-	1,0-1,2	1,4	122	[77]
Rebhun et col. 1984	1,21	1,17	100	-	-	-	[52]
	0,62	1,21	100	-	-	-	
Georgeson et Straub 1987	-	-	-	1,5	1,5	180	[78]
Tate et Truselle 1980	0,55	1,4	37,5	1,25	1,4	87,5	[79]
Mc Cormick et King 1982	0,45	1,4	25	1,3	1,35	51	[59]
	0,45	1,4	25	1,7	1,1	51	
Amirtharajah et Trusler 1986	0,46	1,35	20	0,86	1,46	40	[31]
Cleasby et col. 1984	0,43	1,53	30	1,54	1,18	40	[67]
Edzwald et col. 1987	0,45-0,55	-	25,4	1,0-1,2	-	50,8	[62]
Tanaka et Pirbazari 1986	0,51	1,32	20,3	1,26	1,43	50,8	[80]
Hammer et col. 1987	1,0	1,4	4,5	2,5	1,4	45	[81]
Tobiason et col. 1992	0,43	1,4	25,4	0,85	1,4	50,8	[82]

Hydrodynamiques maximales se produisent dans la gamme de porosité de 0,6 - 0,7 d'un

Tableau (III-3) : représente les caractéristiques de milieu filtrant utilisé en filtration directe par différents auteurs

2.5.3- Facteurs influençant l'efficacité de lavage [83]

Plusieurs paramètres physico-chimiques peuvent avoir un effet sur l'efficacité de lavage, parmi lesquels on citera :

- taille des grains de milieu filtrant : le comportement des grains est différent vis-à-vis de la vitesse de lavage, lavage de surface et nettoyage par l'air, selon qu'ils sont gros ou fins.

- Lavage à l'air et à l'eau en deux phases successives : l'air est utilisé pour détacher des matériaux filtrants les impuretés retenues, la vitesse de l'air varie de 13 à 90 mh^{-1} et suivi un lavage à l'eau pour fluidiser le milieu filtrant la vitesse de lavage à l'eau comprise entre 50 et 103 mh^{-1} .

- Lavage par air et eau ensemble (lavage combiné): ce mode de lavage est de plus en plus employé . Dans le cas des filtres monocouches, la non fluidisation du milieu filtrant est recommandée pour éviter sa stratification .

Certains auteurs (CULP [50] et CARNS et PARKER [70]) préconisent le lavage de surface.

Le lavage peut être accompagné d'un certains nombre de problèmes pratiques ; l'usage de l'air provoque un mélange inter-couches; quant au lavage à l'eau à des vitesses élevées, il est susceptible de causer une stratification de milieu.

2.5.2- Mécanismes de lavage [73, 85]

Plusieurs travaux consacrés aux mécanismes de lavage des filtres considèrent que l'action abrasive entre les grains du milieu filtrant est le mécanisme de nettoyage le plus efficace . Cependant, la fluidisation du milieu filtrant réduit les frottements entre les grains et par conséquent, les collisions intergranulaires ne sont pas considérées comme un mécanisme de lavage prédominant pendant la fluidisation.

Quant au cisaillement hydrodynamique à l'interface eau de lavage - grains , il est considéré comme le mécanisme prédominant pendant la fluidisation, les forces hydrodynamiques maximales se produisent dans la gamme de porosité de 0,6 - 0,7 d'un lit fluidisé .

2.5.3- Facteurs influençant l'efficacité de lavage [83]

Plusieurs paramètres physico-chimiques peuvent avoir un effet sur l'efficacité de lavage , parmi lesquels on citera :

- taille des grains du milieu filtrant : le comportement des grains est différent vis-à-vis de la vitesse de lavage, lavage de surface et nettoyage par l'air , selon qu'ils sont gros ou fins.

- forme des grains : les grains ronds sont généralement faciles à laver que les grains angulaires ou plats.
- qualité de l'eau à filtrer : les matières organiques, inorganiques et particules solides (turbidité) se comportent différemment si on considère leur capacité de formation des boules dures et volumineuses appelées "mud-balls" durant le lavage et l'adhésion de celles-ci aux grains.
- masse volumique du milieu : les matériaux denses exigent des vitesses élevées de l'eau de lavage pour augmenter les forces hydrodynamiques à l'interface eau-grain.
- coagulant utilisé : la nature et le type du coagulant utilisé détermine la grandeur des forces d'adhésion des floes autour des grains.

3- Avantages et inconvénients de la filtration directe

3.1- Avantages

Le principal avantage de la filtration directe est ordre économique ; selon CULP [50], elle réduit de plus de 30% le coût de traitement par rapport au système conventionnel.

Pour HAMMER et col. [81], la performance de la filtration directe est égale ou supérieure au système conventionnel. Par ailleurs ils estiment que le coût global d'investissement est réduit de 70 % ; quant au fonctionnement, le gain d'efficacité est de 15 à 20 %.

L'économie en coût d'investissement est liée à la suppression du bassin de décantation (et parfois de floculation), celle du fonctionnement est liée à la diminution des doses de réactifs d'une part, et de la main-d'oeuvre et de la maintenance d'autre part.

3.2- Inconvénients

Les inconvénients de la filtration directe par rapport au système conventionnel sont :

- la faible capacité de traiter des eaux brute très chargées en matières en suspension.

- un cycle court de filtration surtout si la turbidité de l'eau brute est élevée. Pour une turbidité de 25 NTU, la durée d'un cycle en filtration directe équivaut à 1/5 de celle d'une filière conventionnelle [63]
- le volume d'eau nécessaire au lavage peut dépasser 6% contre 2% pour le système conventionnel.

CHAPITRE IV

ETUDE EXPERIMENTALE

CHAPITRE IV : ETUDE EXPERIMENTALE

1- Objectif de l'étude expérimentale

L'objectif est l'influence du poste de floculation sur les performances d'un filtre mono-couche : le paramètre essentiel dans nos expériences est l'intensité d'agitation quantifiée par le gradient de vitesse "G". Des flocs de trois natures, sont étudiés, ils sont formés à partir :

- 1- D'un coagulant minéral
- 2- D'un coagulant organique
- 3- Des deux coagulants précédents

2- Description du pilote

L'étude expérimentale est installée schématisée sur la figure (IV-1).

EUDE EXPERIMENTALE

Elle est composée de quatre parties :

a- Une partie d'alimentation du système par la suspension synthétique, elle est constituée de :

- Un bac de stockage de la suspension synthétique d'un volume de 100 litres, muni d'un système d'agitation continue durant l'expérience.
- Un bac de 40 litres, permettant de maintenir un niveau constant de la suspension et alimenté par une pompe, une agitation y est maintenue.
- Un rotamètre pour régler et contrôler le débit.

b- Une partie de coagulation - floculation, elle est composée de :

- Un coagulateur pour la déstabilisation des particules en suspension avec un temps de coagulation court (inférieur à une minute) et une forte agitation.
- Un floculateur, il sert à l'agrégation des particules déjà déstabilisées au moyen d'une agitation (variable) et un temps de floculation prolongé.

CHAPITRE IV : ETUDE EXPERIMENTALE

1- Objectif de l'étude expérimentale

L'objectif est l'influence du poste de floculation sur les performances d'un filtre monocouche ; le paramètre essentiel dans nos expériences est l'intensité d'agitation quantifiée par le gradient de vitesse "G". Des floes de trois natures sont étudiés ; ils sont formés à partir :

- 1- D'un coagulant minéral
- 2- D'un coagulant organique
- 3- Des deux coagulants précédents .

2- Description du pilote

L'étude expérimentale a été réalisée dans une installation schématisée sur la figure (IV-1).

Elle est composée de quatre parties :

a- Une partie d'alimentation du système par la suspension synthétique, elle est constituée de :

- Un bac de stockage de la suspension synthétique d'un volume de 100 litres, muni d'un système d'agitation continue durant l'expérience.
- Un bac de 10 litres, permettant de maintenir un niveau constant de la suspension et alimenté par une pompe, une agitation y est maintenue.
- Un rotamètre pour régler et contrôler le débit .

b- Une partie de coagulation - floculation, elle est composée de :

- Un coagulateur pour la destabilisation des particules en suspension avec un temps de coagulation court (inférieur à une minute) et une forte agitation.
- Un flocculateur, il sert à l'agrégation des particules déjà destabilisées au moyen d'une agitation (variable) et un temps de floculation prolongé.

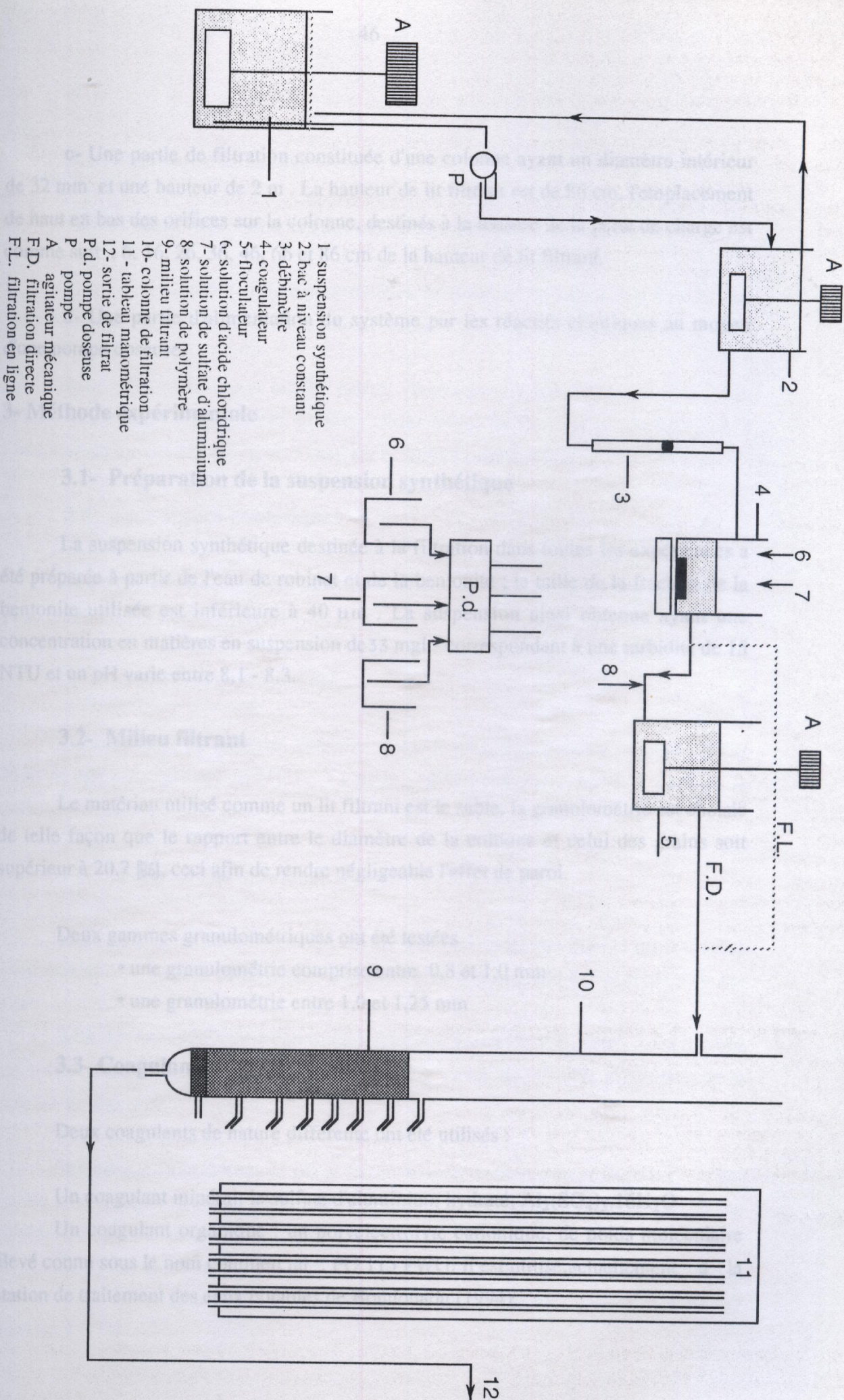


Figure (IV-1) : Pilote de filtration directe

c- Une partie de filtration constituée d'une colonne ayant un diamètre intérieur de 32 mm et une hauteur de 2 m . La hauteur de lit filtrant est de 86 cm, l'emplacement de haut en bas des orifices sur la colonne, destinés à la mesure de la perte de charge est comme suit ; 6, 16, 26, 36, 46, 66 et 86 cm de la hauteur de lit filtrant.

d- Une partie d'alimentation du système par les réactifs chimiques au moyen d'une pompe doseuse.

3- Méthode expérimentale

3.1- Préparation de la suspension synthétique

La suspension synthétique destinée à la filtration dans toutes les expériences a été préparée à partir de l'eau de robinet et de la bentonite ; la taille de la fraction de la bentonite utilisée est inférieure à $40\ \mu\text{m}$. La suspension ainsi obtenue ayant une concentration en matières en suspension de $33\ \text{mg l}^{-1}$ correspondant à une turbidité de 15 NTU et un pH varie entre 8,1 - 8,3.

3.2- Milieu filtrant

Le matériau utilisé comme un lit filtrant est le sable, la granulométrie est choisie de telle façon que le rapport entre le diamètre de la colonne et celui des grains soit supérieur à 20,7 [86], ceci afin de rendre négligeable l'effet de paroi.

Deux gammes granulométriques ont été testées :

- une granulométrie comprise entre 0,8 et 1,0 mm
- une granulométrie entre 1,0 et 1,25 mm

3.3- Coagulants

Deux coagulants de nature différente ont été utilisés :

Un coagulant minéral: le sulfate d'aluminium hydraté, $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 16\text{H}_2\text{O}$

Un coagulant organique : un polyélectrolyte cationique, de poids moléculaire élevé connu sous le nom commercial : FO 115 PWG. Il est utilisé, actuellement à la station de traitement des eaux potables de Boudouaou (1994).

Figure (IV-2) : Effet de la concentration du sulfate d'aluminium
($G=70 \text{ s}^{-1}$; $T=10 \text{ mn}$; $U_f=7,5 \text{ m h}^{-1}$)

4- Utilisation d'un coagulant minéral : sulfate d'aluminium hydraté $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 16\text{H}_2\text{O}$

En général, la filtration directe sur un lit de sable a été critiquée à cause de la rétention des particules en tête du lit filtrant, ce qui provoque un développement de la perte de charge rapide conduisant à un cycle de filtration court ; cet inconvénient réside dans la stratification du milieu filtrant après le lavage. On note que les filtres monocouches stratifiés conviennent mieux au système "upflow" [87, 88]. Actuellement, l'utilisation du lavage combiné (eau + air), sans fluidiser le milieu filtrant et la réduction du coefficient d'uniformité (inférieur à 1,8) ont conduit à une nouvelle utilisation des filtres monocouches (sable ou anthracite) avec des cycles de filtration plus longs [74]. A ce sujet, deux granulométries homogènes de sable ont été utilisées : 0,8 à 1,0 mm et 1,0 à 1,25 mm.

4.1- Granulométrie homogène : 0,8 à 1,0 mm.

Les expériences ont été réalisées avec un temps de floculation de 10 minutes (valeur recommandée par les auteurs), nous avons examiné les trois paramètres suivants:

- la concentration du coagulant (D_{Al}),
- la vitesse de filtration (U_f),
- le gradient de vitesse (G)

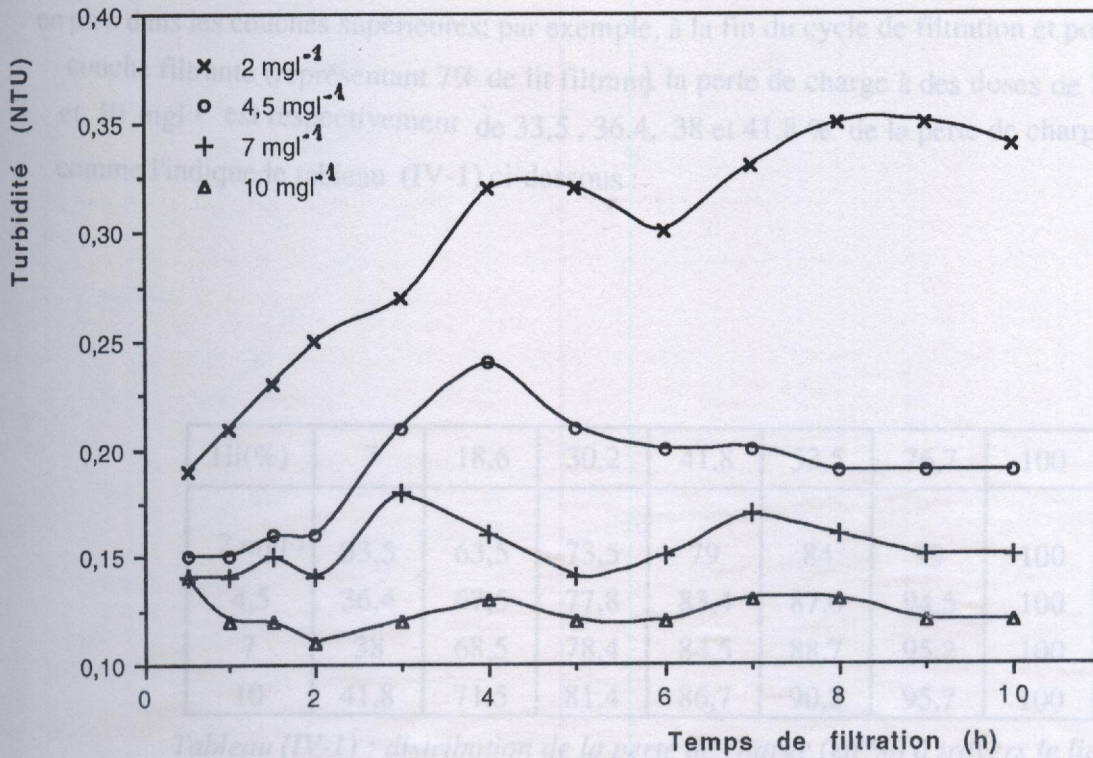
4.1.1- Influence de la concentration du coagulant

Les résultats sont présentés sur les figures IV-2(a) et IV-2(b). Il apparaît que l'effet du coagulant est remarquable sur la turbidité résiduelle que sur le développement de la perte de charge. En augmentant de 2 à 10 mg l^{-1} la concentration du coagulant, on observe :

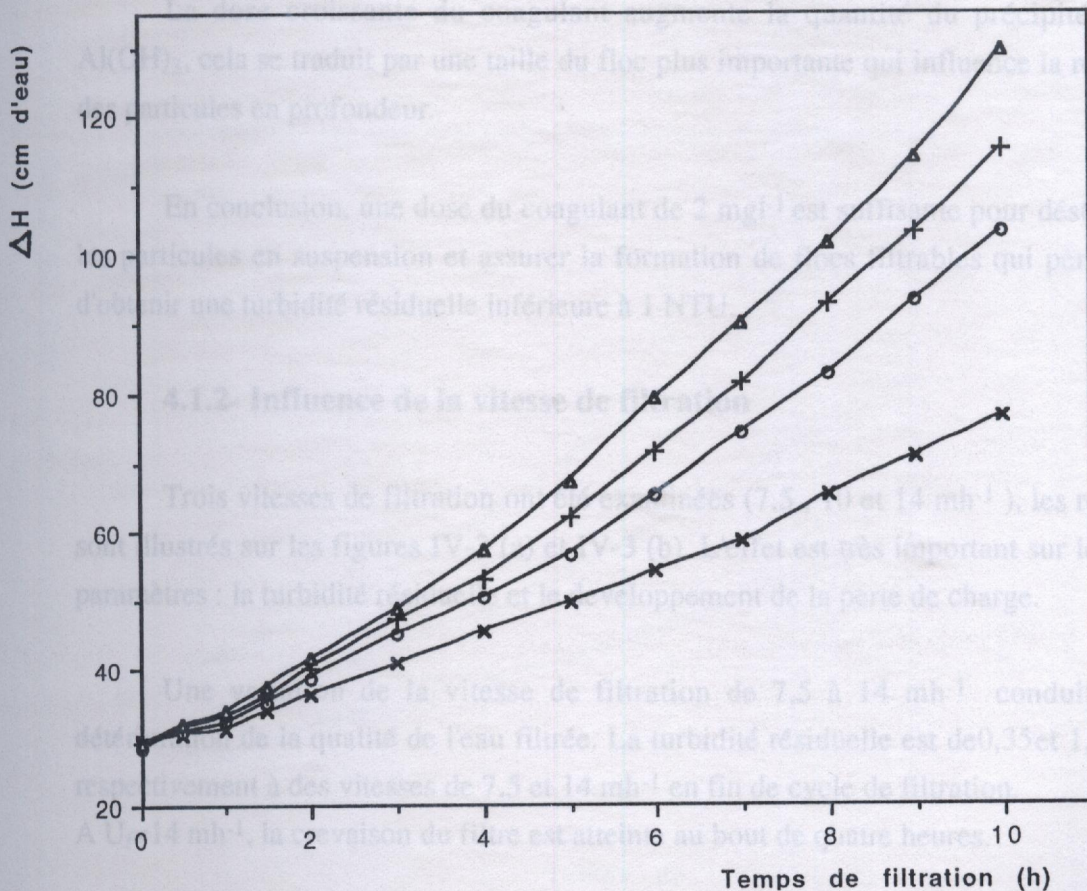
- une diminution de la turbidité résiduelle. Cependant, à partir de $D_{\text{Al}} = 4,5 \text{ mg l}^{-1}$, l'écart d'efficacité entre les concentrations reste faible;

- une augmentation importante du développement de la perte de charge; il y a une mauvaise pénétration des particules en profondeur et leur rétention se passe de plus

Figure (IV-2) : Effet de la concentration du sulfate d'aluminium
($G=70 \text{ s}^{-1}$; $T_f=10 \text{ mn}$; $U_f=7,5 \text{ mh}^{-1}$)



a) Turbidité résiduelle en fonction du temps de filtration



b) Perte de charge en fonction du temps de filtration

Figure (IV-3) : Effet de la vitesse de filtration
($D_{Al}=2 \text{ mg l}^{-1}$, $Q=70 \text{ s}^{-1}$, $T_f=10 \text{ min}$)

en plus dans les couches supérieures; par exemple, à la fin du cycle de filtration et pour une couche filtrante (représentant 7% de lit filtrant), la perte de charge à des doses de 2 ; 4.5; 7 et 10 mg l^{-1} est respectivement de 33,5 , 36.4, 38 et 41,8 % de la perte de charge totale, comme l'indique le tableau (IV-1) ci-dessous :

Hi(%)	7	18,6	30,2	41,8	53,5	76,7	100
2 mg l^{-1}	33,5	63,5	73,5	79	84	93	100
4,5	36,4	67,5	77,8	83,4	87,6	94,5	100
7	38	68,5	78,4	84,5	88,7	95,2	100
10	41,8	71,5	81,4	86,7	90,2	95,7	100

Tableau (IV-1) : distribution de la perte de charge (en %) à travers le lit filtrant en fonction de la dose du coagulant.

La dose croissante du coagulant augmente la quantité du précipité solide Al(OH)_3 , cela se traduit par une taille du floc plus importante qui influence la rétention des particules en profondeur.

En conclusion, une dose du coagulant de 2 mg l^{-1} est suffisante pour déstabiliser les particules en suspension et assurer la formation de floccs filtrablès qui permettent d'obtenir une turbidité résiduelle inférieure à 1 NTU.

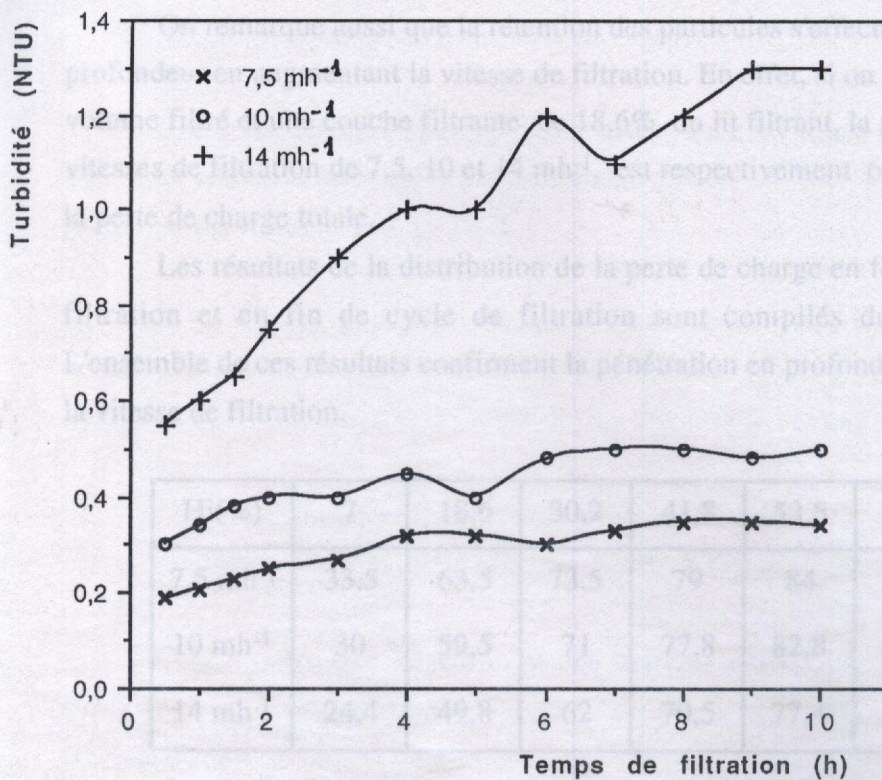
4.1.2- Influence de la vitesse de filtration

Trois vitesses de filtration ont été examinées (7,5 , 10 et 14 mh^{-1}), les résultats sont illustrés sur les figures IV-3 (a) et IV-3 (b). L'effet est très important sur les deux paramètres : la turbidité résiduelle et le developpement de la perte de charge.

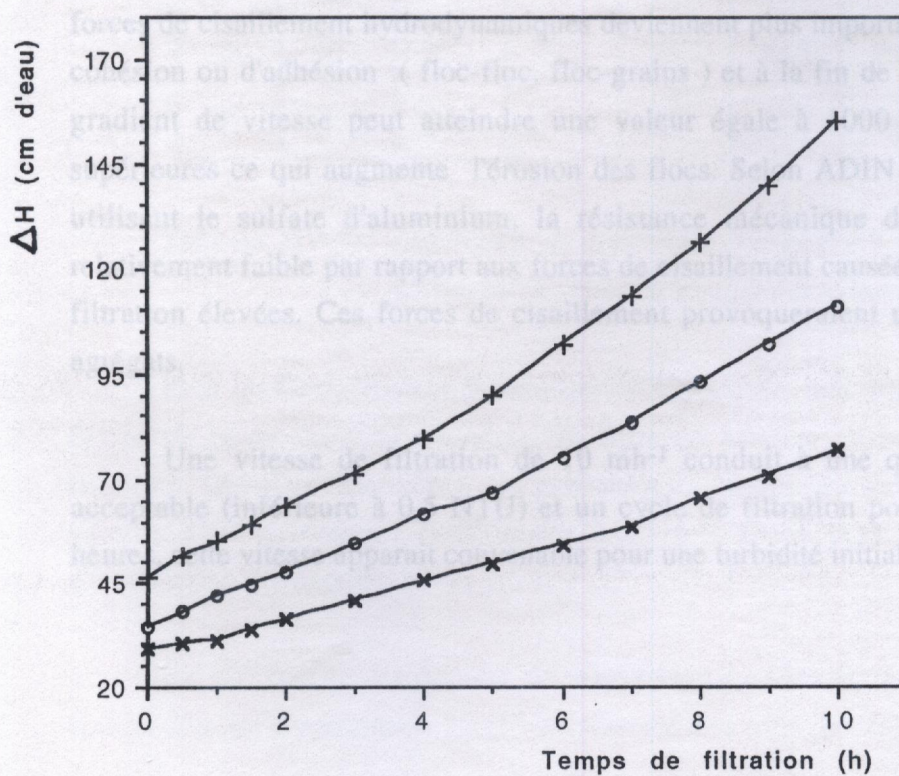
Une variation de la vitesse de filtration de 7,5 à 14 mh^{-1} conduit à une détérioration de la qualité de l'eau filtrée. La turbidité résiduelle est de 0,35 et 1,3 NTU respectivement à des vitesses de 7,5 et 14 mh^{-1} en fin de cycle de filtration. A $U=14 \text{ mh}^{-1}$, la crevaision du filtre est atteinte au bout de quatre heures.

L'augmentation de la perte de charge à des vitesses croissantes est due au volume filtré plus élevé, c'est-à-dire un dépôt solide plus important.

Figure (IV-3) : Effet de la vitesse de filtration
($D_{A1}=2 \text{ mg l}^{-1}$; $G=70 \text{ s}^{-1}$; $T_f=10 \text{ mn}$)



a) Turbidité résiduelle en fonction du temps de filtration



b) Perte de charge en fonction du temps de filtration

4.1.3- Influence du gradient de vitesse

Une série d'expériences a été réalisée avec les concentrations de coagulant et vitesse de filtration optimisées précédemment (2 mg l^{-1} et $U_f=10 \text{ m h}^{-1}$), les résultats sont portés sur les figures IV-4 et IV-5.

Il en ressort, dans les conditions opératoires citées ci-dessus, le gradient de vitesse n'a pas d'effet sur la turbidité résiduelle et le développement de la perte de charge, cela, quelle que soit la valeur de G prise dans la gamme $10\text{-}200 \text{ s}^{-1}$:

- la turbidité résiduelle, en fin de cycle, varie entre 0,46 et 0,53 NTU ;
- la différence maximale entre les pertes de charge limites est de 0,12 m.

Cela montre que la rétention des particules reste localisée dans les couches supérieures et indépendante de la valeur du gradient de vitesse comme le montre le tableau (IV-3).

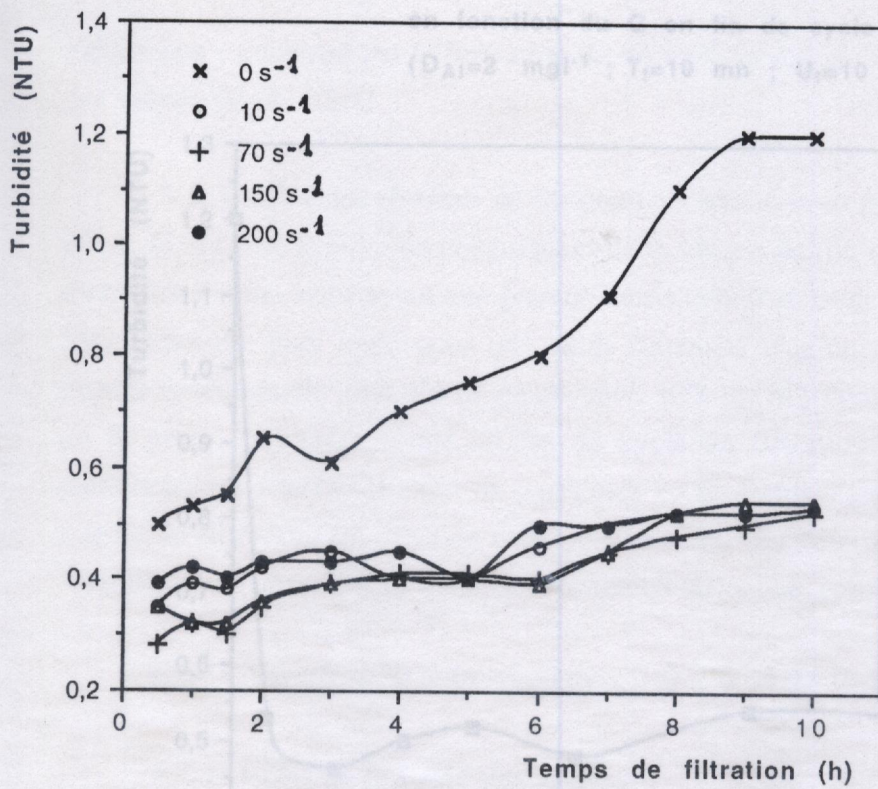
Hi(%)	7	18,6	30,2	41,8	53,5	76,7	100
0 s^{-1}	28	57,4	72,2	79,6	84,5	93,2	100
70	30	59,5	71	77,8	82,8	92,2	100
150	30,1	59,1	71,8	78,2	84,5	93,2	100
200	28,2	59,2	72,5	79	85,1	94,1	100

Tableau (IV-3) : distribution de la perte de charge (en %) à travers le milieu filtrant en fonction du gradient de vitesse.

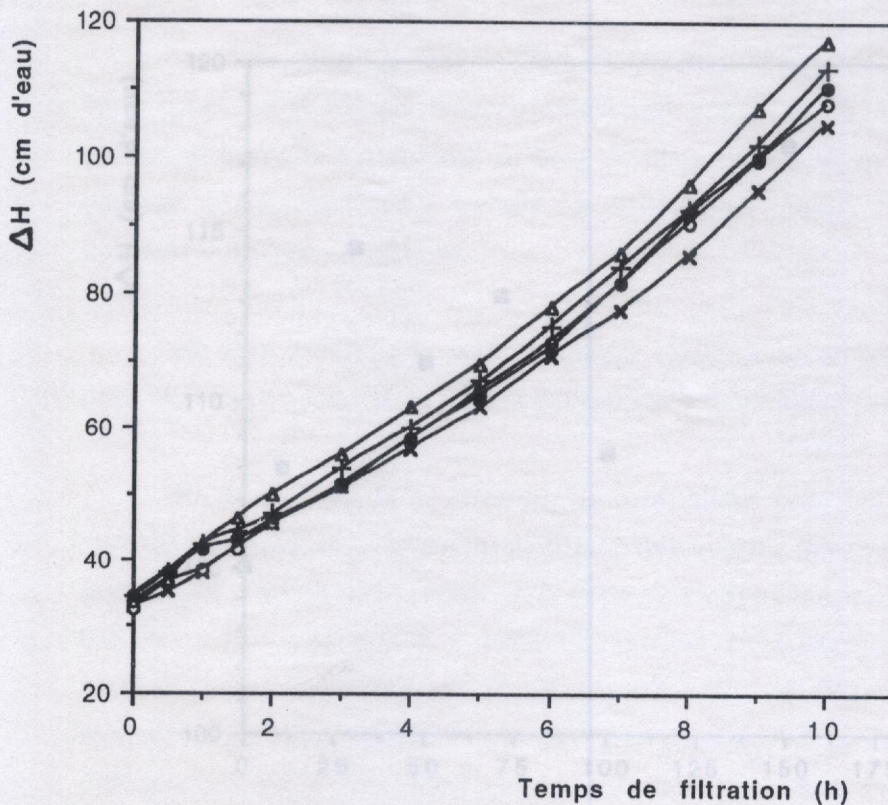
Pour un $G=0 \text{ s}^{-1}$ où la floculation est supprimée, une mauvaise qualité de l'eau filtrée est observée et la crevaision du filtre est atteinte au bout de huit heures de filtration. Donc, la floculation des particules en suspension est nécessaire; de faibles valeurs sont suffisantes (inférieures à 30 s^{-1}) de G pour avoir une efficacité d'élimination qui dépasse 96 %.

En utilisant le diagramme de AMIRTHARAJAH (figure I- 3), on s'aperçoit qu'une dose du coagulant de 2 mg l^{-1} correspond à la zone de déstabilisation-adsorption,

Figure (IV-4) : Effet du gradient de vitesse

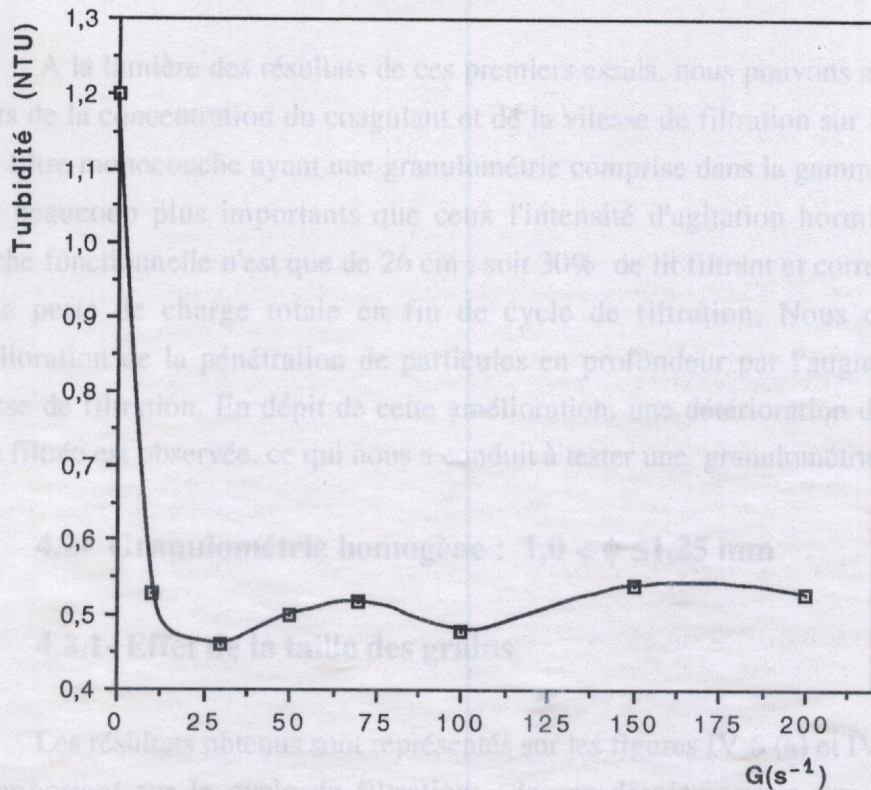
(D_{AI}=2 mg/l⁻¹ ; T_f=10 mn ; U_f=10 mh⁻¹)

a) Turbidité résiduelle en fonction du temps de filtration

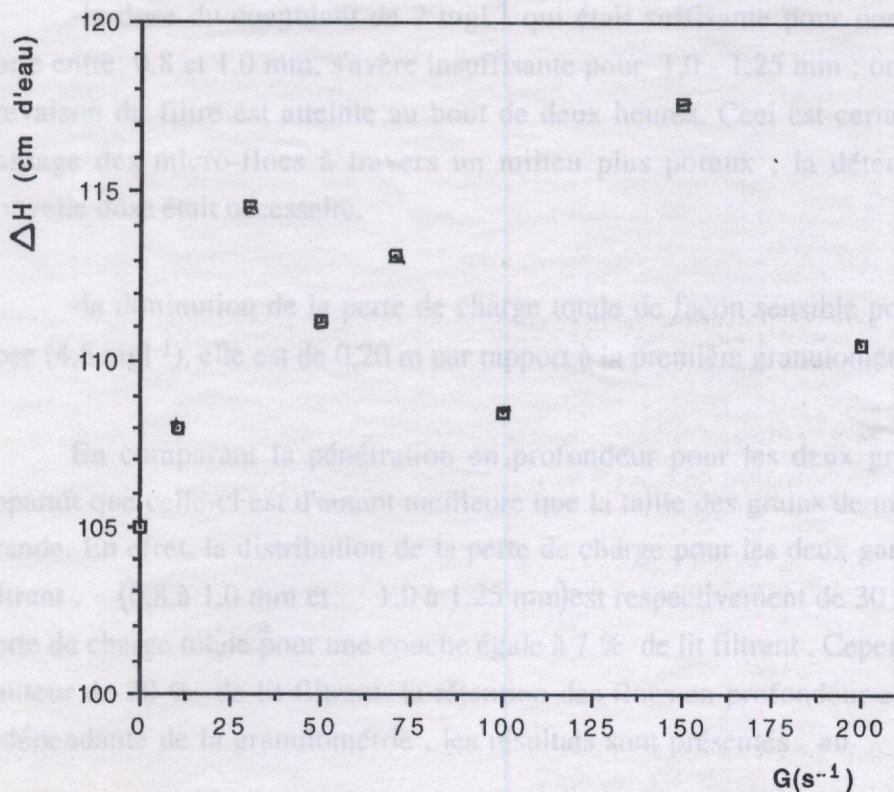


b) Perte de charge en fonction du temps de filtration

Figure (IV-5) : Variation de la turbidité résiduelle et de la perte de charge en fonction du G en fin de cycle de filtration
($D_{A1}=2 \text{ mg l}^{-1}$; $T_f=10 \text{ mn}$; $U_f=10 \text{ mh}^{-1}$)



a) Turbidité résiduelle en fonction du gradient de vitesse



b) Perte de charge en fonction du gradient de vitesse

Figure (IV-6) : Effet de la taille des grains

(G=70 s⁻¹ ; T₀=10 mn ; H=12 mn)

mécanisme caractérisé par la formation de micro-flocs qui résistent mieux à l'érosion à des valeurs élevées de G.

A la lumière des résultats de ces premiers essais, nous pouvons affirmer que les effets de la concentration du coagulant et de la vitesse de filtration sur la performance d'un filtre monocouche ayant une granulométrie comprise dans la gamme 0,8 - 1,0 mm sont beaucoup plus importants que ceux l'intensité d'agitation hormis $G=0 \text{ s}^{-1}$. La couche fonctionnelle n'est que de 26 cm, soit 30% de lit filtrant et correspond à 70 % de la perte de charge totale en fin de cycle de filtration. Nous observons une amélioration de la pénétration de particules en profondeur par l'augmentation de la vitesse de filtration. En dépit de cette amélioration, une détérioration de la qualité de l'eau filtrée est observée, ce qui nous a conduit à tester une granulométrie plus large.

4.2- Granulométrie homogène : $1,0 < \phi \leq 1,25 \text{ mm}$

4.2.1- Effet de la taille des grains

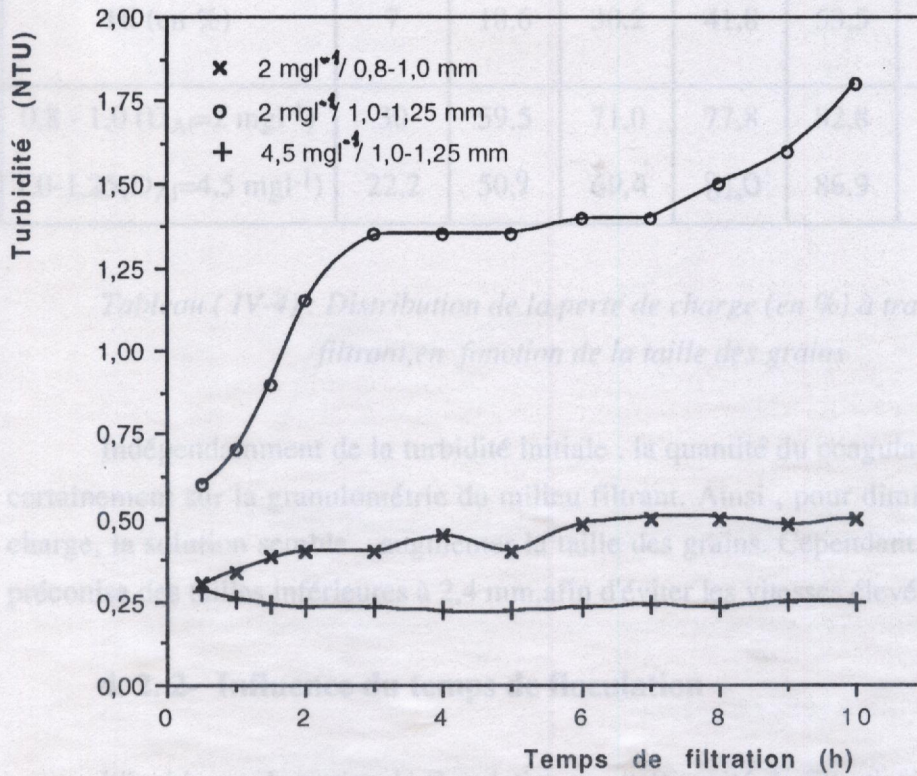
Les résultats obtenus sont représentés sur les figures IV-6 (a) et IV-6 (b). L'effet est important sur le cycle de filtration; de ces derniers, nous pouvons tirer les conclusions suivantes :

-la dose du coagulant de 2 mg l^{-1} qui était suffisante pour une granulométrie varie entre 0,8 et 1,0 mm, s'avère insuffisante pour 1,0 - 1,25 mm ; on observe que la crevaision du filtre est atteinte au bout de deux heures. Ceci est certainement, dû au passage des micro-flocs à travers un milieu plus poreux ; la détermination de la nouvelle dose était nécessaire.

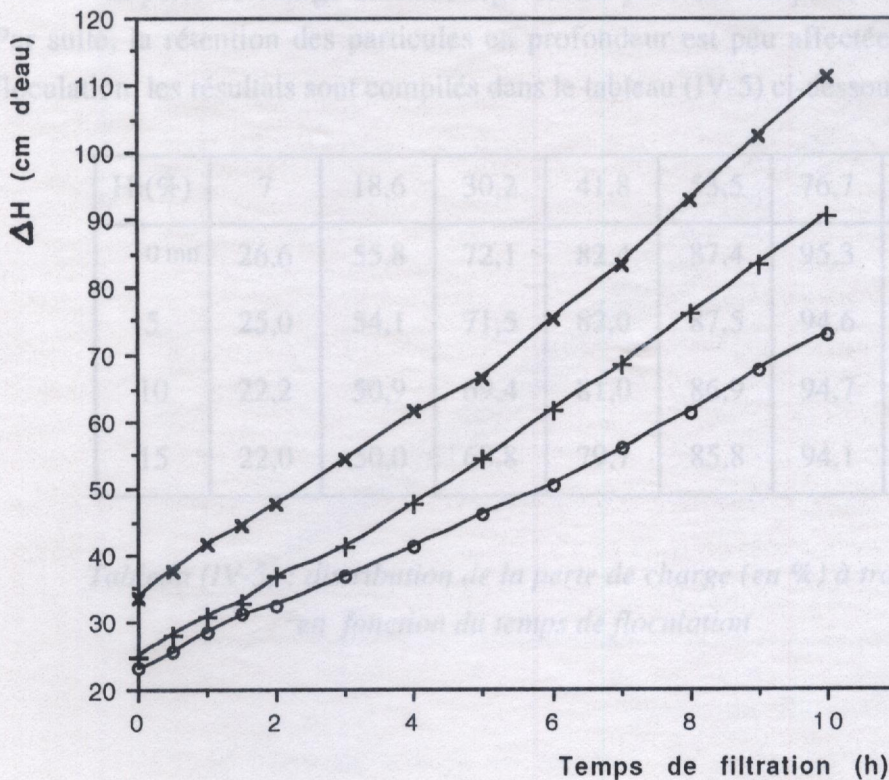
-la diminution de la perte de charge totale de façon sensible pour la deuxième dose ($4,5 \text{ mg l}^{-1}$), elle est de 0,20 m par rapport à la première granulométrie.

En comparant la pénétration en profondeur pour les deux granulométries, il apparaît que celle-ci est d'autant meilleure que la taille des grains de milieu filtrant est grande. En effet, la distribution de la perte de charge pour les deux gammes de milieu filtrant, (0,8 à 1,0 mm et 1,0 à 1,25 mm) est respectivement de 30 et 22,2 % de la perte de charge totale pour une couche égale à 7 % de lit filtrant. Cependant, après une hauteur de 30 % de lit filtrant, la rétention des flocs en profondeur est, pratiquement, indépendante de la granulométrie, les résultats sont présentés au tableau (IV-4).

Figure (IV-6) : Effet de la taille des grains
($G=70 \text{ s}^{-1}$; $T_f=10 \text{ mn}$; $U_f=10 \text{ mh}^{-1}$)



a) Turbidité résiduelle en fonction du temps de filtration



b) Perte de charge en fonction du temps de filtration

Figure (IV-7) : Effet du temps de floculation
($D_{Al}=4,5 \text{ mg l}^{-1}$; $Q=70 \text{ s}^{-1}$; $U_f=10 \text{ m h}^{-1}$)

Hi (en %)	7	18,6	30,2	41,8	53,5	76,7	100
0,8 - 1,0 ($D_{Al}=2 \text{ mg l}^{-1}$)	30	59,5	71,0	77,8	82,8	92,9	100
1,0-1,25($D_{Al}=4,5 \text{ mg l}^{-1}$)	22,2	50,9	69,4	81,0	86,9	94,7	100

Tableau (IV-4) : Distribution de la perte de charge (en %) à travers le lit filtrant, en fonction de la taille des grains

Indépendamment de la turbidité initiale , la quantité du coagulant exigée repose certainement sur la granulométrie du milieu filtrant. Ainsi , pour diminuer la perte de charge, la solution semble augmenter la taille des grains. Cependant, BRATBY [76] préconise des tailles inférieures à 2,4 mm, afin d'éviter les vitesses élevées de lavage.

4. 2. 2- Influence du temps de floculation

L'incidence du temps de floculation sur l'efficacité de filtration a été également examinée (figures IV-7 et IV-8). Nos résultats montrent que :

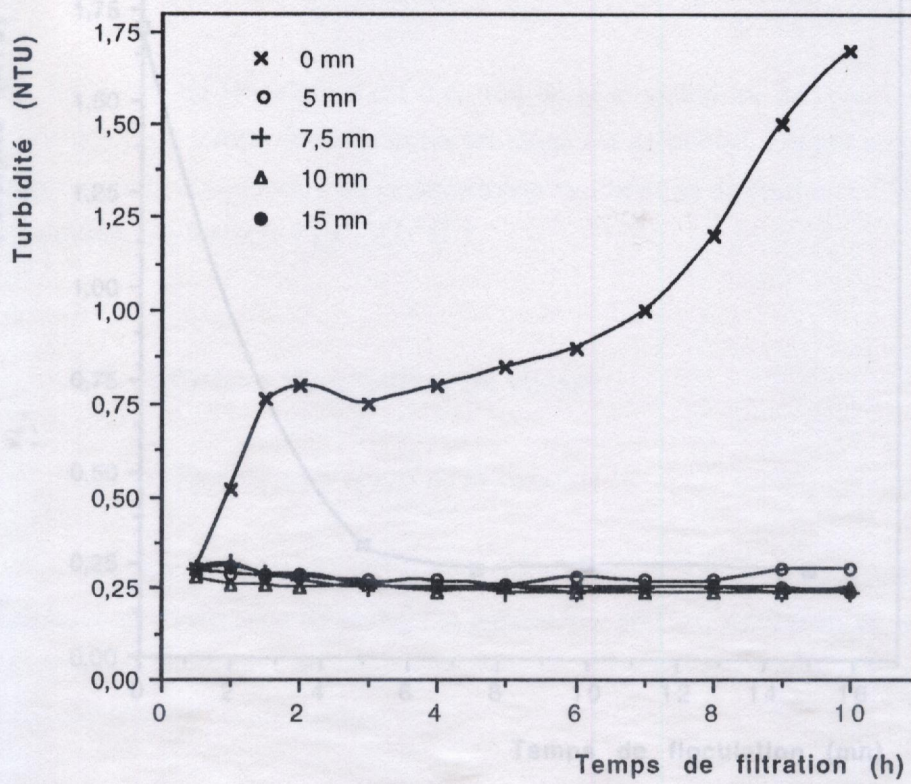
- la turbidité résiduelle est indépendante du temps de floculation pour des valeurs comprises entre 7,5 et 15 mn;

- la perte de charge diminue légèrement pour des temps de floculation élevés. Par suite, la rétention des particules en profondeur est peu affectée par le temps de floculation, les résultats sont compilés dans le tableau (IV-5) ci-dessous :

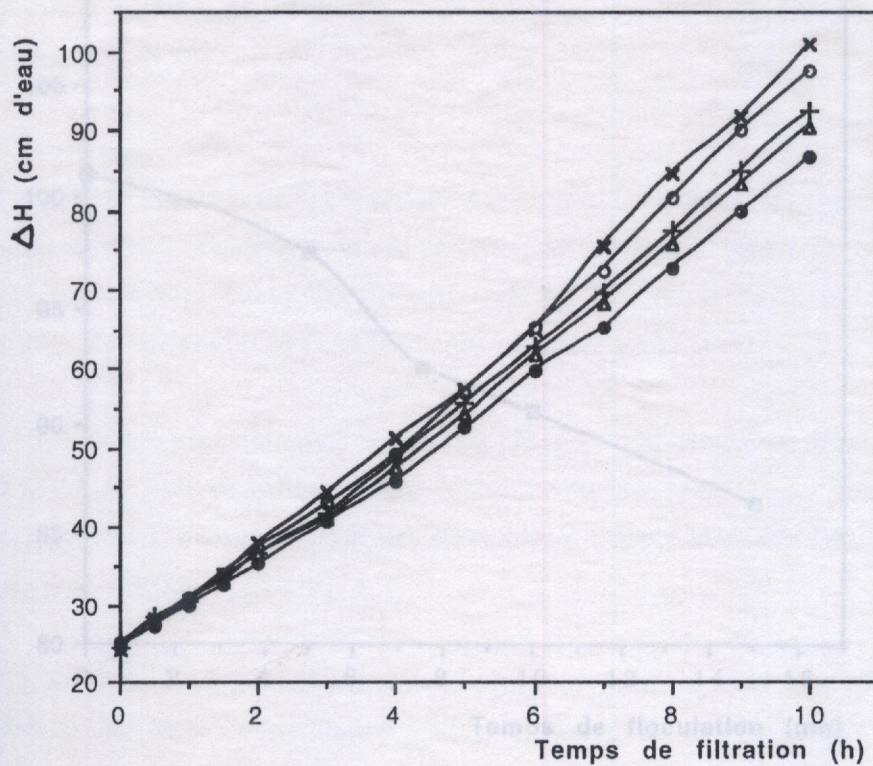
Hi(%)	7	18,6	30,2	41,8	53,5	76,7	100
0 mn	26,6	55,8	72,1	82,4	87,4	95,3	100
5	25,0	54,1	71,5	82,0	87,5	94,6	100
10	22,2	50,9	69,4	81,0	86,9	94,7	100
15	22,0	50,0	68,8	79,7	85,8	94,1	100

Tableau (IV-5) : distribution de la perte de charge (en %) à travers le lit filtrant, en fonction du temps de floculation

Figure (IV-7) : Effet du temps de floculation
 ($D_{AI}=4,5 \text{ mg l}^{-1}$; $G=70 \text{ s}^{-1}$; $U_f=10 \text{ mh}^{-1}$)

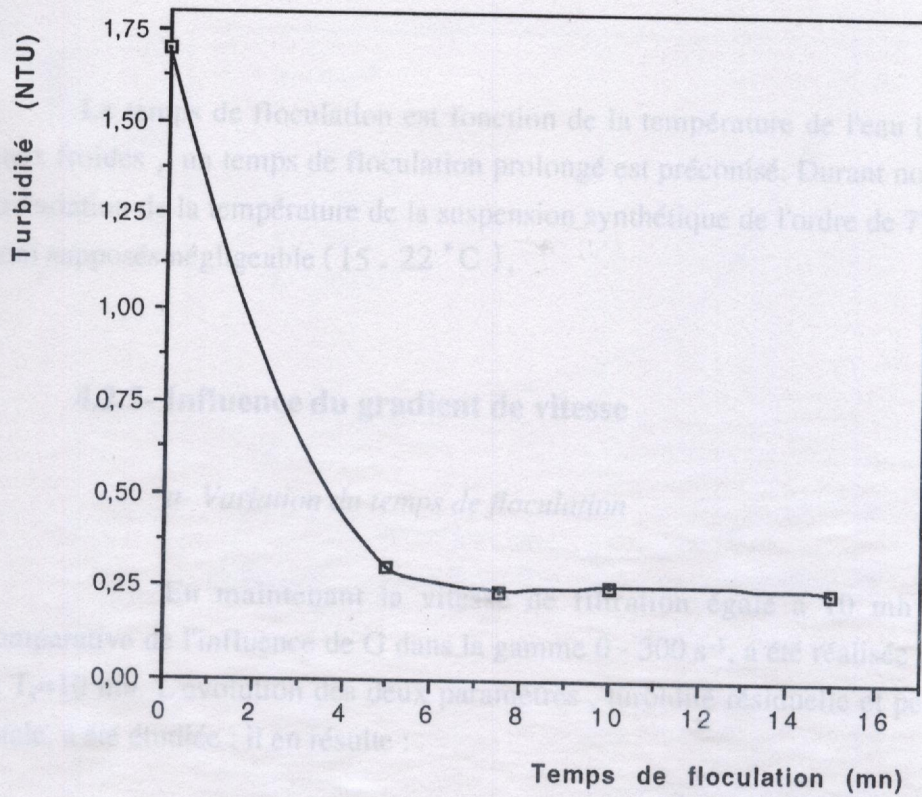


a) Turbidité résiduelle en fonction du temps de filtration

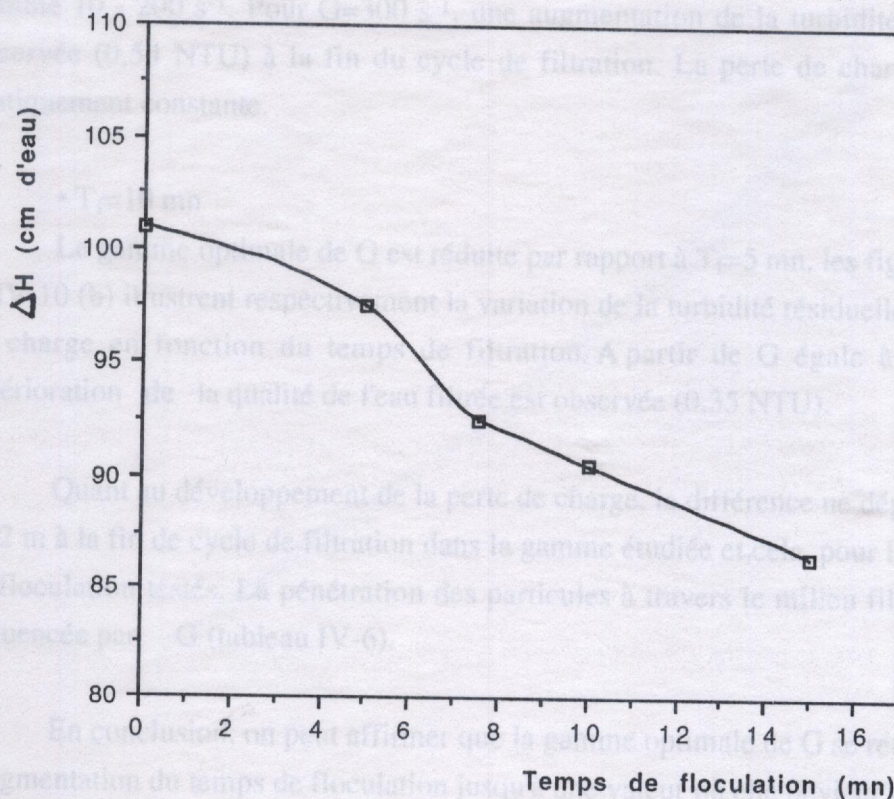


b) Perte de charge en fonction du temps de filtration

Figure (IV-8) : Variation de la turbidité résiduelle et de la perte de charge en fonction du temps de floculation en fin de cycle de filtration ($D_{A1}=4,5 \text{ mg l}^{-1}$; $G=70 \text{ s}^{-1}$; $U_f=10 \text{ mh}^{-1}$)



a) Turbidité résiduelle en fonction du temps de floculation



b) Perte de charge en fonction du temps de floculation

Figure (IV-9) : Effet du gradient de vitesse
($D_{455}=4,5 \text{ mg/l}$; $T_f=5 \text{ mn}$; $U=10 \text{ mh}^{-1}$)

Le temps de floculation est fonction de la température de l'eau brute; pour les eaux froides , un temps de floculation prolongé est préconisé. Durant nos expériences, la variation de la température de la suspension synthétique de l'ordre de 7°C et son effet sont supposés négligeable ($15 - 22^\circ\text{C}$).

4.2.3- Influence du gradient de vitesse

a- Variation du temps de floculation

En maintenant la vitesse de filtration égale à 10 mh^{-1} , une étude comparative de l'influence de G dans la gamme $0 - 300 \text{ s}^{-1}$, a été réalisée pour $T_f=5 \text{ mn}$ et $T_f=10 \text{ mn}$. L'évolution des deux paramètres , turbidité résiduelle et perte de charge totale, a été étudiée ; il en résulte :

- $T_f=5 \text{ mn}$

Les résultats sont portés aux figures IV-9 (a) et IV-9 (b).

Un effet négligeable du gradient de vitesse sur la turbidité résiduelle dans la gamme $10 - 200 \text{ s}^{-1}$. Pour $G=300 \text{ s}^{-1}$, une augmentation de la turbidité résiduelle est observée ($0,54 \text{ NTU}$) à la fin du cycle de filtration. La perte de charge totale reste pratiquement constante.

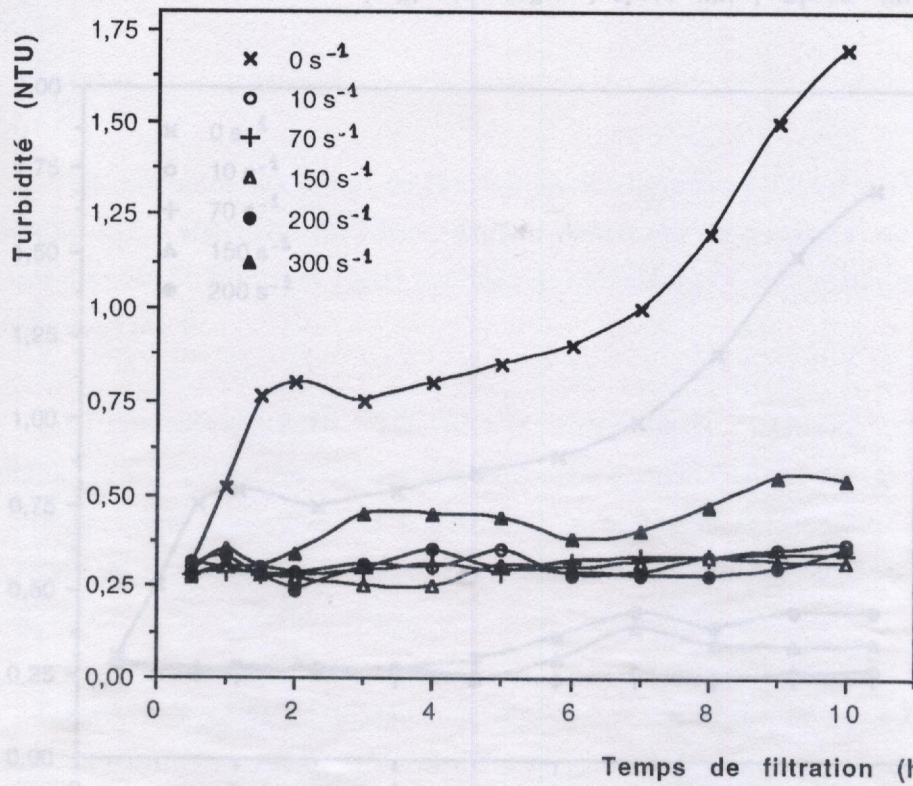
- $T_f=10 \text{ mn}$

La gamme optimale de G est réduite par rapport à $T_f=5 \text{ mn}$, les figures IV-10 (a) et IV-10 (b) illustrent respectivement la variation de la turbidité résiduelle et de la perte de charge en fonction du temps de filtration. A partir de G égale à 150 s^{-1} , une détérioration de la qualité de l'eau filtrée est observée ($0,35 \text{ NTU}$).

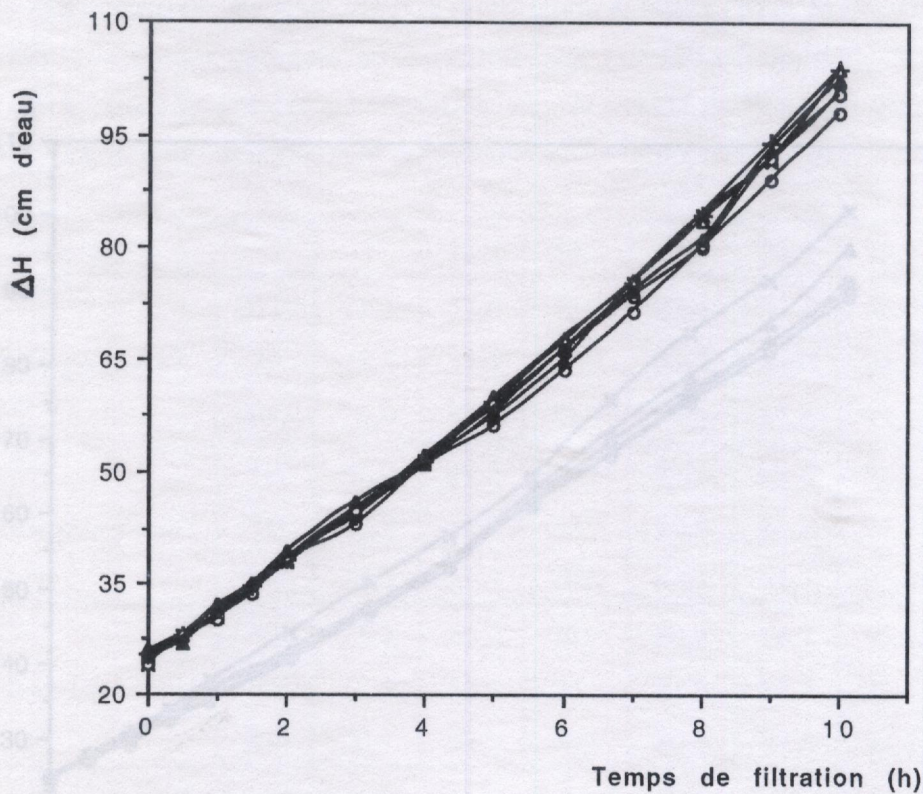
Quant au développement de la perte de charge, la différence ne dépasse pas $0,12 \text{ m}$ à la fin de cycle de filtration dans la gamme étudiée et, cela, pour les deux temps de floculation testés. La pénétration des particules à travers le milieu filtrant n'est pas influencée par G (tableau IV-6).

En conclusion, on peut affirmer que la gamme optimale de G se rétrécit avec l'augmentation du temps de floculation jusqu'à une valeur où elle devient indépendante de celui-ci, comme le montre la figure IV-12 (a).

Figure (IV-9) : Effet du gradient de vitesse

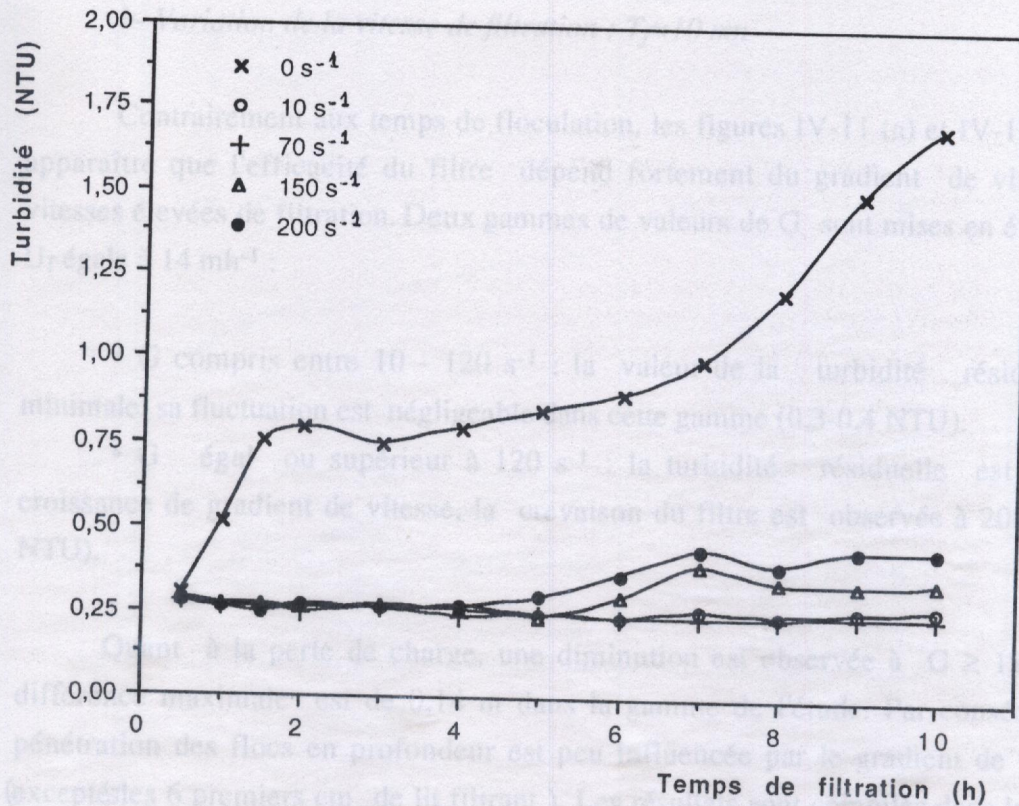
(D_{AI}=4,5 mgl⁻¹ ; T_f=5 mn ; U_f=10 mh⁻¹)

a) Turbidité résiduelle en fonction du temps de filtration

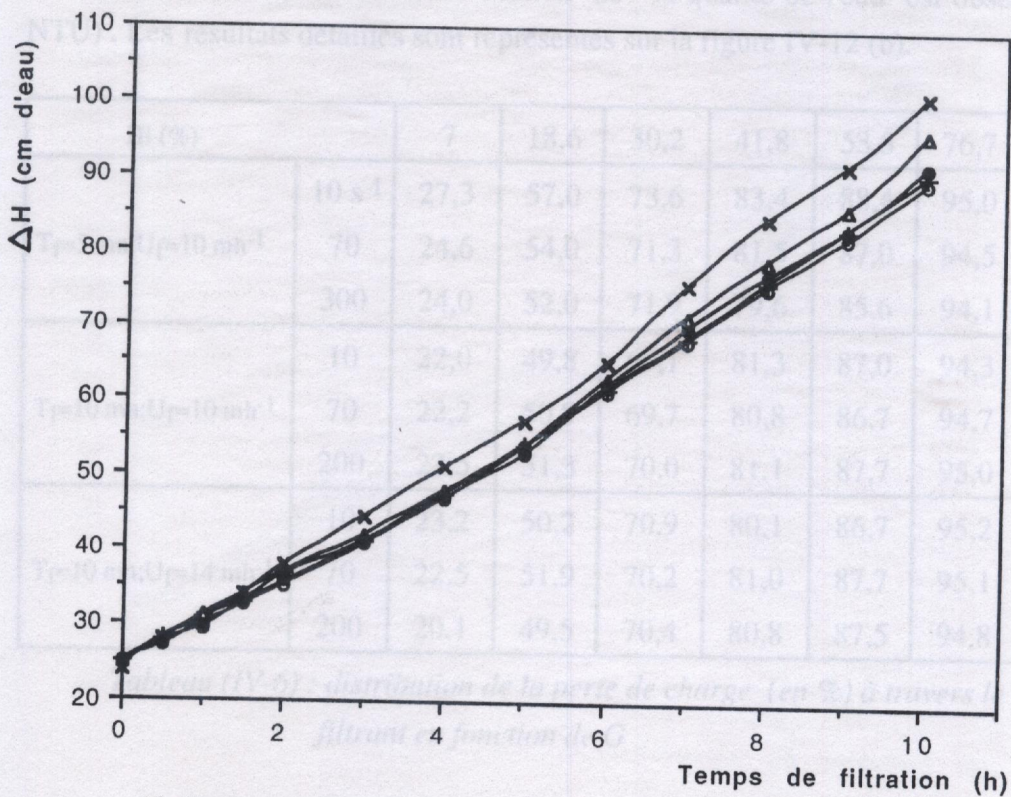


b) Perte de charge en fonction du temps de filtration

*Figure (IV-10) : Effet du gradient de vitesse

(D_{AI}=4,5 mg^l⁻¹ ; T_f=10 mn ; U_f=10 mh⁻¹)

a) Turbidité résiduelle en fonction du temps de filtration



b) Perte de charge en fonction du temps de filtration

b- Variation de la vitesse de filtration ; T_f=10 mn

Contrairement aux temps de floculation, les figures IV-11 (a) et IV-11 (b) font apparaître que l'efficacité du filtre dépend fortement du gradient de vitesse aux vitesses élevées de filtration. Deux gammes de valeurs de G sont mises en évidence à U_f égale à 14 mh⁻¹ :

- G compris entre 10 - 120 s⁻¹ : la valeur de la turbidité résiduelle est minimale, sa fluctuation est négligeable dans cette gamme (0,3-0,4 NTU).

- G égal ou supérieur à 120 s⁻¹ : la turbidité résiduelle est fonction croissante de gradient de vitesse, la crevaision du filtre est observée à 200 s⁻¹ (1,1 NTU).

Quant à la perte de charge, une diminution est observée à $G \geq 120 \text{ s}^{-1}$, la différence maximale est de 0,14 m dans la gamme de l'étude. Par conséquent, la pénétration des flocs en profondeur est peu influencée par le gradient de vitesse (exceptés les 6 premiers cm de lit filtrant). Les résultats sont compilés dans le tableau (IV-6).

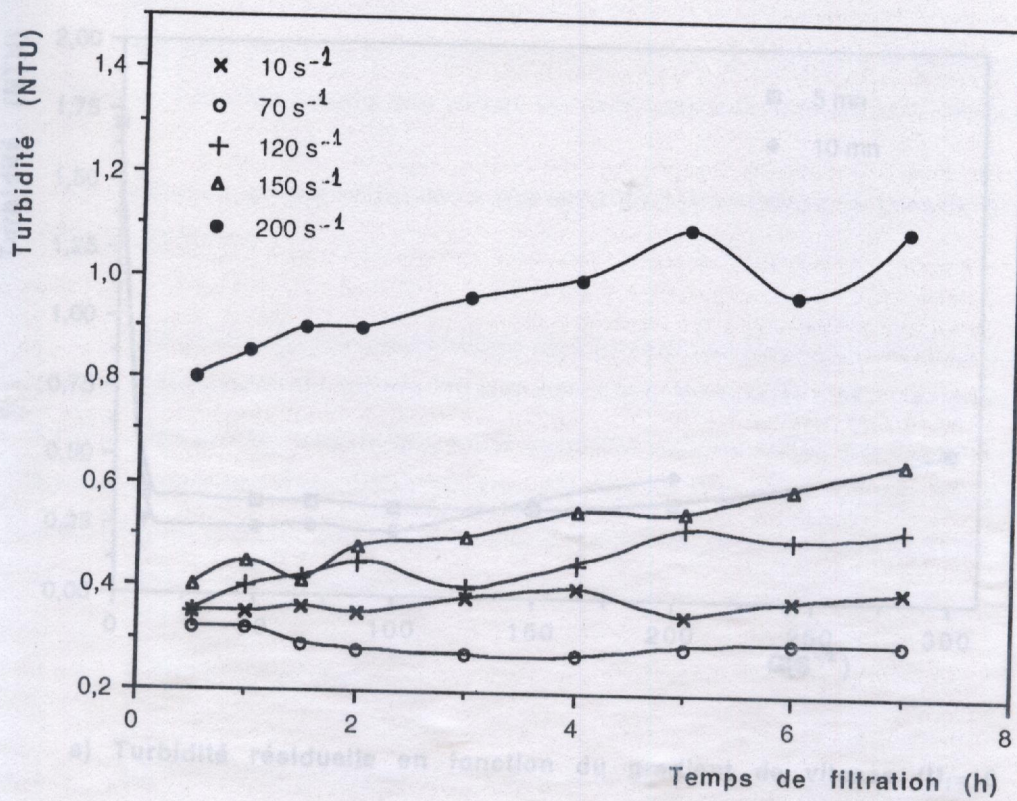
En comparant les deux vitesses de filtration étudiées (10 et 14 mh⁻¹), à U_f égale à 10 mh⁻¹ : la gamme optimale de G est plus large (10-150 s⁻¹) que celle de 14 mh⁻¹ ; à G = 200 s⁻¹, seulement une détérioration de la qualité de l'eau est observée (0,45 NTU). Les résultats détaillés sont représentés sur la figure IV-12 (b).

Hi (%)		7	18,6	30,2	41,8	53,5	76,7	100
T _f =5 mn; U _f =10 mh ⁻¹	10 s ⁻¹	27,3	57,0	73,6	83,4	88,4	95,0	100
	70	24,6	54,0	71,3	81,5	87,0	94,5	100
	300	24,0	52,0	71,9	79,6	85,6	94,1	100
T _f =10 mn; U _f =10 mh ⁻¹	10	22,0	49,8	69,1	81,3	87,0	94,3	100
	70	22,2	50,9	69,7	80,8	86,7	94,7	100
	200	22,5	51,3	70,0	81,1	87,7	95,0	100
T _f =10 mn; U _f =14 mh ⁻¹	10	23,2	50,2	70,9	80,1	86,7	95,2	100
	70	22,5	51,9	70,2	81,0	87,7	95,1	100
	200	20,1	49,5	70,4	80,8	87,5	94,8	100

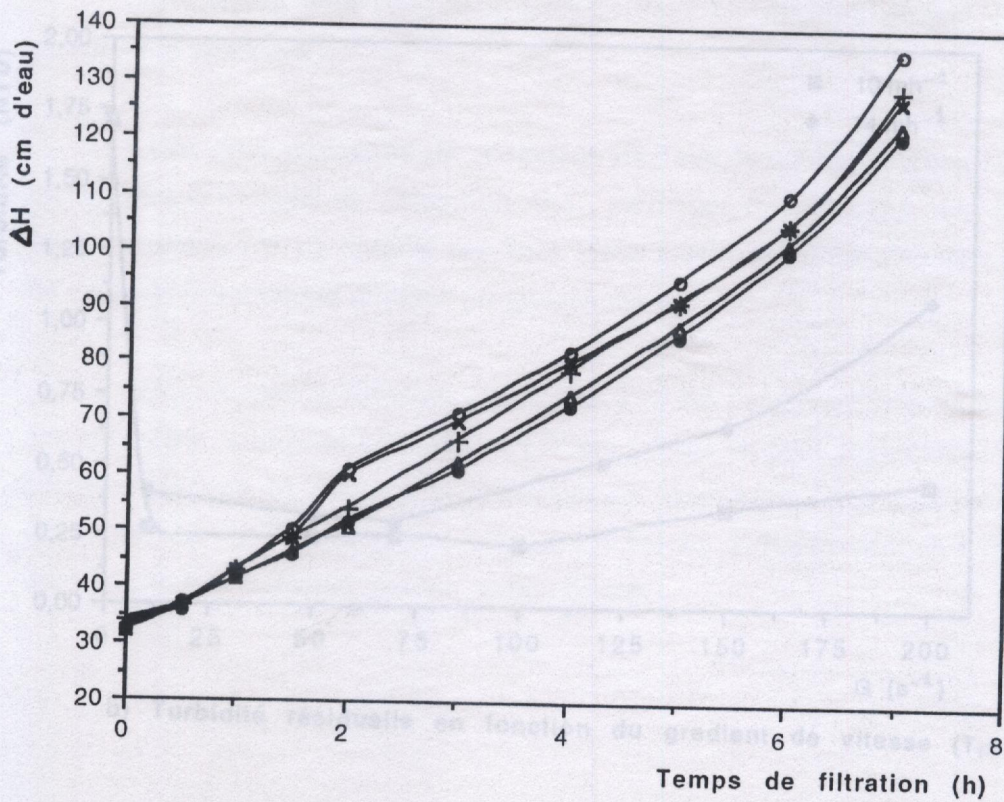
Tableau (IV-6) : distribution de la perte de charge (en %) à travers le milieu filtrant en fonction de G

Figure (IV-11) : Effet du gradient de vitesse

($D_{AI}=4,5 \text{ mg l}^{-1}$; $T_f=10 \text{ mn}$; $U_f=14 \text{ mh}^{-1}$)

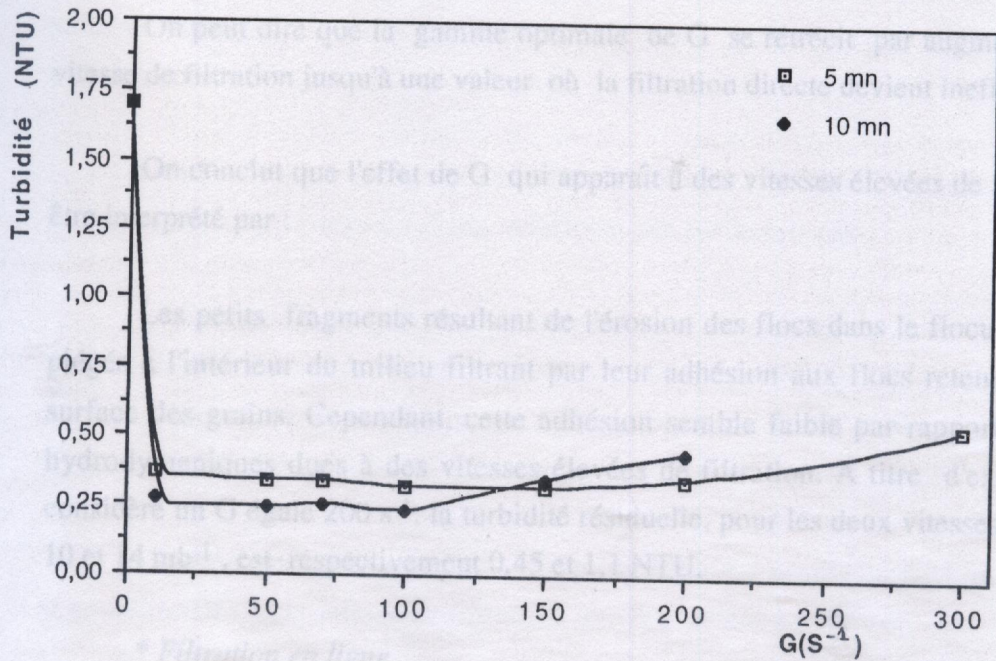


a) Turbidité résiduelle en fonction du temps de filtration

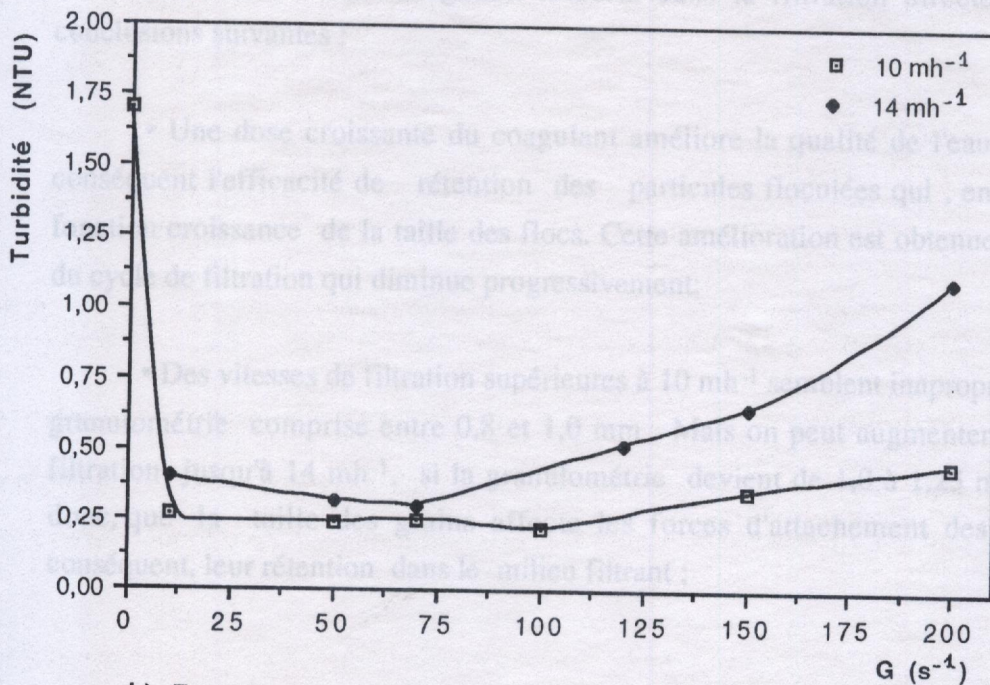


b) Perte de charge en fonction du temps de filtration

Figure (IV-12) : Variation de la turbidité résiduelle en fonction du G en fin de cycle de filtration ($D_{Al}=4,5 \text{ mg l}^{-1}$)



a) Turbidité résiduelle en fonction du gradient de vitesse ($U_f=10 \text{ mh}^{-1}$)



b) Turbidité résiduelle en fonction du gradient de vitesse ($T_f=10 \text{ mn}$)

On peut dire que la gamme optimale de G se rétrécit par augmentation de la vitesse de filtration jusqu'à une valeur où la filtration directe devient inefficace.

On conclut que l'effet de G qui apparaît à des vitesses élevées de filtration peut être interprété par :

Les petits fragments résultant de l'érosion des floes dans le flocculateur restent piégés à l'intérieur du milieu filtrant par leur adhésion aux floes retenus ou à la surface des grains. Cependant, cette adhésion semble faible par rapport aux forces hydrodynamiques dues à des vitesses élevées de filtration. A titre d'exemple, si on considère un G égale 200 s^{-1} , la turbidité résiduelle, pour les deux vitesses de filtration 10 et 14 mh^{-1} , est respectivement $0,45$ et $1,1 \text{ NTU}$.

** Filtration en ligne*

La filtration en ligne ($G=0 \text{ s}^{-1}$) a été aussi envisagée, pour une vitesse de filtration de 10 mh^{-1} et une dose du sulfate d'aluminium de $4,5 \text{ mg l}^{-1}$. Selon les résultats obtenus, la crevaison du filtre est atteinte au bout de sept heures ; la floculation des particules déstabilisées s'avère donc nécessaire afin d'améliorer l'efficacité du filtre.

L'utilisation d'un coagulant minéral dans la filtration directe conduit aux conclusions suivantes :

- Une dose croissante du coagulant améliore la qualité de l'eau filtrée et par conséquent l'efficacité de rétention des particules floculées qui, en fait, est une fonction croissante de la taille des floes. Cette amélioration est obtenue au détriment du cycle de filtration qui diminue progressivement;

- Des vitesses de filtration supérieures à 10 mh^{-1} semblent inappropriées pour une granulométrie comprise entre $0,8$ et $1,0 \text{ mm}$. Mais on peut augmenter la vitesse de filtration jusqu'à 14 mh^{-1} , si la granulométrie devient de $1,0$ à $1,25 \text{ mm}$. Il semble, donc, que la taille des grains affecte les forces d'attachement des floes et par conséquent, leur rétention dans le milieu filtrant ;

5- Un • Indépendamment de la concentration initiale des matières en suspension et le mode de traitement, la dose optimale du coagulant dépend de la taille des grains de milieu filtrant ;

• La floculation est nécessaire afin d'améliorer l'efficacité du filtre et des temps de floculation supérieures à 7,5 mn n'influent pas sur le procédé ;

• L'influence du gradient de vitesse sur la qualité de l'eau filtrée dépend fortement de la vitesse de filtration. L'existence de gammes optimales des valeurs "G" ont été mises en évidence pour les différents paramètres à étudier (granulométrie, temps de floculation, vitesse de filtration);

• La pénétration des particules en profondeur est beaucoup plus influencée par la granulométrie et la vitesse de filtration que le gradient de vitesse.

Par contre, un développement rapide de la perte de charge est observée en augmentant la dose du polymère : à titre indicatif, pour une dose de 0,12 mg/l, la perte de charge totale est de 1,6 m, soit un cycle de filtration de cinq heures. La crevaisson du filtre est atteinte au bout de huit heures à 0,03 mg/l.

Quant à la pénétration en profondeur, la rétention des floes se produit progressivement sur les couches supérieures et il y a formation d'un gâteau quand la dose du polymère augmente. Si on considère une couche filtrante représentant 7 % de la filtrant, la perte de charge qui a lieu dans celles-ci, à des doses de polymère de 0,03, 0,07 et 0,12 mg/l, est respectivement de 20,7, 45,1 et 79,2 % de la perte de charge totale en fin de cycle de filtration. Le tableau (IV-7) indique la distribution de la perte de charge à travers le lit filtrant en fonction de la dose du polymère.

lit(%)	7	18,6	30,2	41,8	53,5	76,7	100
0,03	20,7	40	53,5	64,5	73,2	88,7	100
0,05	32,2	53,7	64,3	72,8	79,6	91	100
0,07	45,1	70,3	78,6	82,6	86,7	93,6	100
0,09	61,4	79	83,7	86,5	89,6	95,2	100
0,12	79,2	86,6	89,2	91,5	93,5	97	100

Tableau (IV-7) : Distribution de la perte de charge (en %) à travers le lit filtrant en fonction de la concentration du polymère.

Figure (IV-13) : Effet de la concentration du polymère
($Q=70 \text{ s}^{-1}$; $T_f=10 \text{ mn}$; $U_f=10 \text{ m}^3/\text{h}$)

5- Utilisation d'un coagulant organique

Un polymère cationique de poids moléculaire élevé (10^6) et connu sous le nom commercial FO115 PWG , a été utilisé comme coagulant seul. Il est utilisé, actuellement, comme aide-coagulant dans le traitement des eaux potables de la station de Boudouaou. La granulométrie utilisée dans cette partie varie entre 1,0 et 1,25 mm.

5.1- Influence de la concentration du polymère

A l'instar du coagulant minéral , les figures IV-13 (a) et IV-13 (b) font apparaître que l'efficacité du filtre dépend fortement de la dose du polymère.

-A partir de $0,05 \text{ mg/l}$, la turbidité résiduelle devient indépendante de la dose du polymère

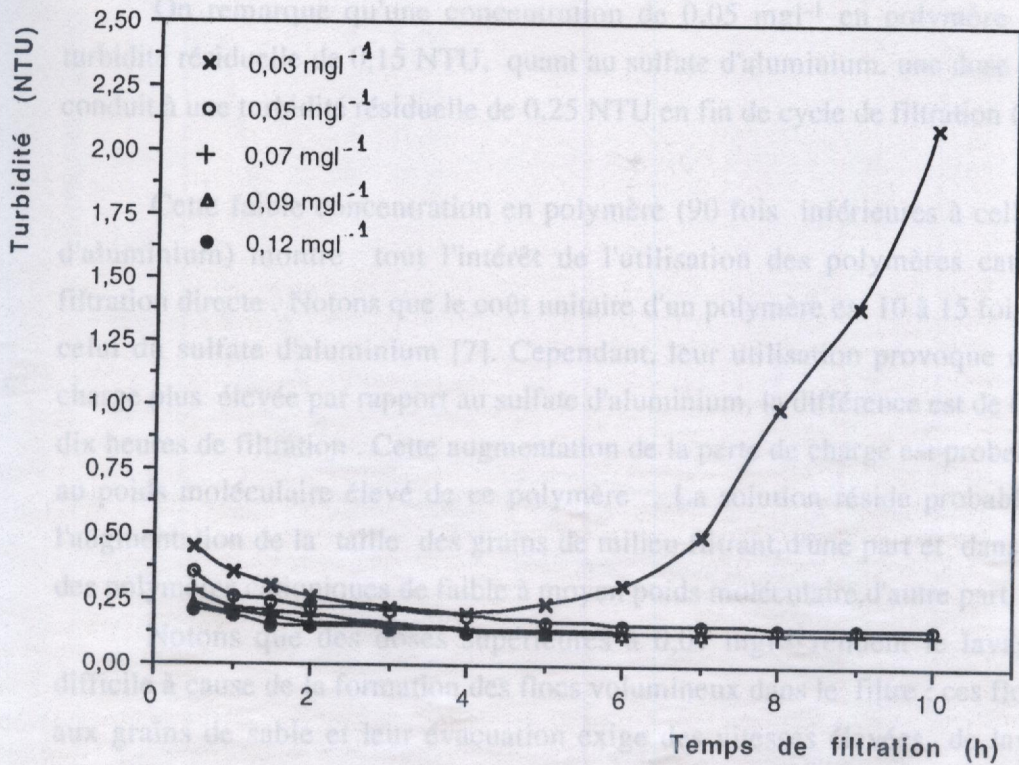
Par contre, un développement rapide de la perte de charge est observée en augmentant la dose du polymère ; à titre indicatif, pour une dose de $0,12 \text{ mg/l}$, la perte de charge totale est de 1,6 m, soit un cycle de filtration de cinq heures. La crevaision du filtre est atteinte au bout de huit heures à $0,03 \text{ mg/l}$.

-Quant à la pénétration en profondeur, la rétention des floes se produit progressivement sur les couches supérieures et il y a formation d'un gâteau quand la dose du polymère augmente, si on considère une couche filtrante représentant 7 % de lit filtrant, la perte de charge qui a lieu dans celles-ci, à des doses de polymère de 0,03, 0,07 et $0,12 \text{ mg/l}$, est respectivement de 20,7 ; 45,1 et 79,2 % de la perte de charge totale en fin de cycle de filtration. Le tableau (IV-7) indique la distribution de la perte de charge à travers le lit filtrant en fonction de la dose du polymère.

Hi(%)	7	18,6	30,2	41,8	53,5	76,7	100
0,03	20,7	40	53,5	64,3	73,2	88,7	100
0,05	32,2	53,7	64,3	72,8	79,6	91	100
0,07	45,1	70,3	78,6	82,6	86,7	93,6	100
0,09	61,4	79	83,1	86,5	89,6	95,3	100
0,12	79,2	86,6	89,2	91,5	93,5	97	100

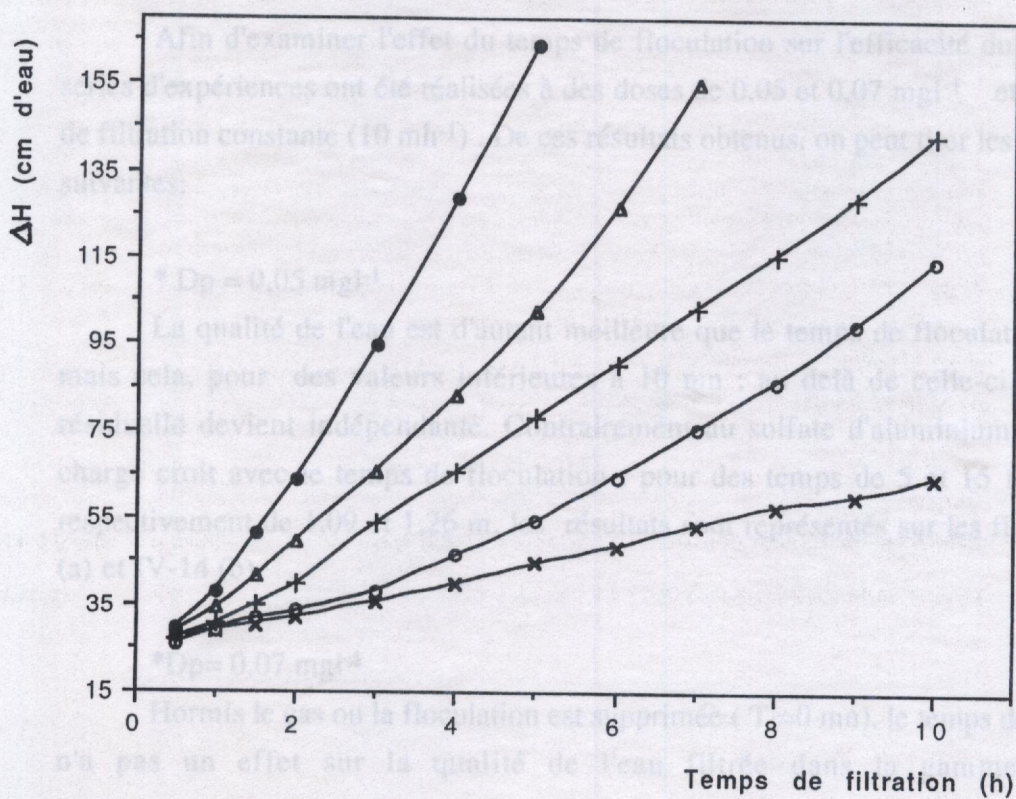
Tableau (IV-7) : Distribution de la perte de charge (en %) à travers le lit filtrant, en fonction de la concentration du polymère.

Figure (IV-13) : Effet de la concentration du polymère
($G=70 \text{ s}^{-1}$; $T_f=10 \text{ mn}$; $U_f=10 \text{ mh}^{-1}$)



a) Turbidité résiduelle en fonction du temps de filtration

5.2- Influence du temps de floculation



b) Perte de charge en fonction du temps de filtration

Figure (IV-14) : Effet du temps de floculation
 ($D_p=0,05 \text{ mg l}^{-1}$; $G=70 \text{ s}^{-1}$; $U=10 \text{ m h}^{-1}$)

On remarque qu'une concentration de $0,05 \text{ mg l}^{-1}$ en polymère produit une turbidité résiduelle de $0,15 \text{ NTU}$, quant au sulfate d'aluminium, une dose de $4,5 \text{ mg l}^{-1}$ conduit à une turbidité résiduelle de $0,25 \text{ NTU}$ en fin de cycle de filtration (dix heures).

Cette faible concentration en polymère (90 fois inférieures à celle du sulfate d'aluminium) montre tout l'intérêt de l'utilisation des polymères cationiques en filtration directe. Notons que le coût unitaire d'un polymère est 10 à 15 fois supérieur à celui du sulfate d'aluminium [7]. Cependant, leur utilisation provoque une perte de charge plus élevée par rapport au sulfate d'aluminium, la différence est de $0,24 \text{ m}$ après dix heures de filtration. Cette augmentation de la perte de charge est probablement due au poids moléculaire élevé de ce polymère. La solution réside probablement dans l'augmentation de la taille des grains de milieu filtrant, d'une part et dans l'utilisation des polymères cationiques de faible à moyen poids moléculaire, d'autre part.

Notons que des doses supérieures à $0,07 \text{ mg l}^{-1}$ rendent le lavage du filtre difficile à cause de la formation des floes volumineux dans le filtre ; ces floes adhèrent aux grains de sable et leur évacuation exige des vitesses élevées de lavage, ce qui conduit à une perte en matériau filtrant.

5.2- Influence du temps de floculation

Afin d'examiner l'effet du temps de floculation sur l'efficacité du filtre, deux séries d'expériences ont été réalisées à des doses de $0,05$ et $0,07 \text{ mg l}^{-1}$ et une vitesse de filtration constante (10 m h^{-1}). De ces résultats obtenus, on peut tirer les conclusions suivantes:

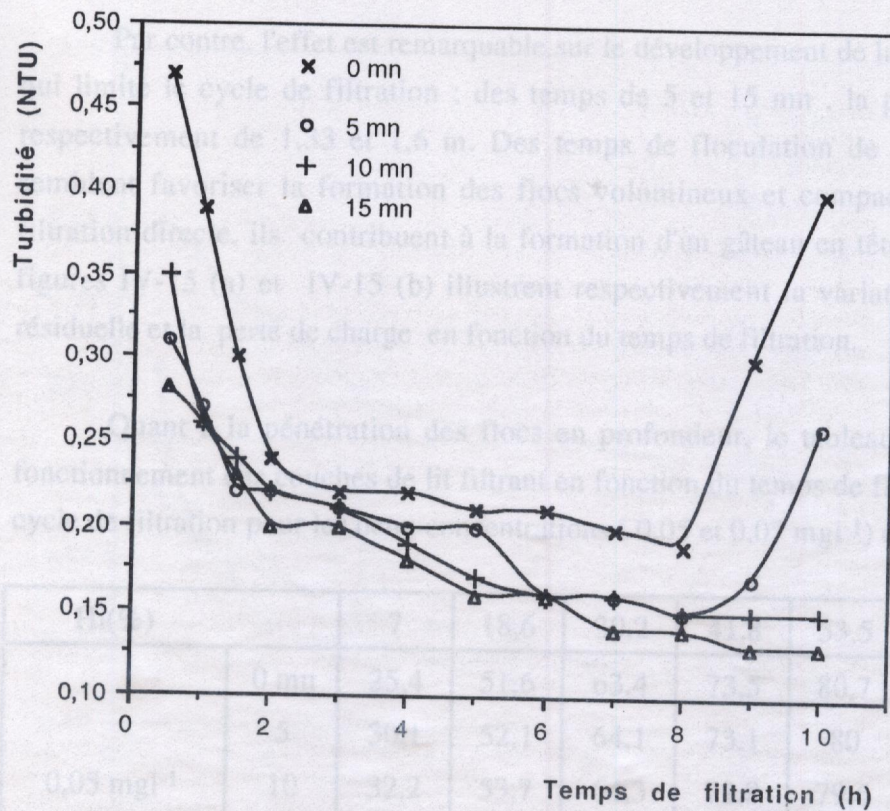
* $D_p = 0,05 \text{ mg l}^{-1}$

La qualité de l'eau est d'autant meilleure que le temps de floculation est élevé mais cela, pour des valeurs inférieures à 10 mn ; au delà de celle-ci, la turbidité résiduelle devient indépendante. Contrairement au sulfate d'aluminium, la perte de charge croît avec le temps de floculation ; pour des temps de 5 et 15 mn , elle est, respectivement, de $1,09$ et $1,26 \text{ m}$, les résultats sont représentés sur les figures IV- 14 (a) et IV-14 (b)

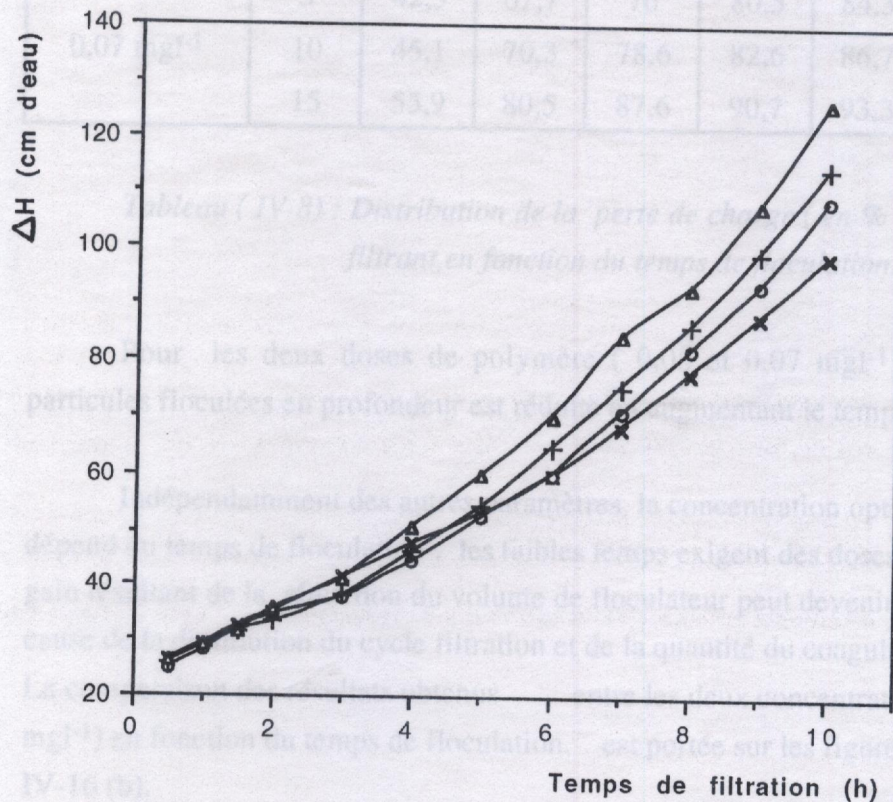
* $D_p = 0,07 \text{ mg l}^{-1}$

Hormis le cas où la floculation est supprimée ($T_f=0 \text{ mn}$), le temps de floculation n'a pas un effet sur la qualité de l'eau filtrée dans la gamme $5\text{-}15 \text{ mn}$.

Figure (IV-14) : Effet du temps de floculation
 $(D_p=0,05 \text{ mg l}^{-1} ; G=70 \text{ s}^{-1} ; U_f=10 \text{ m h}^{-1})$



a) Turbidité résiduelle en fonction du temps de filtration



b) Perte de charge en fonction du temps de filtration

Figure (IV-16) : Effet du temps de floculation

(D_p=0,07 mg/l ; G=70 s⁻¹ ; U_p=10 m/s)

Par contre, l'effet est remarquable sur le développement de la perte de charge qui limite le cycle de filtration : des temps de 5 et 15 mn , la perte de charge est respectivement de 1,33 et 1,6 m. Des temps de floculation de l'ordre de 15 mn semblent favoriser la formation des floes volumineux et compacts indésirables en filtration directe, ils contribuent à la formation d'un gâteau en tête de lit filtrant. Les figures IV-15 (a) et IV-15 (b) illustrent respectivement la variation de la turbidité résiduelle et la perte de charge en fonction du temps de filtration.

Quant à la pénétration des floes en profondeur, le tableau (IV-8) montre le fonctionnement des couches de lit filtrant en fonction du temps de floculation en fin de cycle de filtration pour les deux concentrations (0,05 et 0,07 mg/l⁻¹) du polymère.

Hi(%)		7	18,6	30,2	41,8	53,5	76,7	100
0,05 mg/l ⁻¹	0 mn	25,4	51,6	63,4	73,5	80,7	90,1	100
	5	30,1	52,1	64,1	73,1	80	91,2	100
	10	32,2	53,7	64,3	72,8	79,6	91	100
	15	37	58,8	70,1	80,1	85,1	93,7	100
0,07 mg/l ⁻¹	0 mn	33,4	53	65,1	79,3	86,8	93	100
	5	42,5	67,7	76	80,5	84,3	92,7	100
	10	45,1	70,3	78,6	82,6	86,7	93,6	100
	15	55,9	80,5	87,6	90,7	93,3	97,4	100

Tableau (IV-8) : Distribution de la perte de charge (en %) à travers le milieu filtrant, en fonction du temps de floculation.

Pour les deux doses de polymère (0,05 et 0,07 mg/l⁻¹) , la rétention des particules floculées en profondeur est réduite en augmentant le temps de floculation.

Indépendamment des autres paramètres, la concentration optimale du polymère dépend du temps de floculation : les faibles temps exigent des doses plus élevées. Le gain résultant de la réduction du volume de flocculateur peut devenir non économique à cause de la diminution du cycle filtration et de la quantité du coagulant exigée.

La comparaison des résultats obtenus entre les deux concentrations (0,05 et 0,07 mg/l⁻¹) en fonction du temps de floculation, est portée sur les figures IV-16 (a) et IV-16 (b).

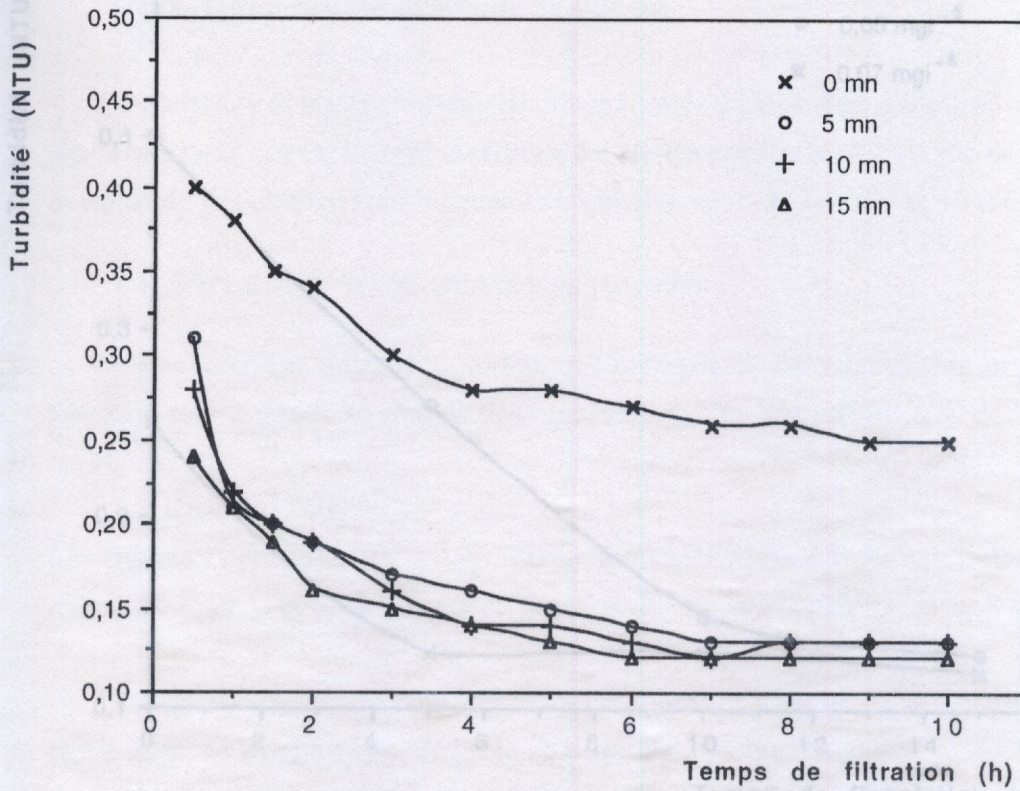
Temps de filtration (h)

b) Perte de charge en fonction du temps de filtration

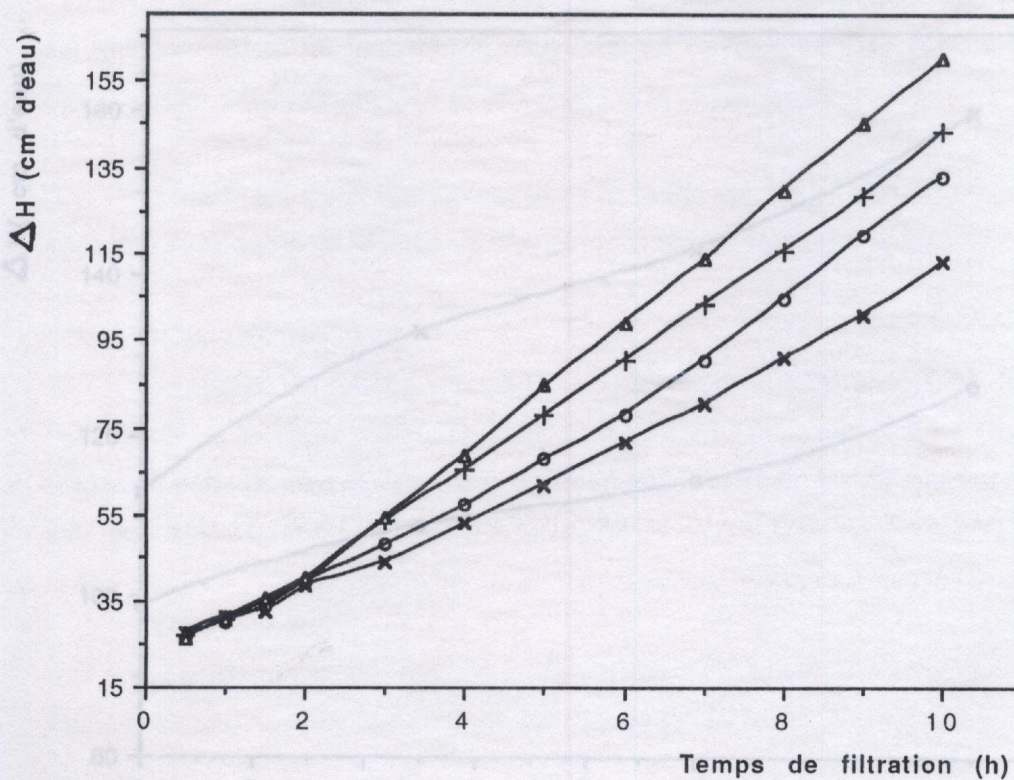
Figure (IV-15) : Variation de la turbidité résiduelle et de la perte de charge en fonction du temps de filtration et en fonction du temps de cycle de filtration

Figure (IV-15) : Effet du temps de floculation

($D_p=0,07 \text{ mg l}^{-1}$; $G=70 \text{ s}^{-1}$; $U_f=10 \text{ mh}^{-1}$)

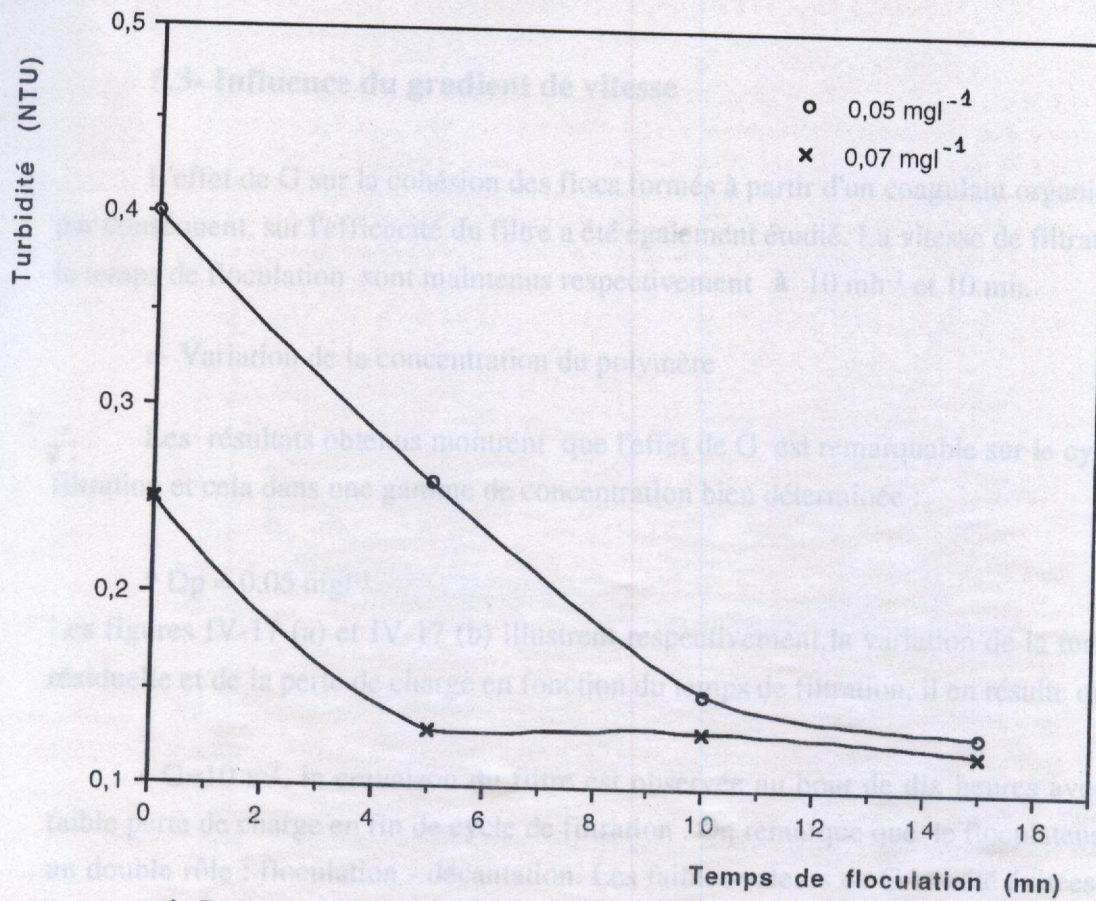


a) Turbidité résiduelle en fonction du temps de filtration

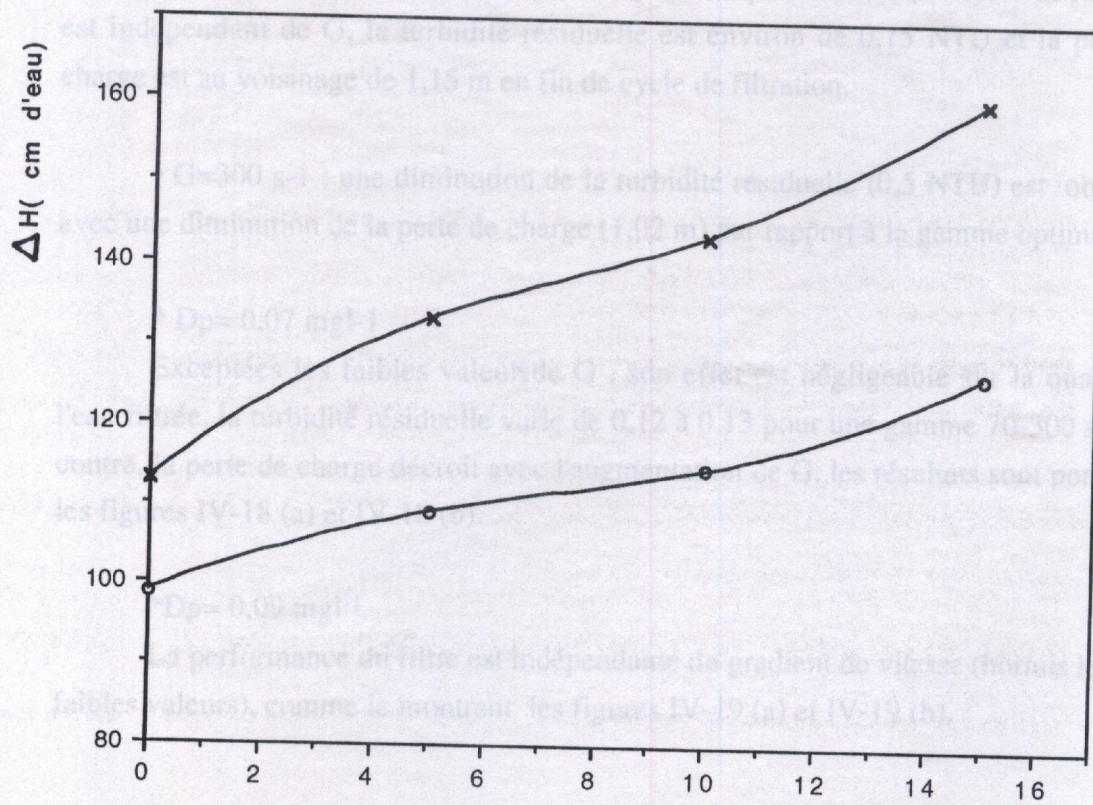


b) Perte de charge en fonction du temps de filtration

Figure (IV-16) : Variation de la turbidité résiduelle et de la perte de charge en fonction du temps de floculation et en fin de cycle de filtration ($G=70 \text{ s}^{-1}$; $U_f=10 \text{ mh}^{-1}$)



a) Turbidité résiduelle en fonction du temps de floculation



b) Perte de charge en fonction du temps de floculation

5.3- Influence du gradient de vitesse

L'effet de G sur la cohésion des floes formés à partir d'un coagulant organique et, par conséquent, sur l'efficacité du filtre a été également étudié. La vitesse de filtration et le temps de floculation sont maintenus respectivement à 10 m/h et 10 mn.

a- Variation de la concentration du polymère

Les résultats obtenus montrent que l'effet de G est remarquable sur le cycle de filtration et cela dans une gamme de concentration bien déterminée :

* D_p = 0,05 mg/l

Les figures IV-17 (a) et IV-17 (b) illustrent, respectivement, la variation de la turbidité résiduelle et de la perte de charge en fonction du temps de filtration, il en résulte que :

- G=10 s⁻¹, la crevasion du filtre est observée au bout de dix heures avec une faible perte de charge en fin de cycle de filtration. On remarque que le floculateur joue un double rôle : floculation - décantation. Les faibles valeurs de G ont été évitées pour les deux autres concentrations (0,07 et 0,09 mg/l).

- 10 < G ≤ 150 s⁻¹ : correspond à la gamme optimale de G, le cycle de filtration est indépendant de G, la turbidité résiduelle est environ de 0,15 NTU et la perte de charge est au voisinage de 1,15 m en fin de cycle de filtration.

- G=300 s⁻¹ : une diminution de la turbidité résiduelle (0,5 NTU) est observée avec une diminution de la perte de charge (1,02 m) par rapport à la gamme optimale

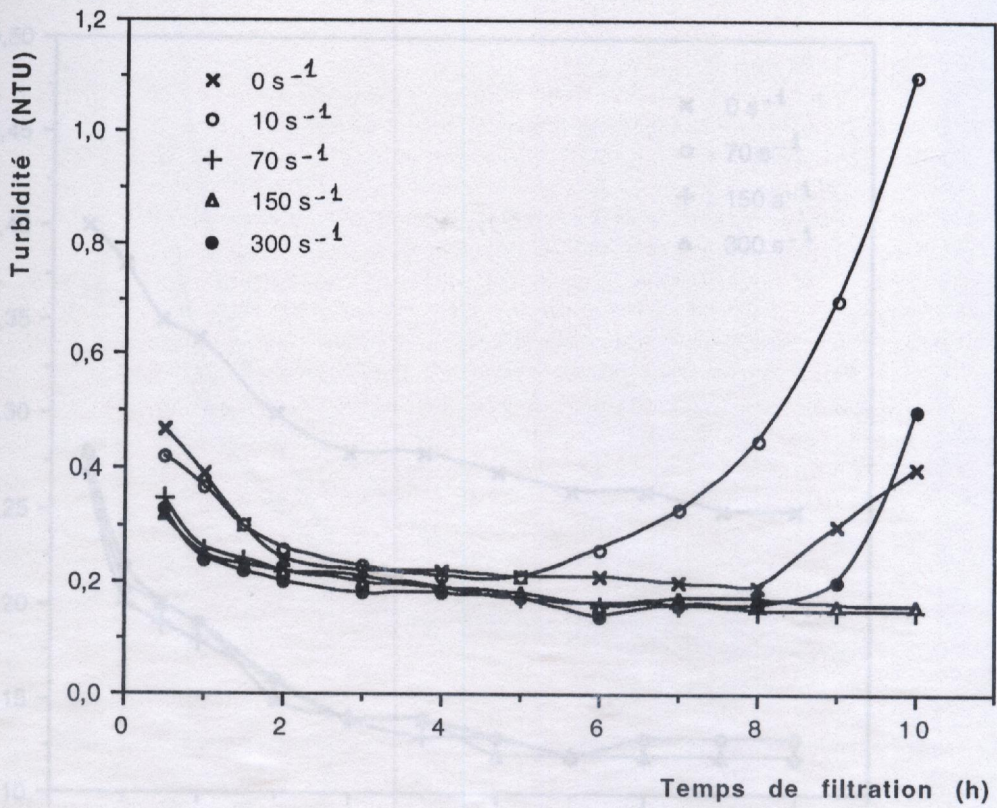
* D_p = 0,07 mg/l

Exceptées les faibles valeurs de G, son effet est négligeable sur la qualité de l'eau filtrée, la turbidité résiduelle varie de 0,12 à 0,13 pour une gamme 70-300 s⁻¹. Par contre, la perte de charge décroît avec l'augmentation de G, les résultats sont portés sur les figures IV-18 (a) et IV-18 (b).

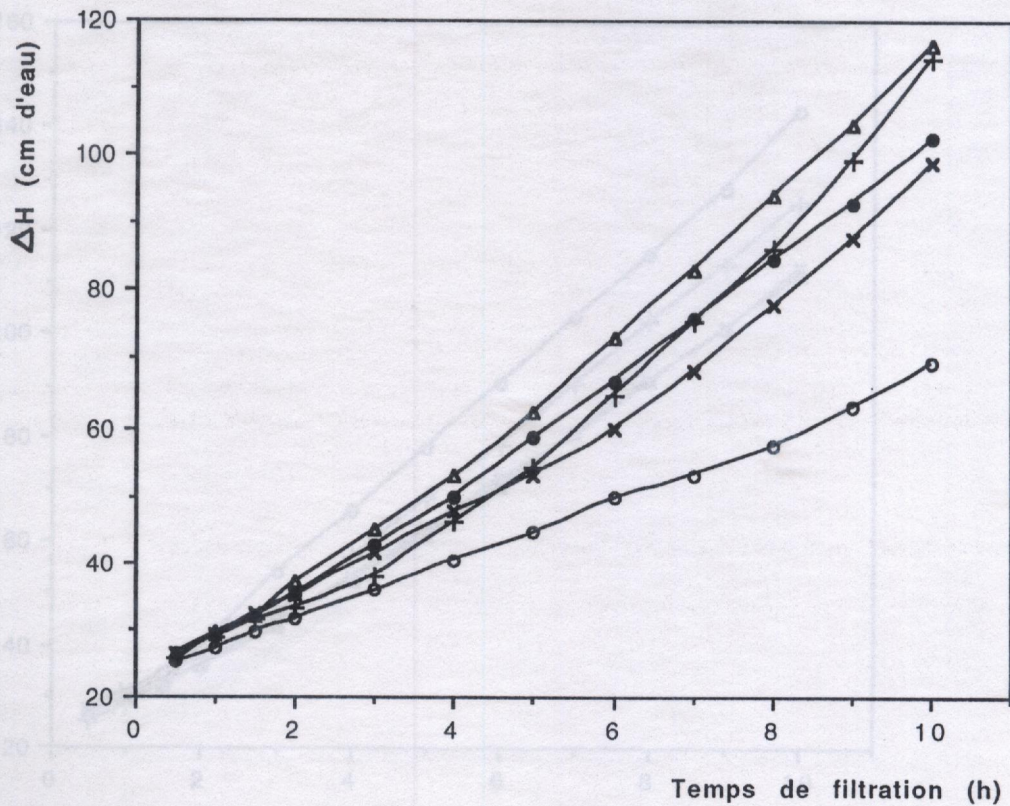
* D_p = 0,09 mg/l

La performance du filtre est indépendante du gradient de vitesse (hormis les faibles valeurs), comme le montrent les figures IV-19 (a) et IV-19 (b).

Figure (IV-17) : Effet du gradient de vitesse

(D_p=0,05 mgl⁻¹ ; T_f=10 mn ; U_f=10 mh⁻¹)

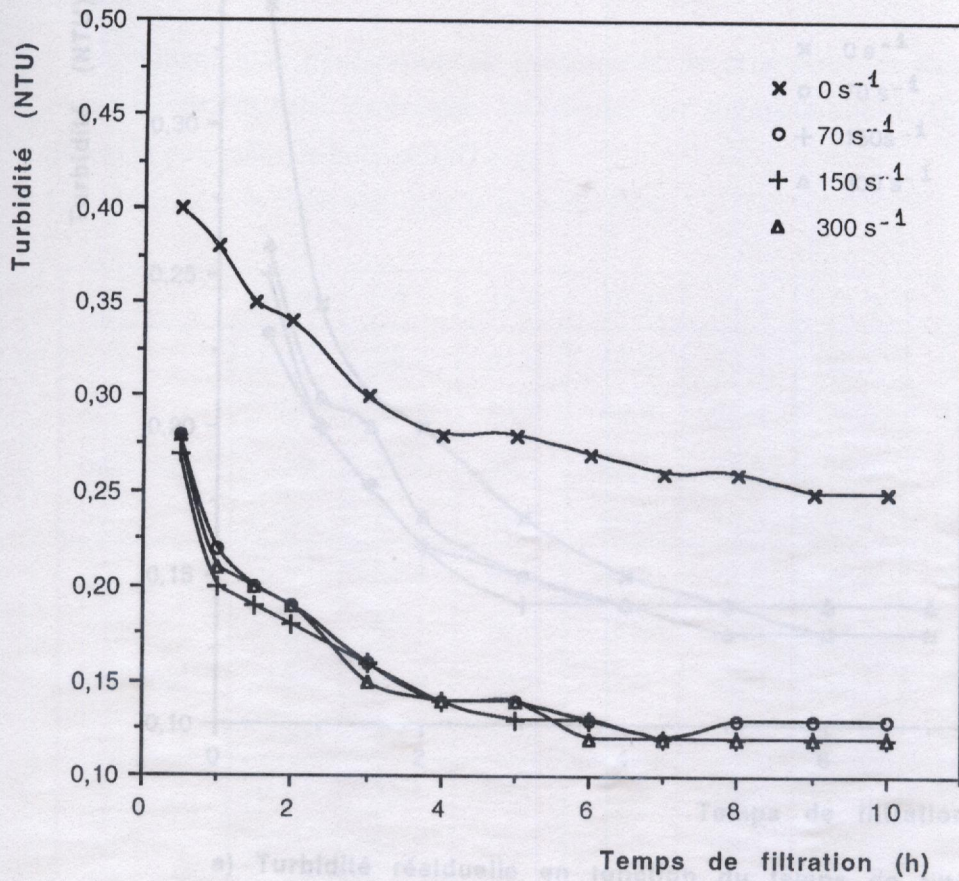
a) Turbidité résiduelle en fonction du temps de filtration



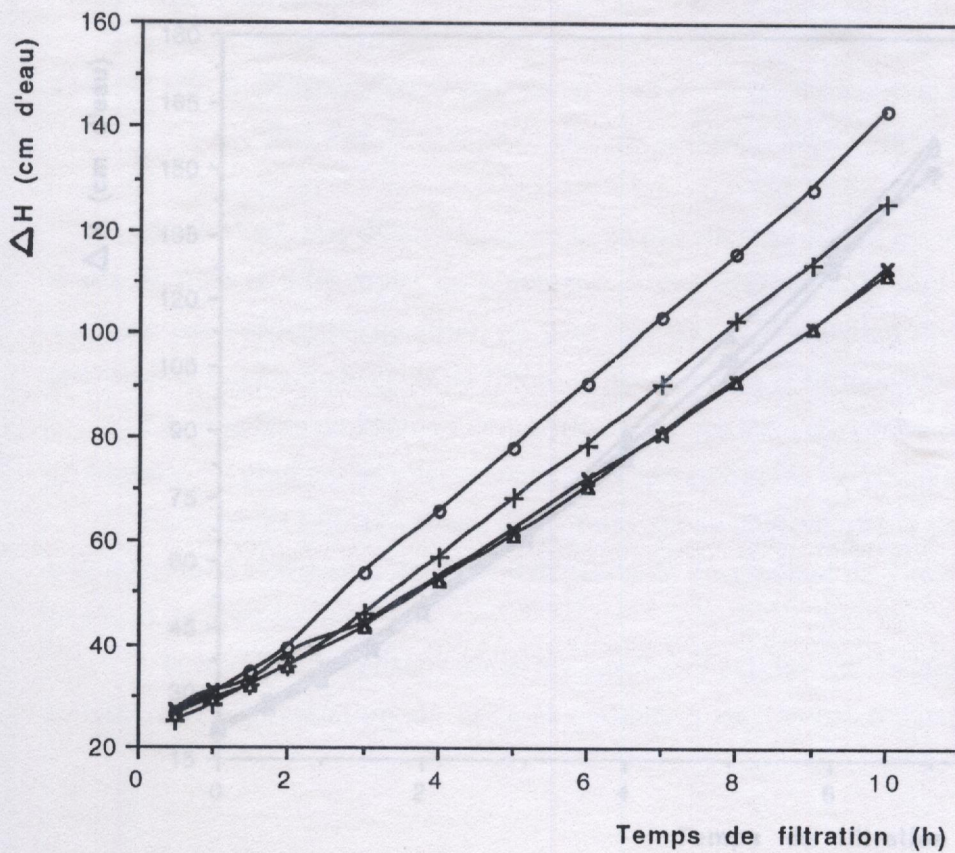
b) Perte de charge en fonction du temps de filtration

Figure (IV-18) : Effet du gradient de vitesse

($D_p=0,07 \text{ mg l}^{-1}$; $T_f=10 \text{ mn}$; $U_f=10 \text{ mh}^{-1}$)

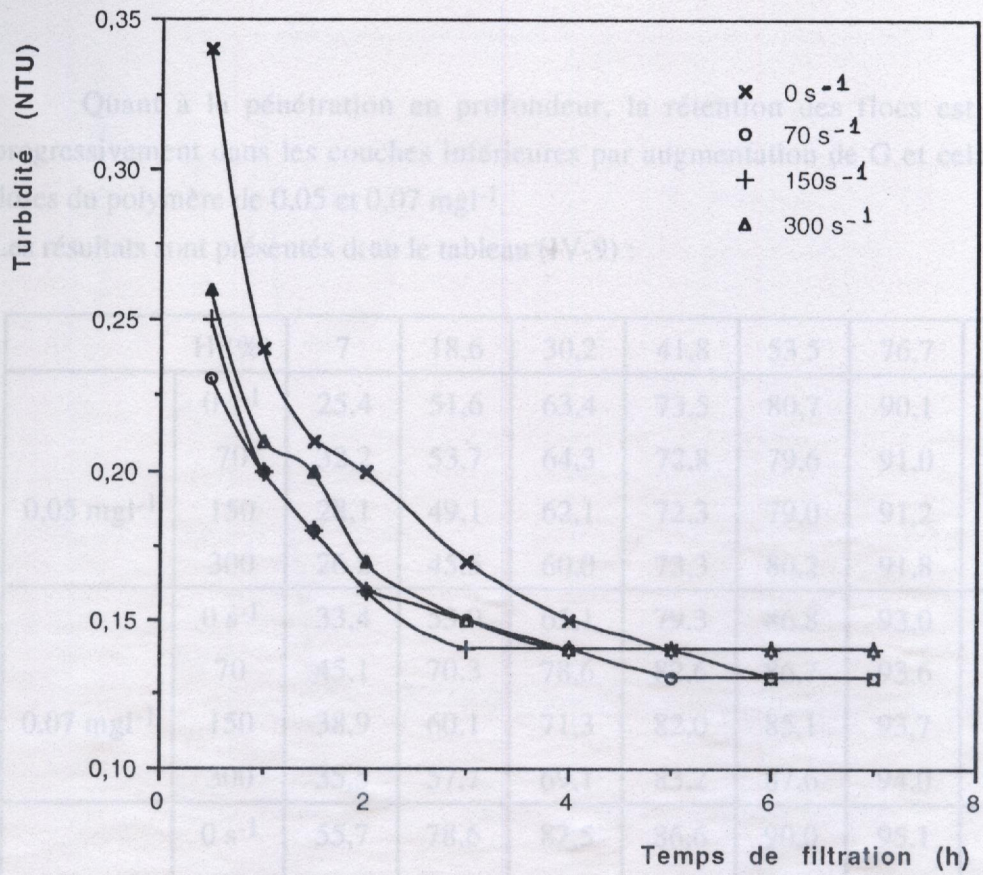


a) Turbidité résiduelle en fonction du temps de filtration

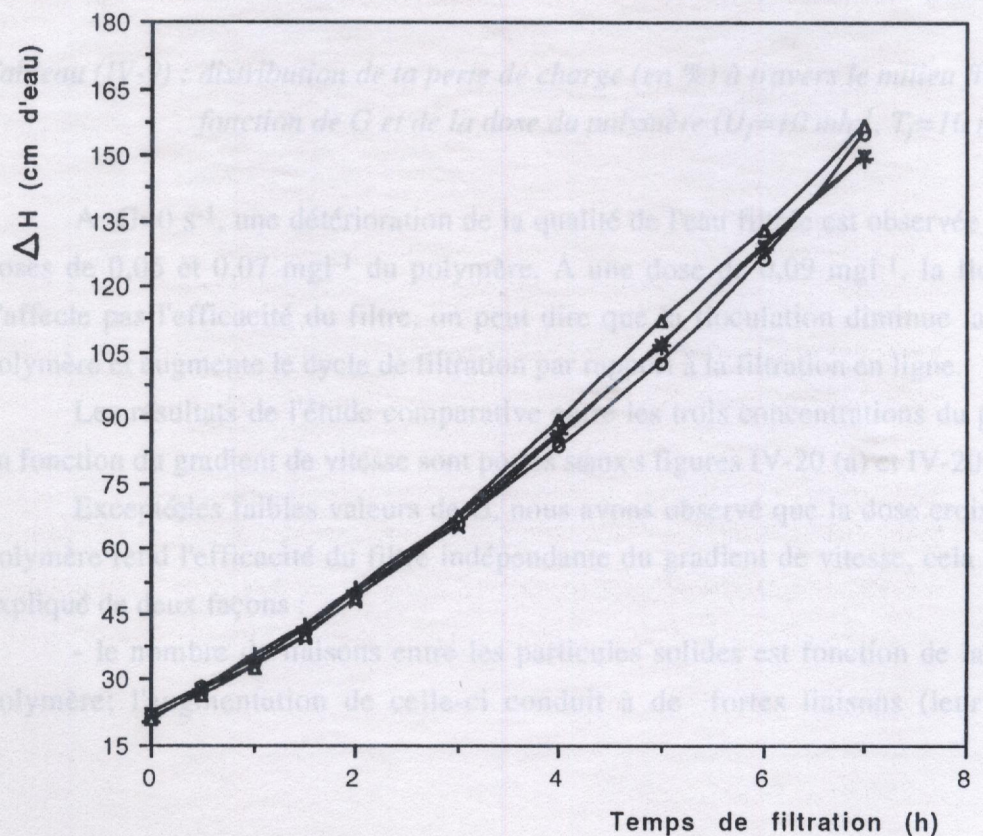


b) Perte de charge en fonction du temps de filtration

Figure (IV-19) : Effet du gradient de vitesse
($D_p=0,09 \text{ mg l}^{-1}$; $T_f=10 \text{ mn}$; $U_f=10 \text{ mh}^{-1}$)

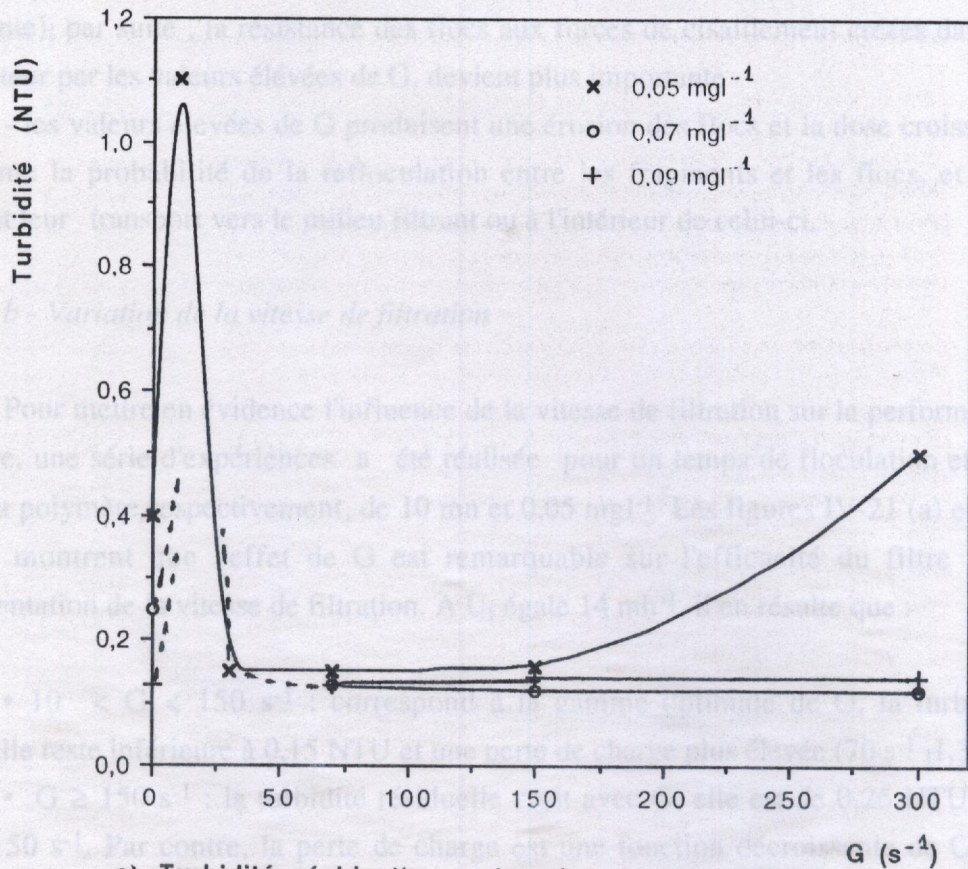


a) Turbidité résiduelle en fonction du temps de filtration

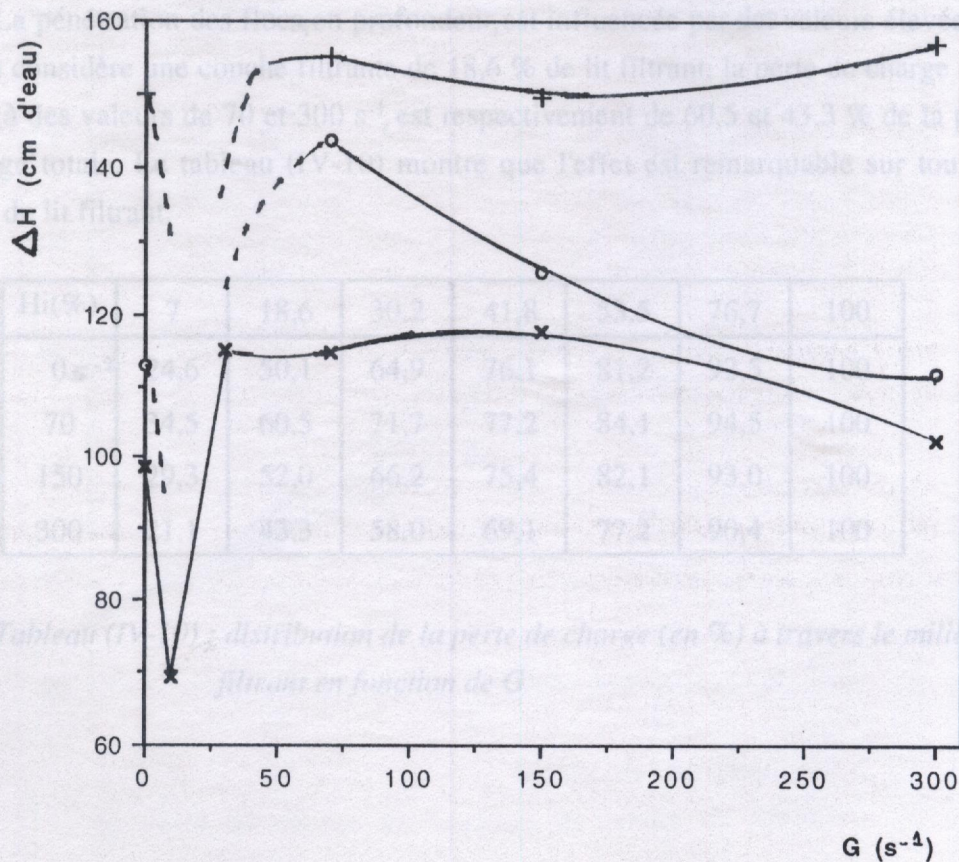


b) Perte de charge en fonction du temps de filtration

Figure (IV-20) : Variation de la turbidité résiduelle et de la perte de charge en fonction du gradient de vitesse en fin de cycle de filtration ($T_f=10$ mn ; $U_f=10$ mh^{-1})



a) Turbidité résiduelle en fonction du gradient de vitesse



b) Perte de charge en fonction du gradient de vitesse

Figure (IV-21) : Effet du gradient de vitesses

augmente); par suite , la résistance des floccs aux forces de cisaillement créées dans le flocculateur par les valeurs élevées de G , devient plus importante

- les valeurs élevées de G produisent une érosion des floccs et la dose croissante augmente la probabilité de la refloculation entre les fragments et les floccs, et cela pendant leur transport vers le milieu filtrant ou à l'intérieur de celui-ci.

b - Variation de la vitesse de filtration

Pour mettre en évidence l'influence de la vitesse de filtration sur la performance du filtre, une série d'expériences a été réalisée pour un temps de floculation et une dose du polymère, respectivement, de 10 mn et $0,05 \text{ mg l}^{-1}$. Les figures IV-21 (a) et IV-21 (b) montrent que l'effet de G est remarquable sur l'efficacité du filtre avec l'augmentation de la vitesse de filtration. A U_f égale 14 mh^{-1} , il en résulte que :

- $10 < G < 150 \text{ s}^{-1}$: correspond à la gamme optimale de G , la turbidité résiduelle reste inférieure à $0,15 \text{ NTU}$ et une perte de charge plus élevée (70 s^{-1} ; $1,3 \text{ m}$).
- $G \geq 150 \text{ s}^{-1}$: la turbidité résiduelle croît avec G , elle est de $0,26 \text{ NTU}$ à G égale 150 s^{-1} . Par contre, la perte de charge est une fonction décroissante de G . La crevaison du filtre est observée au bout de sept heures ($1,2 \text{ NTU}$) avec une perte de charge minimale ($0,83 \text{ m}$) à $G=300 \text{ s}^{-1}$

La pénétration des floccs, en profondeur, est influencée par des valeurs élevées de G ; si on considère une couche filtrante de $18,6 \%$ de lit filtrant, la perte de charge dans celle-ci, à des valeurs de 70 et 300 s^{-1} , est respectivement de $60,5$ et $43,3 \%$ de la perte de charge totale. Le tableau (IV-10) montre que l'effet est remarquable sur toute la hauteur du lit filtrant.

$H_i(\%)$	7	18,6	30,2	41,8	53,5	76,7	100
0 s^{-1}	24,6	50,1	64,9	76,1	81,2	92,5	100
70	34,5	60,5	71,7	77,2	84,1	94,5	100
150	29,3	52,0	66,2	75,4	82,1	93,0	100
300	21,1	43,3	58,0	69,1	77,2	90,4	100

Tableau (IV-10) : distribution de la perte de charge (en %) à travers le milieu filtrant en fonction de G

augmente); par suite, la résistance des floccs aux forces de cisaillement créées dans le flocculateur par les valeurs élevées de G , devient plus importante

- les valeurs élevées de G produisent une érosion des floccs et la dose croissante augmente la probabilité de la refloculation entre les fragments et les floccs, et cela pendant leur transport vers le milieu filtrant ou à l'intérieur de celui-ci.

b - Variation de la vitesse de filtration

Pour mettre en évidence l'influence de la vitesse de filtration sur la performance du filtre, une série d'expériences a été réalisée pour un temps de floculation et une dose du polymère, respectivement, de 10 mn et $0,05 \text{ mg l}^{-1}$. Les figures IV-21 (a) et IV-21 (b) montrent que l'effet de G est remarquable sur l'efficacité du filtre avec l'augmentation de la vitesse de filtration. A U_f égale 14 m h^{-1} , il en résulte que :

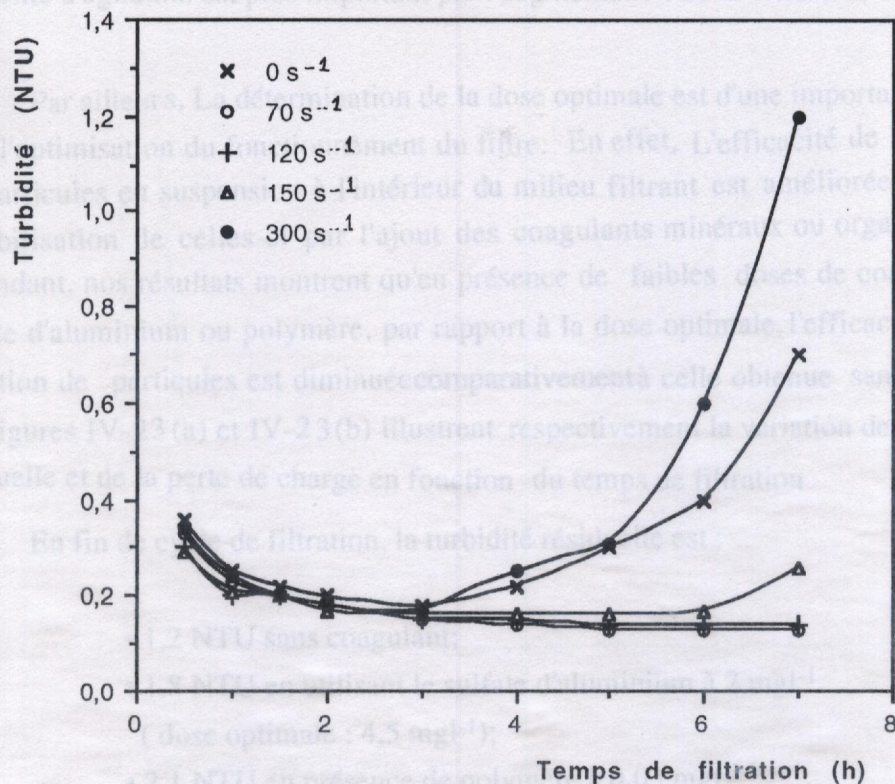
- $10 < G < 150 \text{ s}^{-1}$: correspond à la gamme optimale de G , la turbidité résiduelle reste inférieure à $0,15 \text{ NTU}$ et une perte de charge plus élevée (70 s^{-1} ; $1,3 \text{ m}$).
- $G \geq 150 \text{ s}^{-1}$: la turbidité résiduelle croît avec G , elle est de $0,26 \text{ NTU}$ à G égale 150 s^{-1} . Par contre, la perte de charge est une fonction décroissante de G . La crevaison du filtre est observée au bout de sept heures ($1,2 \text{ NTU}$) avec une perte de charge minimale ($0,83 \text{ m}$) à $G=300 \text{ s}^{-1}$

La pénétration des floccs, en profondeur, est influencée par des valeurs élevées de G ; si on considère une couche filtrante de $18,6 \%$ de lit filtrant, la perte de charge dans celle-ci, à des valeurs de 70 et 300 s^{-1} , est respectivement de $60,5$ et $43,3 \%$ de la perte de charge totale. Le tableau (IV-10) montre que l'effet est remarquable sur toute la hauteur du lit filtrant.

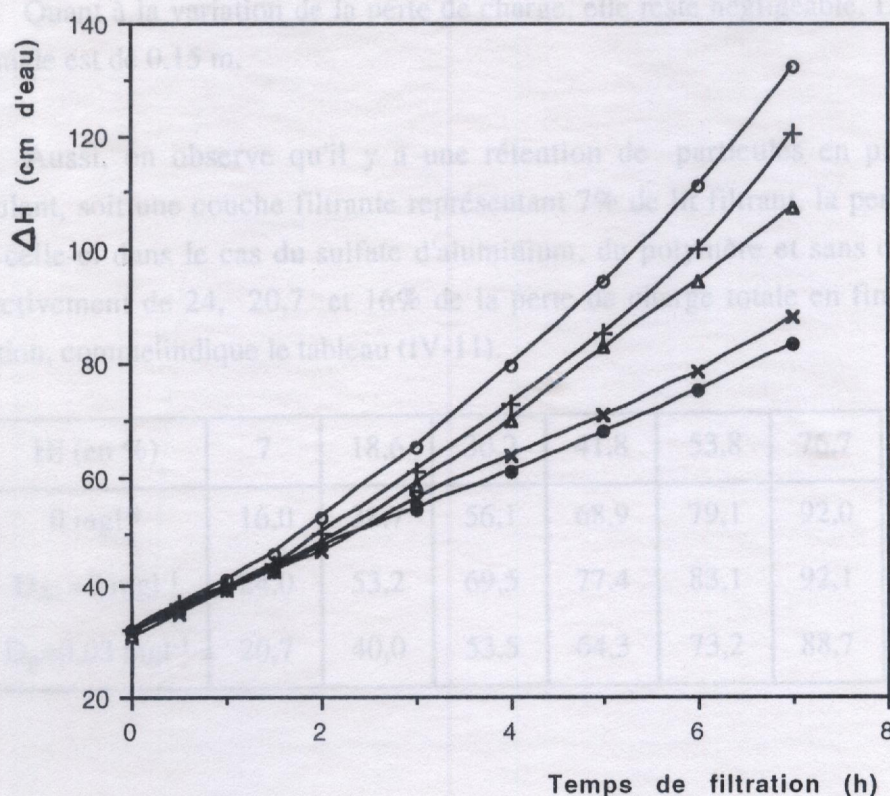
Hi(%)	7	18,6	30,2	41,8	53,5	76,7	100
0 s^{-1}	24,6	50,1	64,9	76,1	81,2	92,5	100
70	34,5	60,5	71,7	77,2	84,1	94,5	100
150	29,3	52,0	66,2	75,4	82,1	93,0	100
300	21,1	43,3	58,0	69,1	77,2	90,4	100

Tableau (IV-10) : distribution de la perte de charge (en %) à travers le milieu filtrant en fonction de G

Figure (IV-21) : Effet du gradient de vitesse

(D_p=0,05 mg.l⁻¹ ; T_f=10 mn ; U_f=14 mh⁻¹)

a) Turbidité résiduelle en fonction du temps de filtration



b) Perte de charge en fonction du temps de filtration

Figure (IV-22) : Variation de la turbidité résiduelle et de la perte de charge en fonction du gradient de vitesse en fin de cycle de filtration ($D_p=0,05 \text{ mg l}^{-1}$; $T_F=10 \text{ mn}$)

L'étude comparative des figures IV-22 (a) et IV-22 (b) montrent que l'effet de l'intensité d'agitation est plus important par l'augmentation de la vitesse de filtration.

Par ailleurs, La détermination de la dose optimale est d'une importance capitale dans l'optimisation du fonctionnement du filtre. En effet, L'efficacité de la rétention des particules en suspension à l'intérieur du milieu filtrant est améliorée par la déstabilisation de celles-ci par l'ajout des coagulants minéraux ou organiques. Cependant, nos résultats montrent qu'en présence de faibles doses de coagulant, sulfate d'aluminium ou polymère, par rapport à la dose optimale, l'efficacité de la rétention de particules est diminuée comparativement à celle obtenue sans coagulant. Les figures IV-23 (a) et IV-23 (b) illustrent respectivement la variation de la turbidité résiduelle et de la perte de charge en fonction du temps de filtration

En fin de cycle de filtration, la turbidité résiduelle est :

- 1,2 NTU sans coagulant;
- 1,8 NTU en utilisant le sulfate d'aluminium à 2 mg l^{-1} (dose optimale : $4,5 \text{ mg l}^{-1}$);
- 2,1 NTU en présence de polymère à $0,03 \text{ mg l}^{-1}$ (la dose optimale : $0,05 \text{ mg l}^{-1}$)

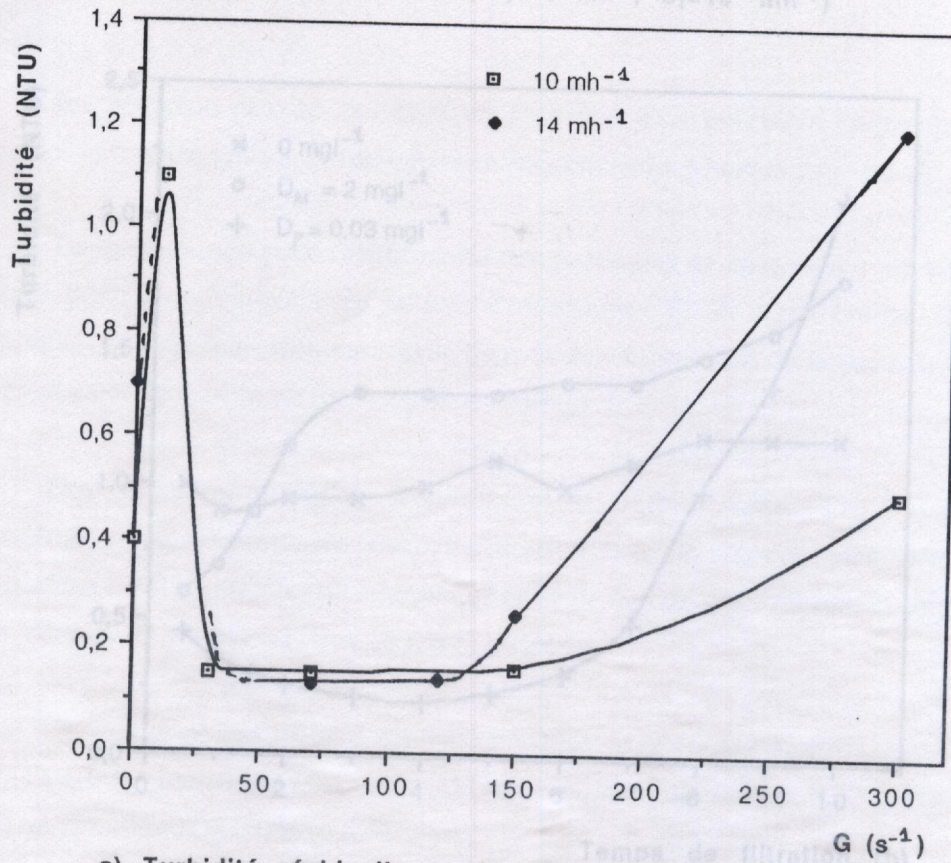
Quant à la variation de la perte de charge, elle reste négligeable. La différence maximale est de 0,15 m.

Aussi, on observe qu'il y a une rétention de particules en présence d'un coagulant, soit une couche filtrante représentant 7% de lit filtrant, la perte de charge dans celle-ci dans le cas du sulfate d'aluminium, du polymère et sans coagulant est respectivement de 24, 20,7 et 16% de la perte de charge totale en fin de cycle de filtration, comme l'indique le tableau (IV-11).

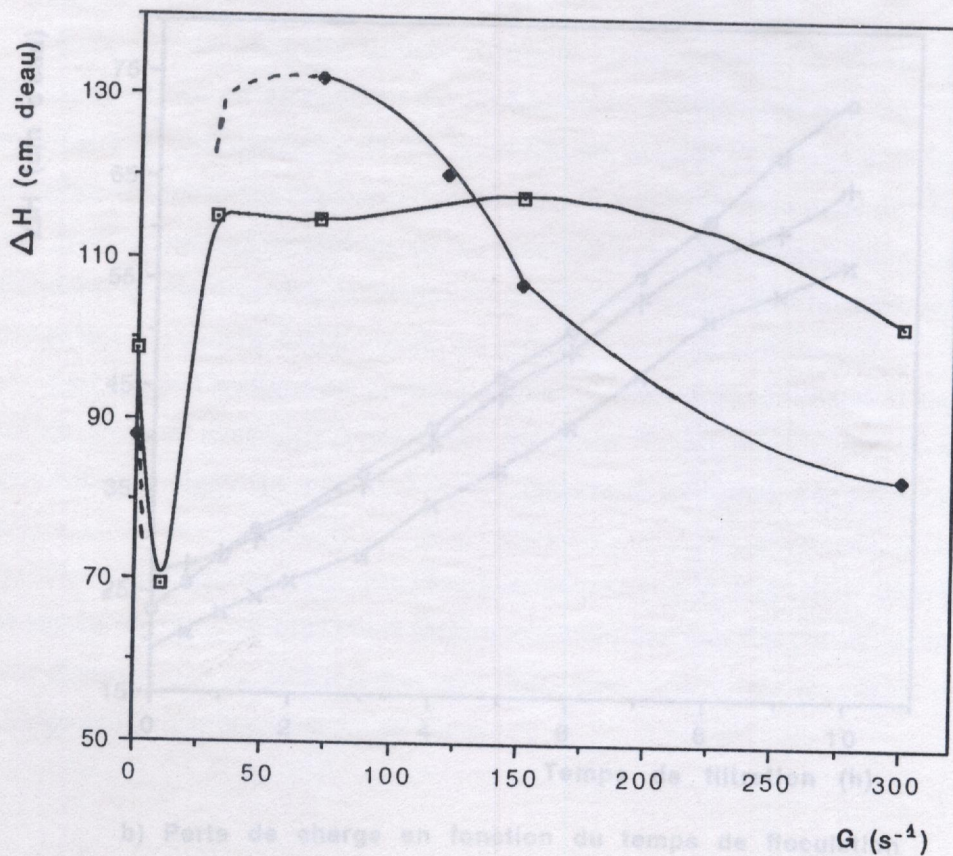
Hi (en %)	7	18,6	30,2	41,8	53,8	76,7	100
0 mg l^{-1}	16,0	38,7	56,1	68,9	79,1	92,0	100
$D_{AL}=2 \text{ mg l}^{-1}$	24,0	53,2	69,5	77,4	83,1	92,1	100
$D_p=0,03 \text{ mg l}^{-1}$	20,7	40,0	53,5	64,3	73,2	88,7	100

Tableau (IV-11) : distribution de la perte de charge (en %) à travers le milieu filtrant, en fonction de la dose du coagulant

Figure (IV-22) : Variation de la turbidité résiduelle et de la perte de charge en fonction du gradient de vitesse en fin de cycle de filtration
 ($D_p=0,05 \text{ mg l}^{-1}$; $T_f=10 \text{ mn}$)

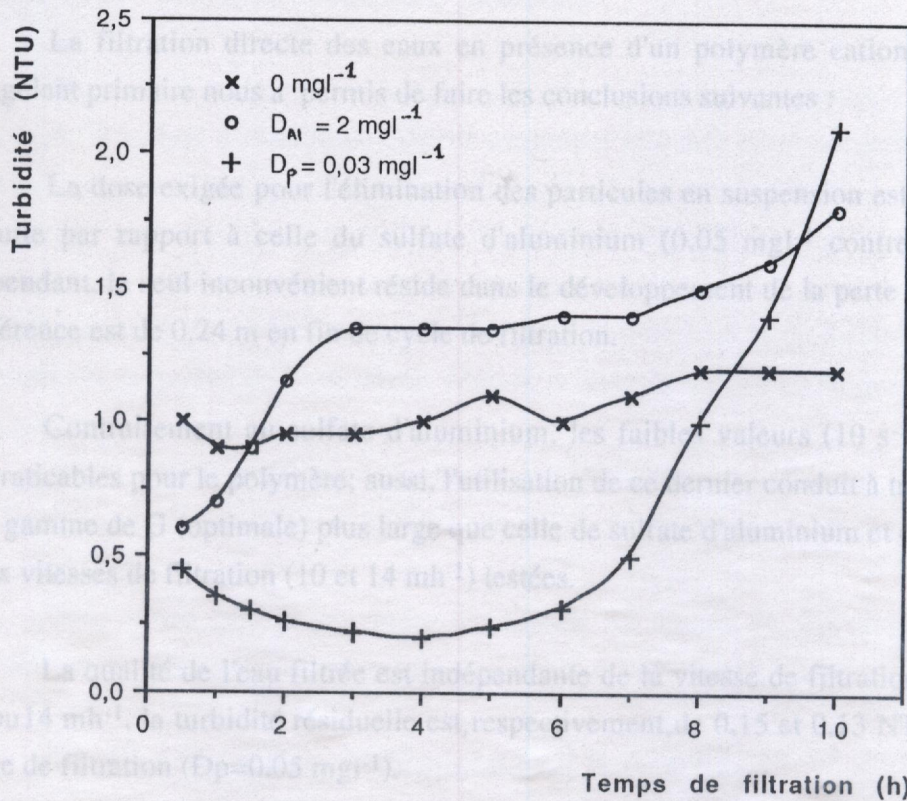


a) Turbidité résiduelle en fonction du gradient de vitesse

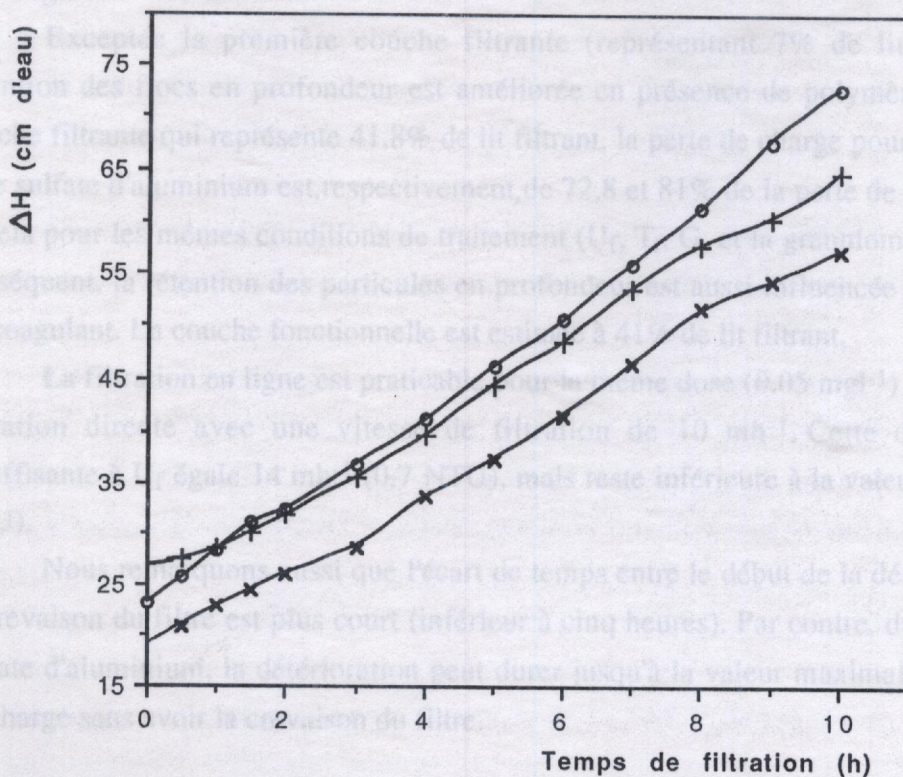


b) Perte de charge en fonction du gradient de vitesse

Figure (IV-23) : Effet des faibles quantités en coagulant sur la rétention des particules
($G=70 \text{ s}^{-1}$; $T_f=10 \text{ mn}$; $U_f=10 \text{ mh}^{-1}$)



a) Turbidité résiduelle en fonction du temps de filtration



b) Perte de charge en fonction du temps de floculation

6- Utilisation des deux coagulants ensemble

La filtration directe des eaux en présence d'un polymère cationique comme coagulant primaire nous a permis de faire les conclusions suivantes :

La dose exigée pour l'élimination des particules en suspension est 90 fois plus réduite par rapport à celle du sulfate d'aluminium ($0,05 \text{ mg l}^{-1}$ contre $4,5 \text{ mg l}^{-1}$). Cependant, le seul inconvénient réside dans le développement de la perte de charge, la différence est de $0,24 \text{ m}$ en fin de cycle de filtration.

Contrairement au sulfate d'aluminium, les faibles valeurs (10 s^{-1}) de G sont impraticables pour le polymère; aussi, l'utilisation de ce dernier conduit à travailler dans une gamme de G (optimale) plus large que celle de sulfate d'aluminium et cela, pour les deux vitesses de filtration (10 et 14 mh^{-1}) testées.

La qualité de l'eau filtrée est indépendante de la vitesse de filtration; à U_f égale 10 ou 14 mh^{-1} , la turbidité résiduelle est, respectivement, de $0,15$ et $0,13 \text{ NTU}$ en fin de cycle de filtration ($D_p = 0,05 \text{ mg l}^{-1}$).

Le temps de floculation dépend de la dose du polymère, un temps de 10 mn est suffisant pour une dose de $0,05 \text{ mg l}^{-1}$, il peut être réduit jusqu'à 5 mn pour une dose de $0,07 \text{ mg l}^{-1}$.

Exceptée la première couche filtrante (représentant 7% de lit filtrant), la rétention des flocs en profondeur est améliorée en présence de polymère. Dans une couche filtrante qui représente $41,8\%$ de lit filtrant, la perte de charge pour le polymère et le sulfate d'aluminium est, respectivement, de $72,8$ et 81% de la perte de charge totale et cela pour les mêmes conditions de traitement (U_f , T_f , G , et la granulométrie). Et par conséquent, la rétention des particules en profondeur est aussi influencée par la nature du coagulant. La couche fonctionnelle est estimée à 41% de lit filtrant.

La filtration en ligne est praticable pour la même dose ($0,05 \text{ mg l}^{-1}$) appliquée en filtration directe avec une vitesse de filtration de 10 mh^{-1} . Cette dose devient insuffisante à U_f égale 14 mh^{-1} ($0,7 \text{ NTU}$), mais reste inférieure à la valeur limite ($1,0 \text{ NTU}$).

Nous remarquons aussi que l'écart de temps entre le début de la détérioration et la crevaisson du filtre est plus court (inférieur à cinq heures). Par contre, dans le cas du sulfate d'aluminium, la détérioration peut durer jusqu'à la valeur maximale de la perte de charge sans avoir la crevaisson du filtre.

Figure (IV-24) : Effet de la concentration du polymère
 ($D_{Al}=2 \text{ mg l}^{-1}$; $Q=70 \text{ s}^{-1}$; $T_f=10 \text{ mn}$; $U_f=10 \text{ mh}^{-1}$)

6- Utilisation des deux coagulants ensemble

Ce mode de traitement chimique est le plus utilisé dans les stations de traitement des eaux; le sulfate d'aluminium comme coagulant primaire et un polymère cationique comme aide-coagulant. certains auteurs [50, 68] préconisent l'utilisation d'un polymère cationique, quand la dose du sulfate d'aluminium dépasse 15 mg l^{-1} afin d'éviter la crevaison du filtre avant que la perte de charge limite ne soit atteinte. Cependant, d'autres auteurs [72,78] utilisent un polymère pour réduire la dose du sulfate d'aluminium et améliorer la qualité de l'eau filtrée. Malgré la quantité exigée en sulfate d'aluminium comme coagulant seul est faible.

Aussi, afin d'améliorer la performance de la filtration directe, la quantité du sulfate d'aluminium doit être réduite à la moitié au minimum si un polymère cationique est utilisé [76].

Dans notre cas, le polymère est injecté en amont du flocculateur, après la destabilisation des particules en suspension par le sulfate d'aluminium.

6.1- Dose du sulfate d'aluminium est fixée à 2 mg l^{-1}

6.1.1- Influence de la dose du polymère

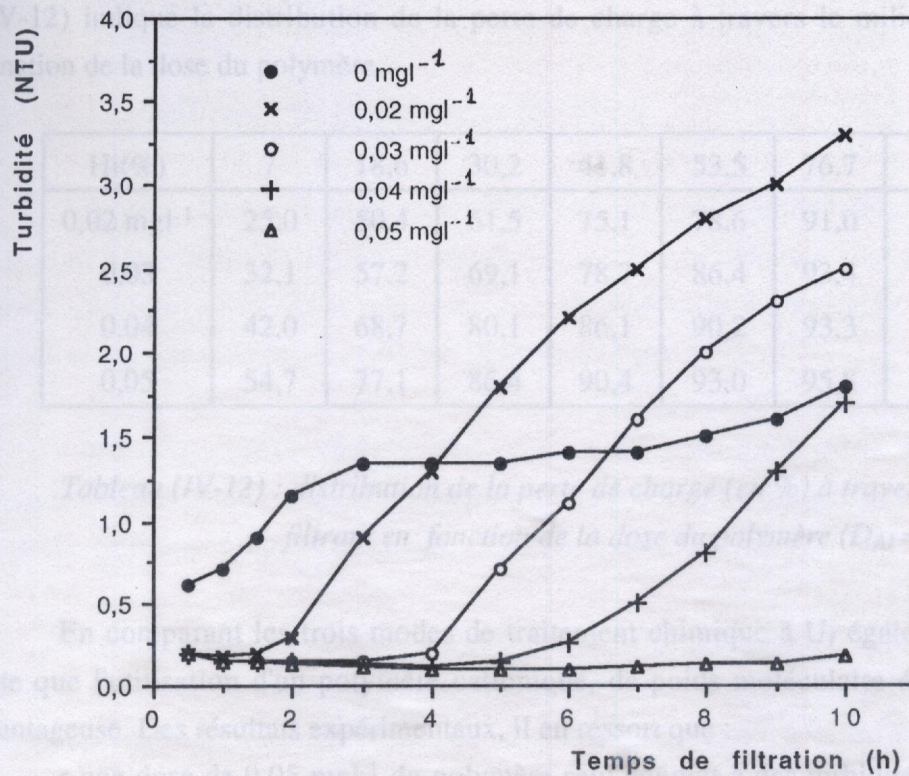
La concentration du sulfate d'aluminium est réduite de sa valeur optimale $4,5$ à 2 mg l^{-1} , la concentration du polymère est variable. Les figures IV-24 (a) et IV-24 (b) montrent respectivement la variation de la turbidité résiduelle et la perte de charge en fonction du temps de filtration avec $U_f=10 \text{ mh}^{-1}$ et $T_f=10 \text{ mn}$.

- une dose du polymère inférieure à $0,03 \text{ mg l}^{-1}$, la turbidité résiduelle dépasse celle obtenue sans polymère et cela malgré les deux coagulants portent une charge positive.

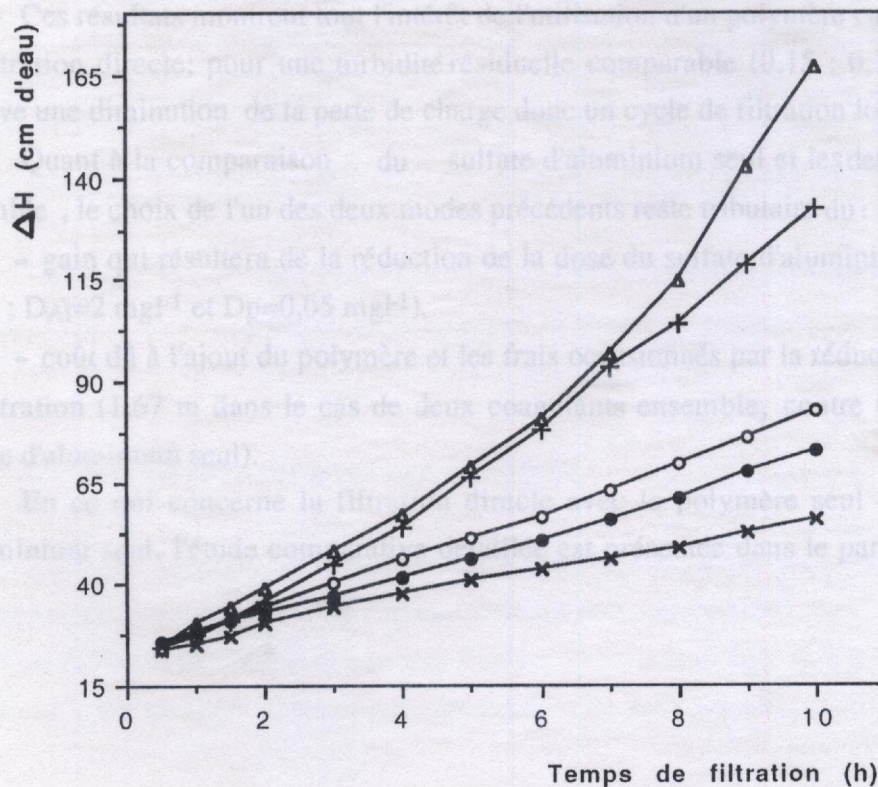
- une dose du polymère de $0,05 \text{ mg l}^{-1}$, la rétention des floccs par le lit filtrant est efficace ($0,17 \text{ NTU}$), cependant une perte de charge élevée ($1,67 \text{ m}$) est observée en fin de cycle de filtration. On remarque que cette dose ($0,05 \text{ mg l}^{-1}$) est suffisante dans le cas où le polymère est utilisé seul, avec une turbidité résiduelle et une perte de charge de $0,15 \text{ NTU}$ et $1,14 \text{ m}$ respectivement.

La rétention des floccs dans les couches profondes décroît par l'augmentation de la dose du polymère; pour des doses de $0,02$ et $0,05 \text{ mg l}^{-1}$, la perte de charge dans une couche représentant 7% est, respectivement, de 25 et 54,7 % de la perte de charge totale. A titre comparatif, ce dernier pourcentage est, respectivement, 2,4 et 1,7 fois supérieur

Figure (IV-24) : Effet de la concentration du polymère
 ($D_{Al}=2 \text{ mg l}^{-1}$; $G=70 \text{ s}^{-1}$; $T_f=10 \text{ mn}$; $U_f=10 \text{ mh}^{-1}$)



a) Turbidité résiduelle en fonction du temps de filtration



b) Perte de charge en fonction du temps de filtration

par rapport à celui du sulfate d'aluminium et du polymère utilisés seuls. Le tableau (IV-12) indique la distribution de la perte de charge à travers le milieu filtrant en fonction de la dose du polymère.

Hi(%)	7	18,6	30,2	41,8	53,5	76,7	100
0,02 mg l^{-1}	25,0	50,4	61,5	75,1	78,6	91,0	100
0,03	32,1	57,2	69,1	78,7	86,4	93,4	100
0,04	42,0	68,7	80,1	86,1	90,2	93,3	100
0,05	54,7	77,1	86,4	90,4	93,0	95,8	100

Tableau (IV-12) : distribution de la perte de charge (en %) à travers le lit filtrant en fonction de la dose du polymère ($D_{Al} = 2 \text{ mg}l^{-1}$).

En comparant les trois modes de traitement chimique à U_f égale 10 mh^{-1} , on note que l'utilisation d'un polymère cationique, de poids moléculaire élevé, seul, est avantageuse. Des résultats expérimentaux, il en ressort que :

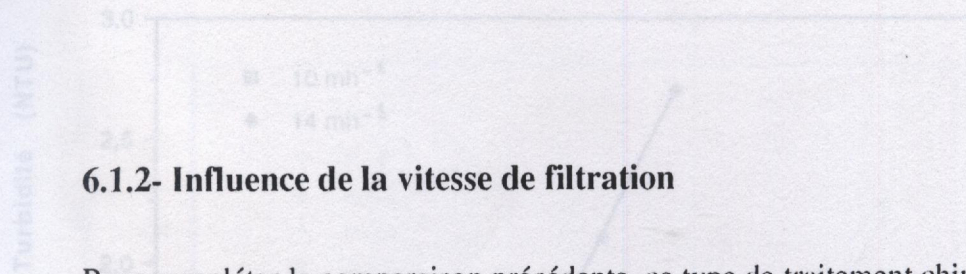
- une dose de $0,05 \text{ mg}l^{-1}$ du polymère seul conduit à des turbidité résiduelle et perte de charge de $0,15 \text{ NTU}$ et $1,14 \text{ m}$, respectivement.
- des doses de $2 \text{ mg}l^{-1}$ du sulfate d'aluminium et $0,05 \text{ mg}l^{-1}$ du polymère conduisent à des turbidité résiduelle et perte de charge totale de $0,17 \text{ NTU}$ et $1,67 \text{ m}$.

Ces résultats montrent tout l'intérêt de l'utilisation d'un polymère cationique seul en filtration directe; pour une turbidité résiduelle comparable ($0,15$; $0,17 \text{ NTU}$), on observe une diminution de la perte de charge donc un cycle de filtration long.

Quant à la comparaison du sulfate d'aluminium seul et les deux coagulants ensemble, le choix de l'un des deux modes précédents reste tributaire du :

- gain qui résultera de la réduction de la dose du sulfate d'aluminium ($D_{Al}=4,5 \text{ mg}l^{-1}$; $D_{Al}=2 \text{ mg}l^{-1}$ et $D_p=0,05 \text{ mg}l^{-1}$).
- coût dû à l'ajout du polymère et les frais occasionnés par la réduction de cycle de filtration ($1,67 \text{ m}$ dans le cas de deux coagulants ensemble, contre $0,9 \text{ m}$ pour le sulfate d'aluminium seul).

En ce qui concerne la filtration directe avec le polymère seul ou le sulfate d'aluminium seul, l'étude comparative détaillée est présentée dans le paragraphe (IV-5.1).



6.1.2- Influence de la vitesse de filtration

Pour compléter la comparaison précédente, ce type de traitement chimique a été testé pour une vitesse de filtration élevée, 14 mh⁻¹. Les résultats sont portés sur les figures IV-25 (a) et IV-25 (b); la dose du polymère et le temps de floculation sont, respectivement, de 0,05 mg/l et 10 mn, il en ressort que :

- une détérioration de la qualité de l'eau est observée à partir d'un temps de filtration de trois heures et la crevaison du filtre (1,0 NTU) est atteinte au bout de quatre heures de filtration. La perte de charge en fin de cycle est de 1,36 m.

- Contrairement aux deux modes précédents de traitement chimique (le polymère seul et le sulfate d'aluminium seul), la filtration directe est limitée en utilisant les deux coagulants ensemble du point de vue de la vitesse de filtration, à cause de la crevaison du filtre.

- La pénétration des flocs en profondeur est améliorée par l'augmentation de la vitesse de filtration. Les résultats sont compilés dans le tableau (IV-13) ci-dessous.

Hi (en %)	7	18,6	30,2	41,8	53,5	76,7	100
10 mh ⁻¹	54,7	77,1	86,4	90,4	93,0	95,8	100
14 mh ⁻¹	36,2	65,7	77,6	83,8	88,1	94,9	100

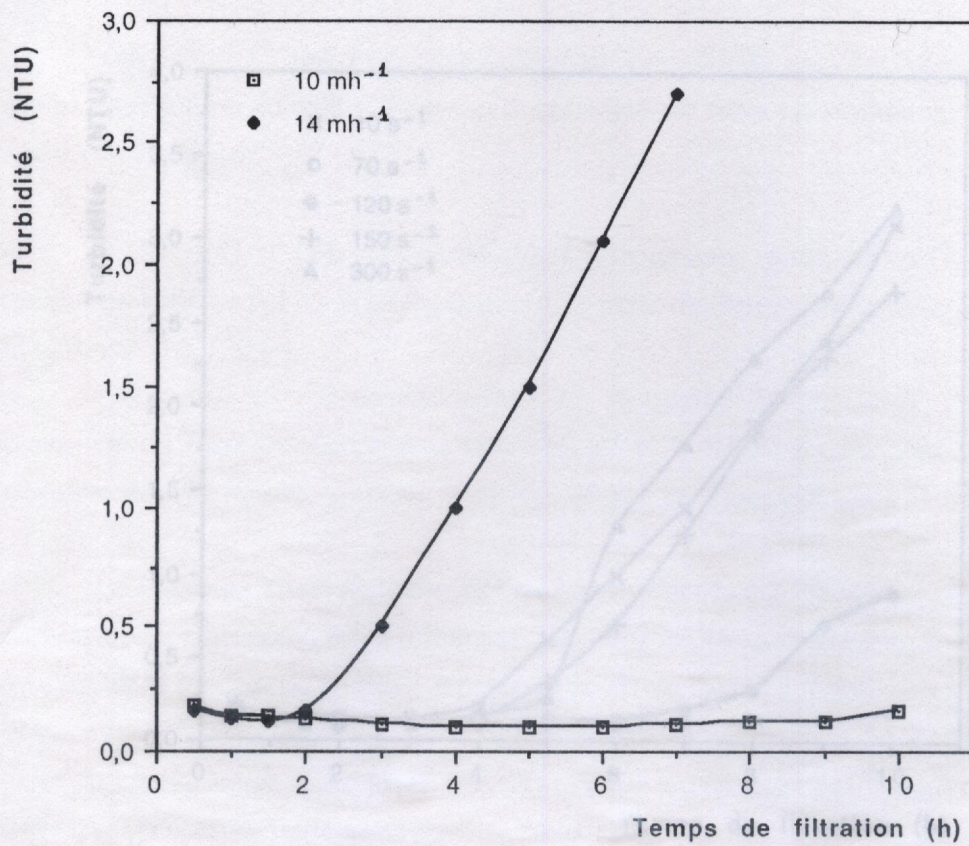
Tableau (IV-13) : distribution de la perte de charge (en %) à travers le milieu filtrant en fonction de la vitesse de filtration.

6.1.3- Influence du gradient de vitesse

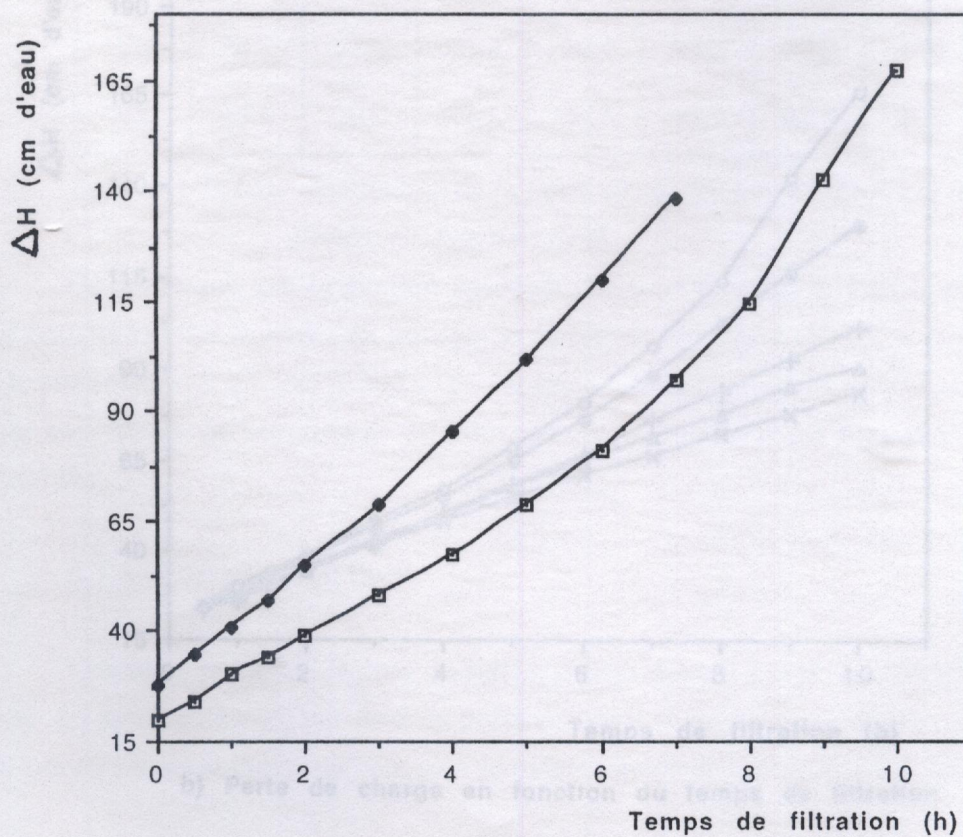
L'effet du gradient de vitesse sur l'efficacité du filtre a été également étudié pour une vitesse de filtration de 10 mh⁻¹ et une dose du polymère de 0,05 mg/l. Les figures IV-26 (a) et IV-26 (b) montrent que son effet est important, malgré la vitesse utilisée est de 10 mh⁻¹, les résultats obtenus nous permettent de faire les observations suivantes :

Figure (IV-25) : Effet de la vitesse de filtration

($D_{A1}=2 \text{ mgl}^{-1}$; $D_p=0,05 \text{ mgl}^{-1}$; $G=70 \text{ s}^{-1}$; $T_f=10 \text{ mn}$)



a) Turbidité résiduelle en fonction du temps de filtration



b) Perte de charge en fonction du temps de filtration

Figure (IV-27) : Variation de la turbidité résiduelle et de la perte de charge en fonction du gradient de vitesse en fin de cycle de filtration ($T_f=10$ mn ; $U_f=10$ mh⁻¹)

- $G = 10 \text{ s}^{-1}$: une mauvaise qualité de l'eau filtrée est observée à partir d'un temps de filtration de quatre heures et la crevaison du filtre est atteinte au bout de cinq heures de filtration.

- $10 < G < 120 \text{ s}^{-1}$: correspond à la gamme optimale de G , la turbidité résiduelle varie de 0,17 à 0,25 NTU, avec une perte de charge plus élevée par rapport à $G = 10$ ou $G \geq 120 \text{ s}^{-1}$.

- $G \geq 120 \text{ s}^{-1}$: la détérioration de la qualité de l'eau croît avec G , la crevaison du filtre est observée à $G = 150 \text{ s}^{-1}$ (1,3 NTU) et cela pour un temps de filtration de sept heures. La perte de charge décroît par l'augmentation de G .

La rétention des floccs dans les couches profondes est influencée par les valeurs élevées de G ; cependant, cette influence reste dans les 16 premiers cm de lit filtrant. Si on considère la couche filtrante représentant 7% de milieu filtrant, la perte de charge dans celle-ci à des valeurs de 70 et 300 s⁻¹ est, respectivement, de 54,7 et 45,6% de la perte de charge totale. Le tableau (IV-14) indique la rétention des floccs à travers le lit filtrant (exprimée en perte de charge) en fonction de G .

Hi (%)	7	18,6	30,2	41,8	53,5	76,7	100
10 s ⁻¹	23,1	48,8	65,3	75,5	83,5	90,0	100
70	54,7	77,1	86,4	90,4	93,0	95,8	100
300	45,6	70,0	84,1	90,1	93,2	94,9	100

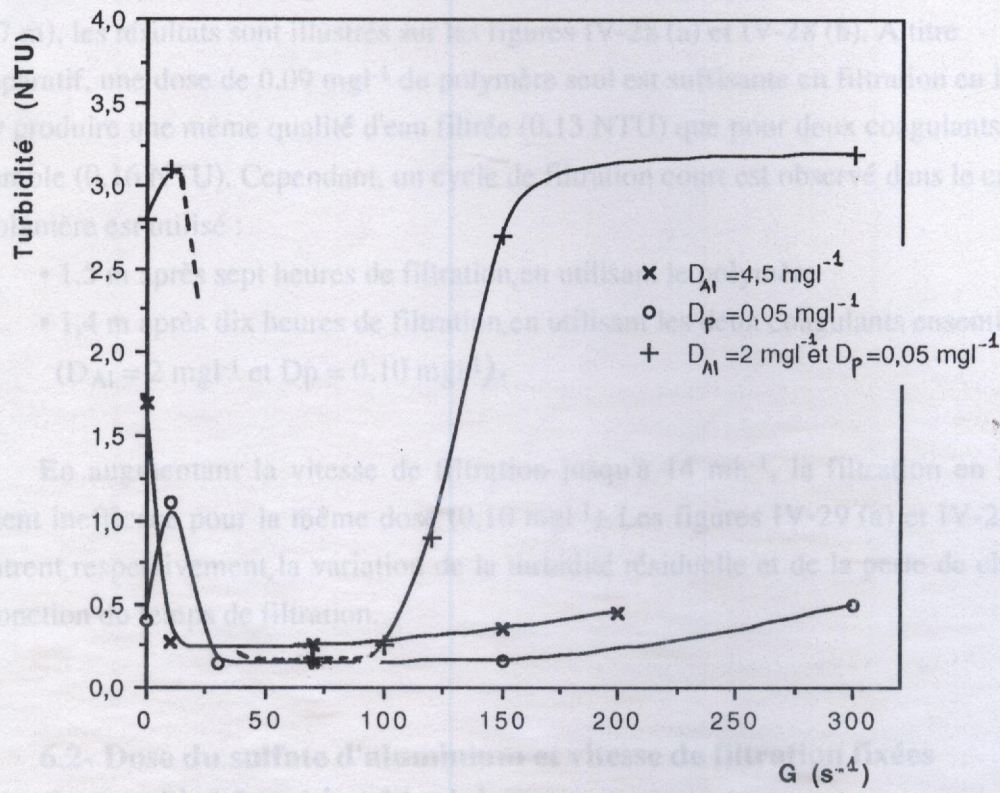
Tableau (IV-14) : distribution de la perte de charge (en %) à travers le lit filtrant en fonction de G .

On remarque que la gamme optimale ($10 \text{ s}^{-1} < G < 120 \text{ s}^{-1}$) est la plus étroite par rapport à celles trouvées en utilisant le sulfate d'aluminium ($10 \text{ s}^{-1} < G \leq 150 \text{ s}^{-1}$) et le polymère ($10 \text{ s}^{-1} < G < 300 \text{ s}^{-1}$) comme coagulants primaires séparés et cela pour une vitesse de filtration de 10 mh⁻¹, comme le montrent les figures IV-27 (a) et IV-27 (b).

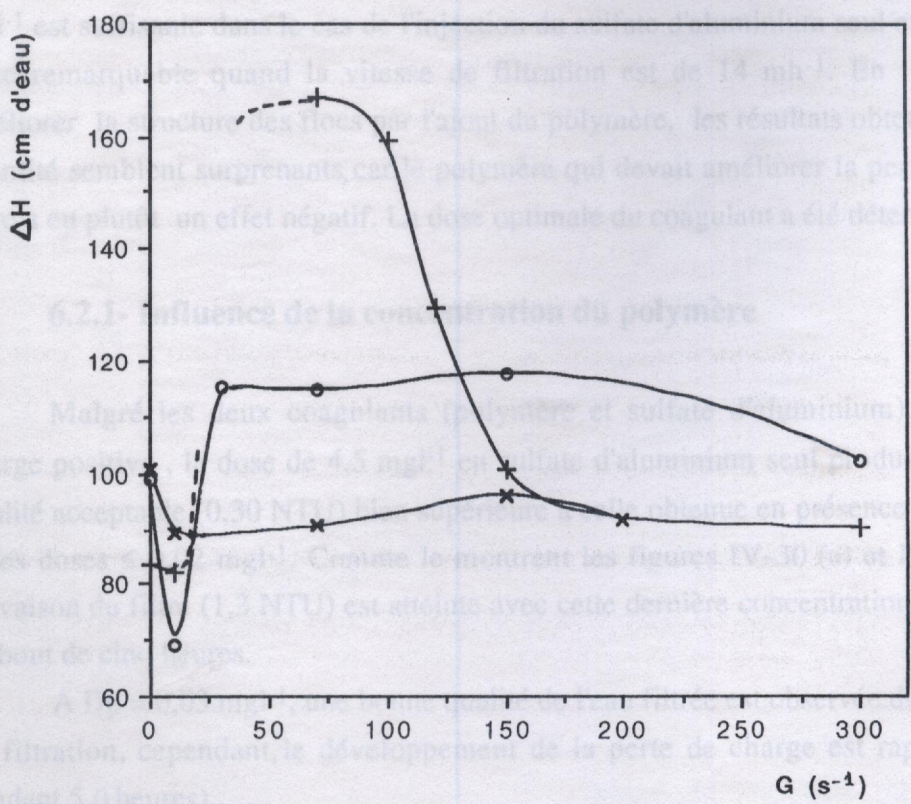
6.1.4- Filtration en ligne

Quand on maintient la dose du sulfate d'aluminium à 2 mg l⁻¹, la filtration en ligne est applicable avec une dose du polymère de 0,10 mg l⁻¹, soit le double de celle utilisée en filtration directe et cela pour la même vitesse de filtration (10 mh⁻¹)

Figure (IV-27) : Variation de la turbidité résiduelle et de la perte de charge en fonction du gradient de vitesse en fin de cycle de filtration ($T_f=10$ mn ; $U_f=10$ mh^{-1})



a) Turbidité résiduelle en fonction du gradient de vitesse



b) Perte de charge en fonction du gradient de vitesse

Figure IV-28 : Effet de la concentration du polymère
 $(D_{Al}=2 \text{ mg l}^{-1} ; Q=5 \text{ l s}^{-1} ; Q_f=10 \text{ m h}^{-1})$

Cependant, la perte de charge reste inférieure (1,44 m) par rapport à la filtration directe (1,67 m), les résultats sont illustrés sur les figures IV-28 (a) et IV-28 (b). A titre comparatif, une dose de $0,09 \text{ mg l}^{-1}$ du polymère seul est suffisante en filtration en ligne pour produire une même qualité d'eau filtrée (0,13 NTU) que pour deux coagulants pris ensemble (0,16 NTU). Cependant, un cycle de filtration court est observé dans le cas où le polymère est utilisé :

- 1,5 m après sept heures de filtration, en utilisant le polymère
- 1,4 m après dix heures de filtration, en utilisant les deux coagulants ensemble ($D_{Al} = 2 \text{ mg l}^{-1}$ et $D_p = 0,10 \text{ mg l}^{-1}$).

En augmentant la vitesse de filtration jusqu'à 14 m h^{-1} , la filtration en ligne devient inefficace pour la même dose ($0,10 \text{ mg l}^{-1}$). Les figures IV-29 (a) et IV-29 (b) montrent, respectivement, la variation de la turbidité résiduelle et de la perte de charge en fonction du temps de filtration.

6.2- Dose du sulfate d'aluminium et vitesse de filtration fixées respectivement à $4,5 \text{ mg l}^{-1}$ et 14 m h^{-1}

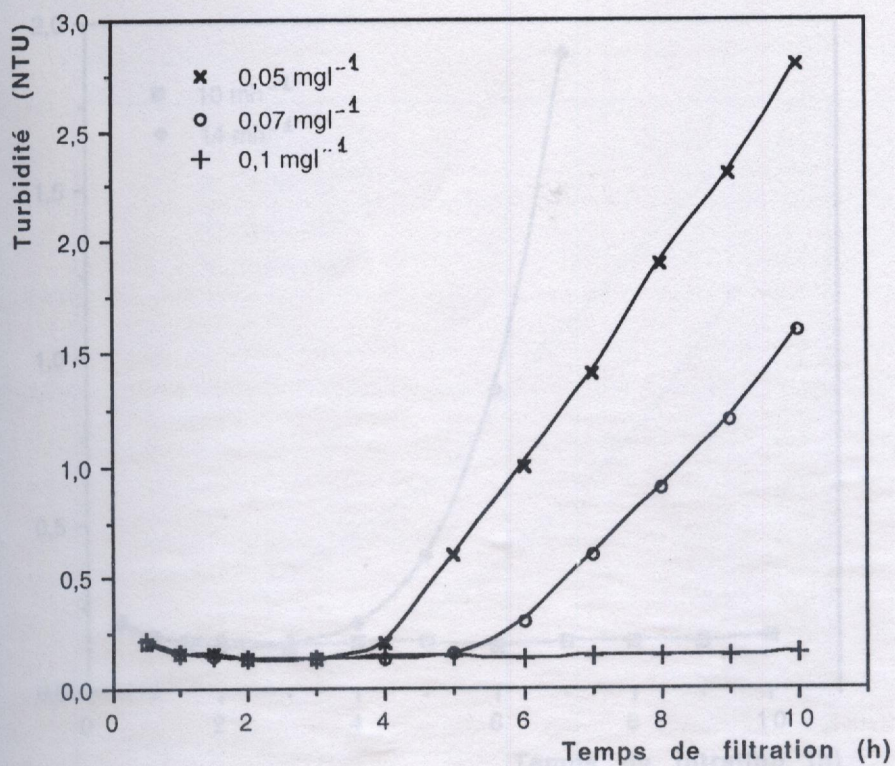
Les résultats expérimentaux antérieurs ont montré que la concentration de $4,5 \text{ mg l}^{-1}$ est suffisante dans le cas de l'injection du sulfate d'aluminium seul et l'effet de G reste remarquable quand la vitesse de filtration est de 14 m h^{-1} . En cherchant à améliorer la structure des floes par l'ajout du polymère, les résultats obtenus en faible quantité semblent surprenants, car le polymère qui devait améliorer la performance du filtre a eu plutôt un effet négatif. La dose optimale du coagulant a été déterminée.

6.2.1- Influence de la concentration du polymère

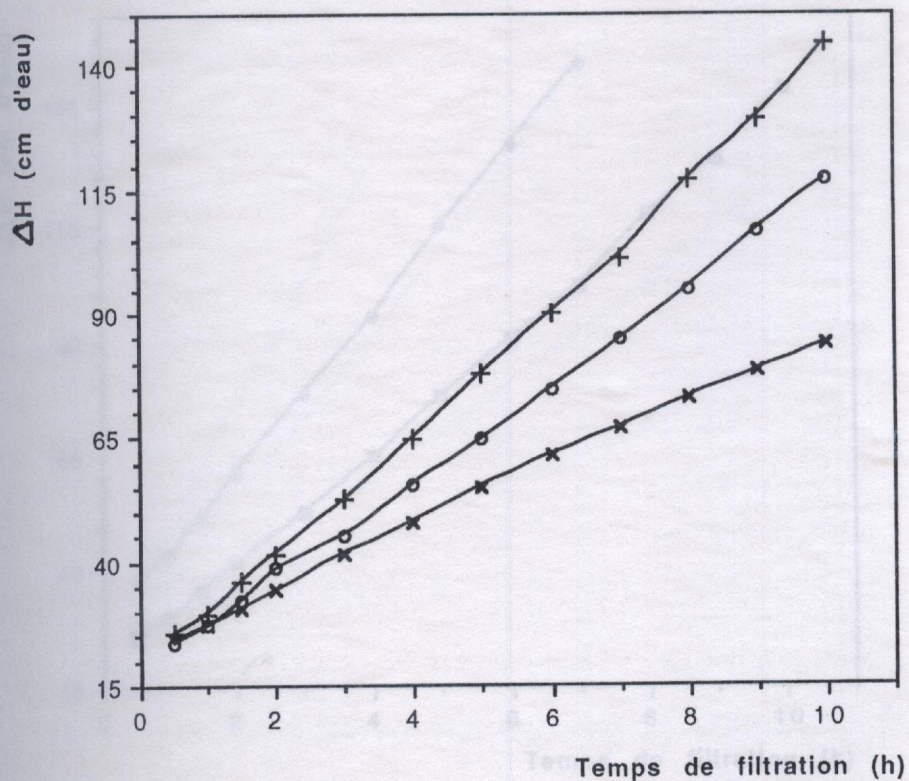
Malgré les deux coagulants (polymère et sulfate d'aluminium) portent une charge positive, la dose de $4,5 \text{ mg l}^{-1}$ en sulfate d'aluminium seul produit une eau de qualité acceptable ($0,30 \text{ NTU}$) bien supérieure à celle obtenue en présence du polymère à des doses $\leq 0,02 \text{ mg l}^{-1}$. Comme le montrent les figures IV-30 (a) et IV-30 (b), la crevaision du filtre ($1,3 \text{ NTU}$) est atteinte avec cette dernière concentration ($0,02 \text{ mg l}^{-1}$) au bout de cinq heures.

A $D_p = 0,03 \text{ mg l}^{-1}$, une bonne qualité de l'eau filtrée est observée durant le cycle de filtration, cependant, le développement de la perte de charge est rapide (1,54 m pendant 5,0 heures).

Figure (IV-28) : Effet de la concentration du polymère
($D_{A1}=2 \text{ mg l}^{-1}$; $G=0 \text{ s}^{-1}$; $U_f=10 \text{ mh}^{-1}$)

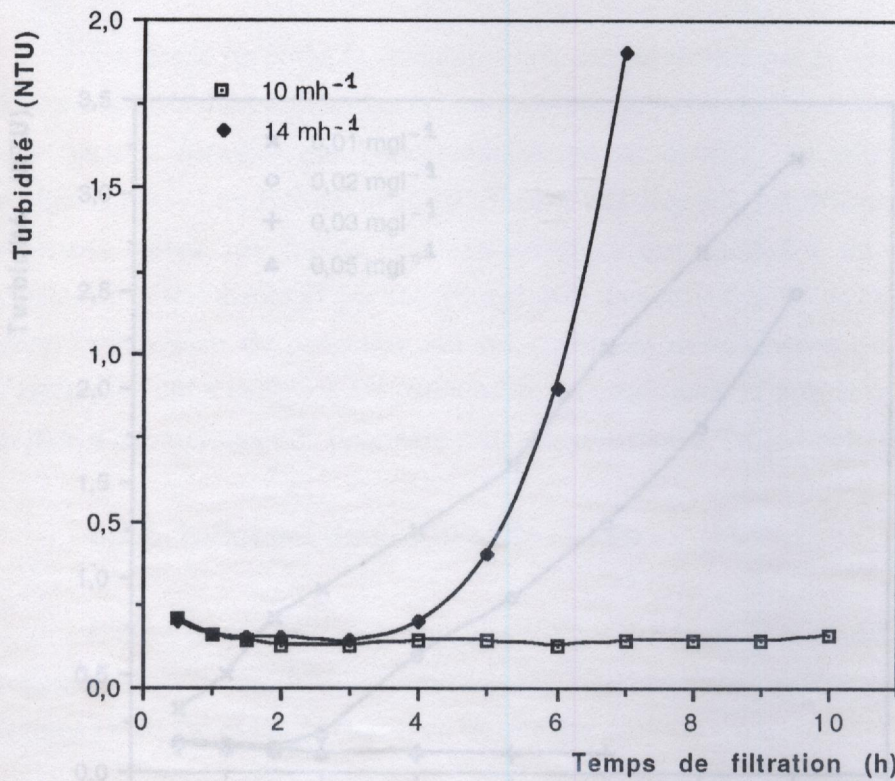


a) Turbidité résiduelle en fonction du temps de filtration

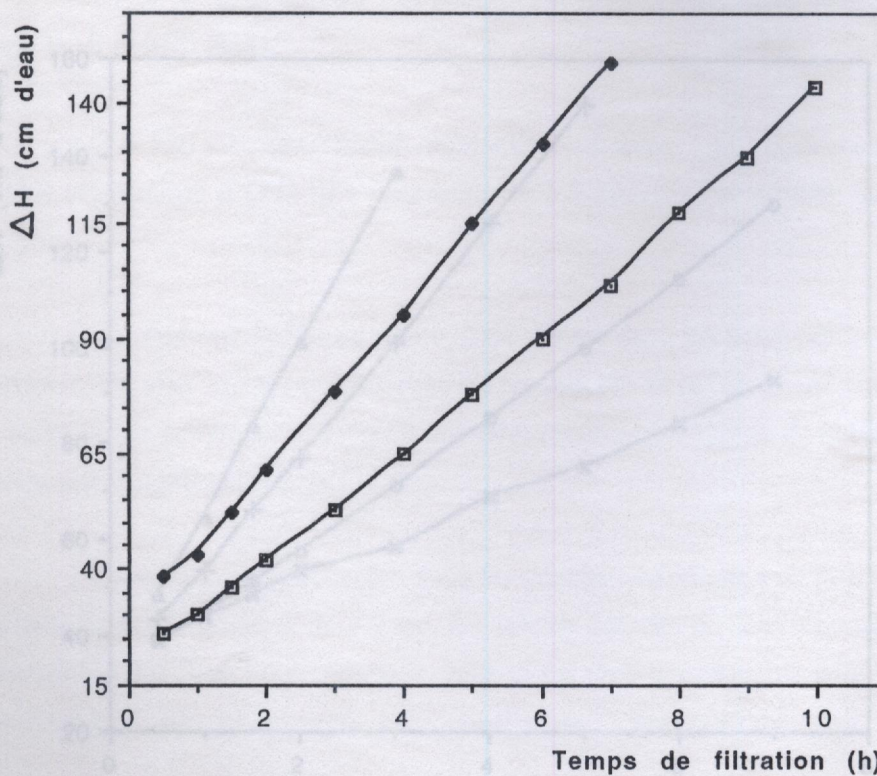


b) Perte de charge en fonction du temps de filtration

Figure (IV-29) : Effet de la vitesse de filtration

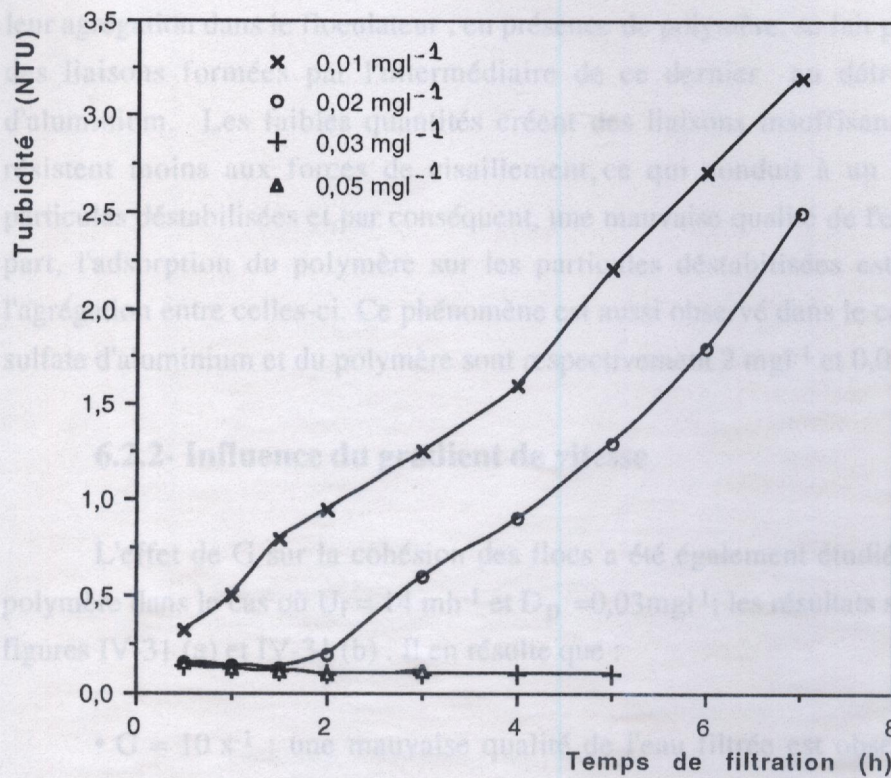
(D_{A1}=2 mg/l ; D_p=0,05 mg/l ; G=0 s⁻¹)

a) Turbidité résiduelle en fonction du temps de filtration

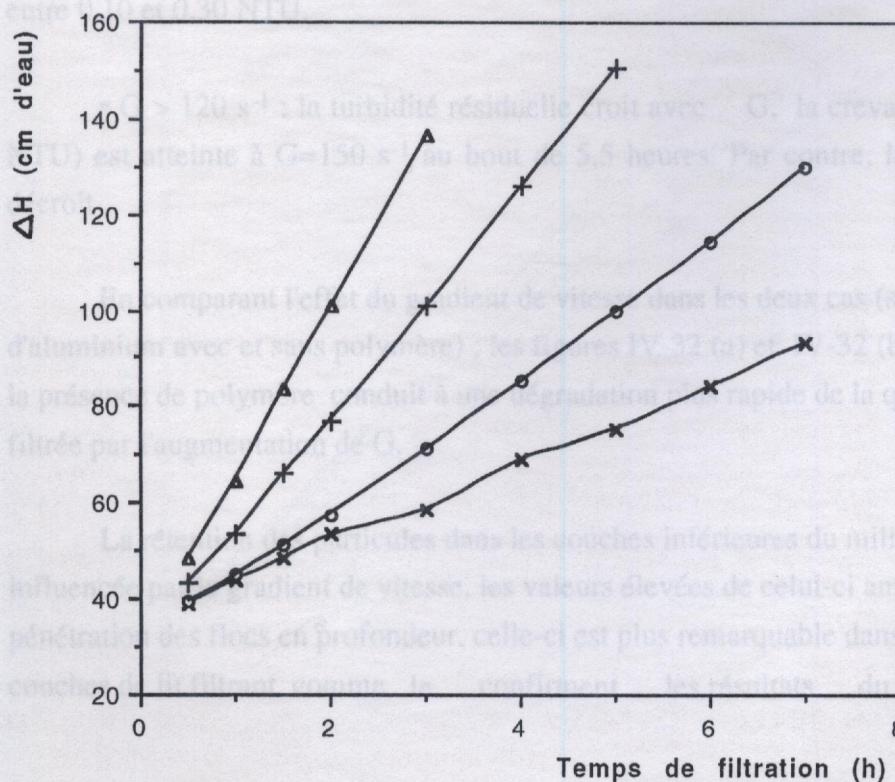


b) Perte de charge en fonction du temps de filtration

Figure (IV-30) : Effet de la concentration du polymère
 $(D_{Al}=4,5 \text{ mg l}^{-1} ; G=70 \text{ s}^{-1} ; T_f=10 \text{ mn} ; U_f=14 \text{ mh}^{-1})$



a) Turbidité résiduelle en fonction du temps de filtration



b) Perte de charge en fonction du temps de filtration

On pense qu'après la déstabilisation des particules par le sulfate d'aluminium, leur agrégation dans le flocculateur, en présence de polymère, se fait principalement par des liaisons formées par l'intermédiaire de ce dernier au détriment du sulfate d'aluminium. Les faibles quantités créent des liaisons insuffisantes et faibles qui résistent moins aux forces de cisaillement, ce qui conduit à un détachement des particules déstabilisées et, par conséquent, une mauvaise qualité de l'eau filtrée. D'autre part, l'adsorption du polymère sur les particules déstabilisées est plus rapide que l'agrégation entre celles-ci. Ce phénomène est aussi observé dans le cas où les doses du sulfate d'aluminium et du polymère sont respectivement 2 mg l^{-1} et $0,02 \text{ mg l}^{-1}$.

6.2.2- Influence du gradient de vitesse

L'effet de G sur la cohésion des floccs a été également étudié en présence de polymère dans le cas où $U_f = 14 \text{ mh}^{-1}$ et $D_p = 0,03 \text{ mg l}^{-1}$; les résultats sont portés aux figures IV-31 (a) et IV-31 (b). Il en résulte que :

- $G = 10 \text{ s}^{-1}$: une mauvaise qualité de l'eau filtrée est observée, la turbidité résiduelle est de $2,0 \text{ NTU}$ pour un temps de filtration de cinq heures.

- $10 \text{ s}^{-1} < G \leq 100 \text{ s}^{-1}$: la gamme est acceptable, la turbidité résiduelle varie entre $0,10$ et $0,30 \text{ NTU}$.

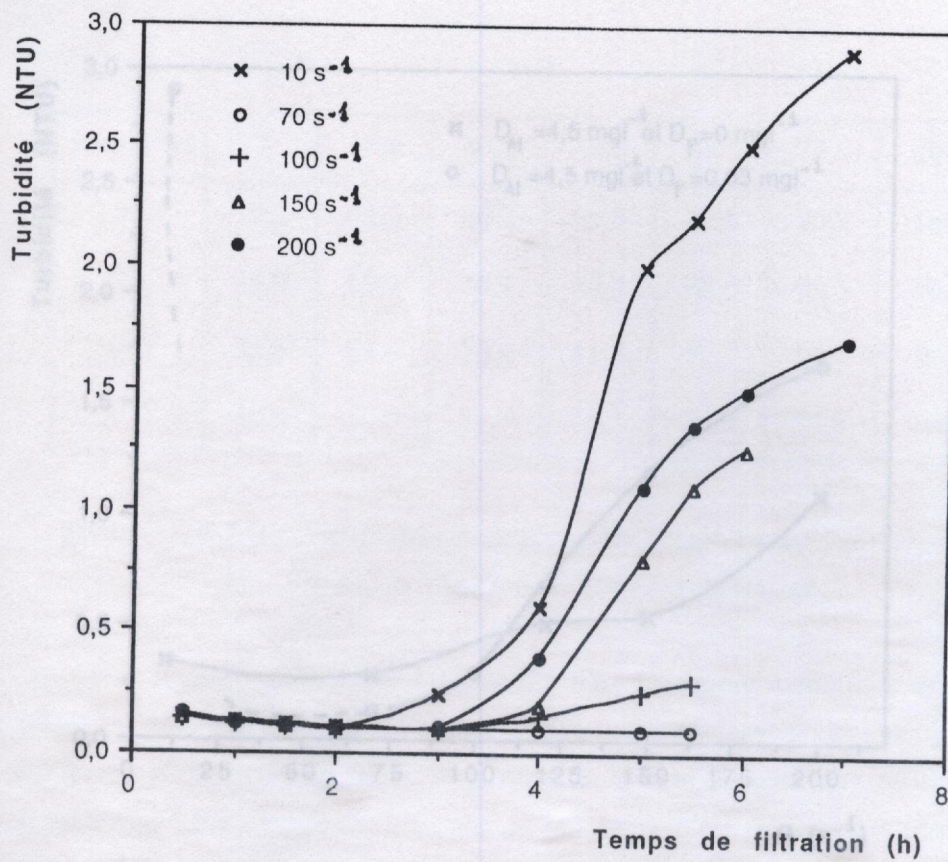
- $G > 120 \text{ s}^{-1}$: la turbidité résiduelle croît avec G , la crevaision du filtre ($1,1 \text{ NTU}$) est atteinte à $G=150 \text{ s}^{-1}$, au bout de $5,5$ heures. Par contre, la perte de charge décroît.

En comparant l'effet du gradient de vitesse dans les deux cas (sulfate d'aluminium avec et sans polymère) ; les figures IV-32 (a) et IV-32 (b) montrent que la présence de polymère conduit à une dégradation plus rapide de la qualité de l'eau filtrée par l'augmentation de G .

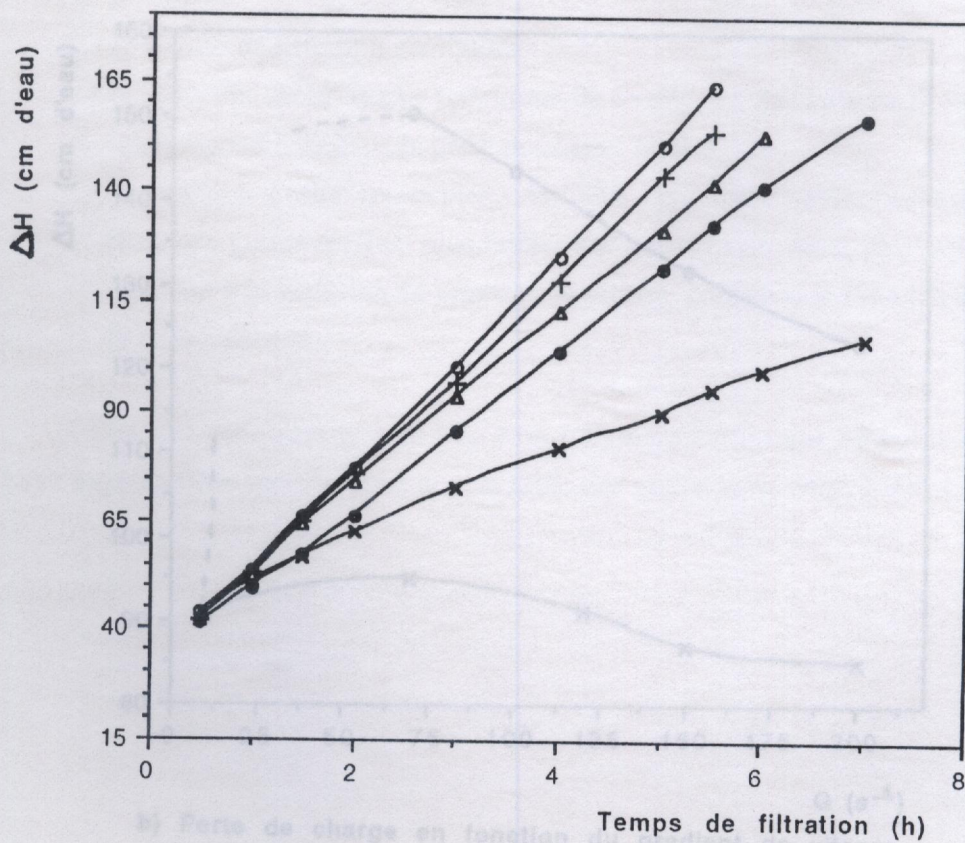
La rétention des particules dans les couches inférieures du milieu filtrant est influencée par le gradient de vitesse, les valeurs élevées de celui-ci améliorent la pénétration des floccs en profondeur, celle-ci est plus remarquable dans les premières couches de lit filtrant, comme le confirment les résultats du tableau (IV-15).

Figure (IV-31) : Effet du gradient de vitesse

($D_{Al}=4,5 \text{ mg l}^{-1}$; $G=70 \text{ s}^{-1}$; $T_f=10 \text{ mn}$; $U_f=14 \text{ m h}^{-1}$)

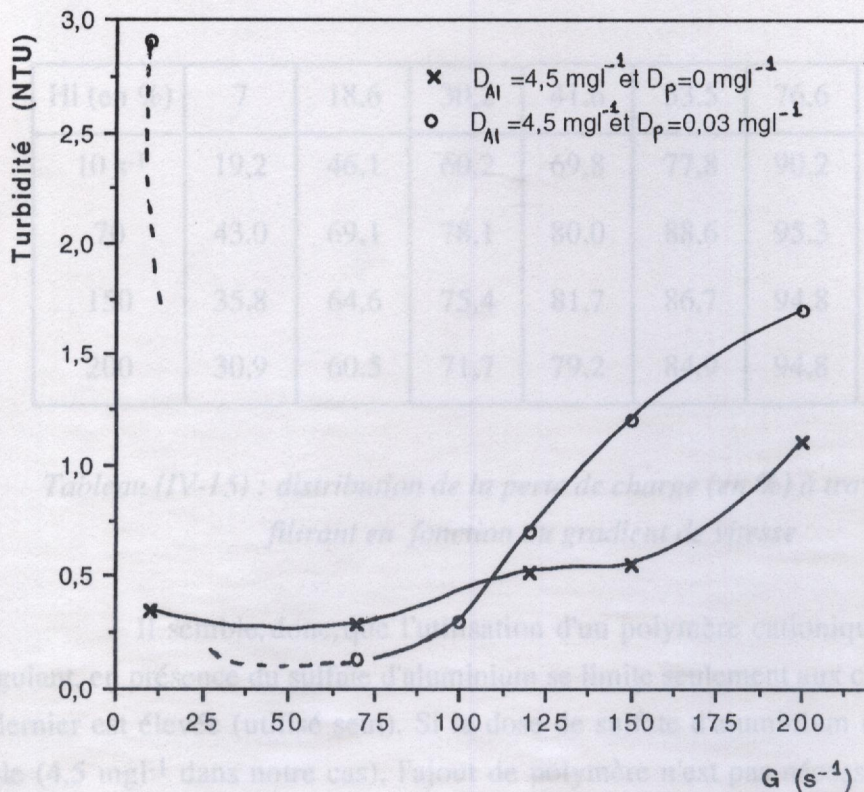


a) Turbidité résiduelle en fonction du temps de filtration

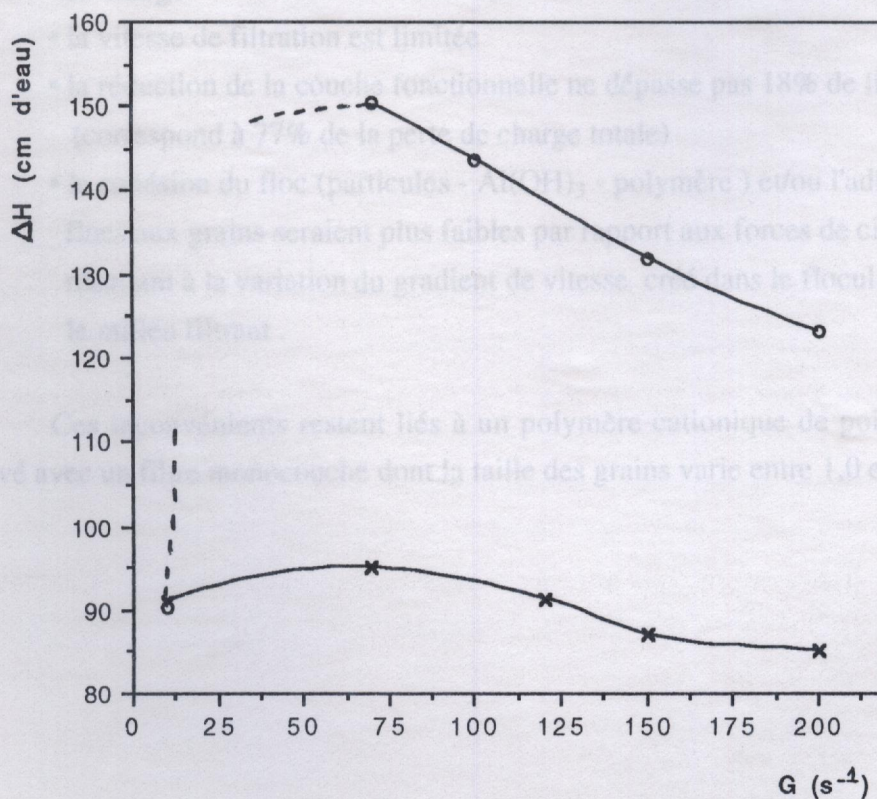


b) Perte de charge en fonction du temps de filtration

Figure (IV-32) : Variation de la turbidité résiduelle et de la perte de charge en fonction du gradient de vitesse en fin de cycle de filtration ($T_f=10$ mn ; $U_f=14$ mh^{-1})



a) Turbidité résiduelle en fonction du gradient de vitesse



b) Perte de charge en fonction du gradient de vitesse

Hi (en %)	7	18,6	30,2	41,6	53,5	76,6	100
10 s ⁻¹	19,2	46,1	60,2	69,8	77,8	90,2	100
70	43,0	69,1	78,1	80,0	88,6	95,3	100
150	35,8	64,6	75,4	81,7	86,7	94,8	100
200	30,9	60,5	71,7	79,2	84,9	94,8	100

Tableau (IV-15) : distribution de la perte de charge (en %) à travers le milieu filtrant en fonction du gradient de vitesse

Il semble, donc, que l'utilisation d'un polymère cationique comme aide-coagulant, en présence du sulfate d'aluminium se limite seulement aux cas où la dose de ce dernier est élevée (utilisé seul). Si la dose de sulfate d'aluminium utilisé, seul, est faible (4,5 mg.l⁻¹ dans notre cas), l'ajout de polymère n'est pas nécessaire et présente trois inconvénients :

- diminution du cycle de filtration à cause du développement rapide de la perte de charge
- la vitesse de filtration est limitée
- la réduction de la couche fonctionnelle ne dépasse pas 18% de lit filtrant (correspond à 77% de la perte de charge totale)
- la cohésion du floc (particules - Al(OH)₃ - polymère) et/ou l'adhésion des flocs aux grains seraient plus faibles par rapport aux forces de cisaillement résultant à la variation du gradient de vitesse créé dans le flocculateur ou dans le milieu filtrant .

Ces inconvénients restent liés à un polymère cationique de poids moléculaire élevé avec un filtre monocouche dont la taille des grains varie entre 1,0 et 1,25 mm.

Conclusion

Les expériences réalisées ont mis en évidence l'influence sur la filtration directe, de trois modes de traitement chimique modifiant la structure de floes formés à partir d'une suspension synthétique coagulée par un sel minéral, un polyélectrolyte organique et des deux coagulants ensemble.

★ Les résultats expérimentaux relatifs à l'utilisation du sulfate d'aluminium, seul, montrent que :

La granulométrie du milieu filtrant est un paramètre important. L'augmentation de la taille des grains de 0,8 - 1,0 mm à 1,0 - 1,25 mm a permis d'améliorer la rétention des floes en profondeur conduisant à des cycles de filtration plus longs et d'utiliser des vitesses élevées de filtration.

Le temps de floculation n'affecte pas la performance de la filtration directe dans la gamme 5-15 min.

CONCLUSION GENERALE

L'effet du gradient de vitesse sur l'efficacité de la filtration directe a été étudié : la gamme optimale de G dépend de la granulométrie, du temps de floculation et de la vitesse de filtration. Cet effet est d'autant plus important que la vitesse de filtration est élevée.

La couche fonctionnelle est estimée à 30% du lit filtrant et correspond à 69% de la perte de charge totale. La distribution de la perte de charge à travers la couche fonctionnelle devient plus uniforme par l'augmentation de la taille des grains. L'influence du gradient de vitesse sur la rétention des floes en profondeur est négligeable et son influence ne dépasse pas les six premiers cm soit 7% du lit filtrant.

★ En utilisant le polymère cationique seul, il en ressort que :

La qualité de l'eau filtrée devient indépendante de la concentration du polymère quand celle-ci atteint la dose optimale ($0,05 \text{ mg/l}$). Par contre, un développement rapide de la perte de charge est observée par l'augmentation de la concentration de coagulant dans la gamme $0,03-0,12 \text{ mg/l}$.

Le temps de floculation pris dans la gamme 0-15 min affecte la performance de la filtration directe. Pour une même qualité de l'eau filtrée, l'augmentation de la dose du

Conclusion

Les expériences réalisées ont mis en évidence l'influence sur la filtration directe, de trois modes de traitement chimique modifiant la structure de floccs formés à partir d'une suspension synthétique coagulée par un sel minéral, un polyélectrolyte organique et des deux coagulants ensemble.

★ Les résultats expérimentaux relatifs à l'utilisation du sulfate d'aluminium, seul, montrent que :

La granulométrie du milieu filtrant est un paramètre important, l'augmentation de la taille des grains de 0,8 - 1,0 mm à 1,0 - 1,25 mm a permis d'améliorer la rétention des floccs en profondeur conduisant à des cycles de filtration plus longs et d'utiliser des vitesses élevées de filtration.

Le temps de floculation n'affecte pas la performance de la filtration directe dans la gamme 5-15 mn.

L'effet du gradient de vitesse sur l'efficacité de la filtration directe a été étudié ; la gamme optimale de G dépend de la granulométrie, du temps de floculation et de la vitesse de filtration. Cet effet est d'autant plus important que la vitesse de filtration est élevée.

La couche fonctionnelle est estimée à 30% du lit filtrant et correspond à 69% de la perte de charge totale. La distribution de la perte de charge à travers la couche fonctionnelle devient plus uniforme par l'augmentation de la taille des grains. L'influence du gradient de vitesse sur la rétention des floccs en profondeur est négligeable et son influence ne dépasse pas les six premiers cm soit 7% du lit filtrant.

★ En utilisant le polymère cationique seul, il en ressort que :

La qualité de l'eau filtrée devient indépendante de la concentration du polymère quand celle-ci atteint la dose optimale (0,05 mg/l). Par contre, un développement rapide de la perte de charge est observée par l'augmentation de la concentration du coagulant dans la gamme 0,03-0,12 mg/l.

Le temps de floculation pris dans la gamme 0-15 mn affecte la performance de la filtration directe. Pour une même qualité de l'eau filtrée, l'augmentation de la dose du

polymère diminue le temps de contact dans le flocculateur. Cependant, une perte de charge élevée est observée.

L'effet du gradient de vitesse est remarquable dans le cas de la dose optimale du polymère, au-delà de celle-ci, la qualité de l'eau filtrée en devient indépendante exceptées les faibles valeurs. En augmentant la vitesse de filtration, la gamme optimale de G se rétrécit.

La pénétration des floccs en profondeur est influencée par les valeurs élevées de G , la couche fonctionnelle est de l'ordre de 40% du lit filtrant et correspond à 72% de la perte de charge totale.

La filtration directe diminue la dose du polymère et augmente le cycle de filtration par rapport à la filtration en ligne.

★ Enfin, les résultats expérimentaux concernant l'utilisation des deux coagulants ensemble ($D_{Al}=2 \text{ mg l}^{-1}$) permettent d'affirmer que :

L'ajout d'une faible quantité du polymère ($0,02$ et $0,03 \text{ mg l}^{-1}$) conduit à une turbidité résiduelle supérieure à celle obtenue sans polymère. Cependant, en absence du polymère, la crevaison du filtre est observée plus rapidement.

La filtration directe n'est applicable que pour des vitesses de filtration de l'ordre de 10 mh^{-1} .

La rétention des floccs à travers le milieu filtrant est localisée dans les couches supérieures; la couche fonctionnelle est de 18% soit 77% de la perte de charge totale a lieu dans celle-ci.

Pour la même vitesse de passage, la filtration en ligne est efficace pour une dose du polymère égale au double de celle utilisée en filtration directe.

Si la dose optimale du sulfate d'aluminium, utilisé seul, est maintenue, la présence du polymère en faibles quantités joue un rôle négatif sur la qualité de l'eau filtrée.

La comparaison des résultats obtenus avec les trois modes de traitement chimique sur la filtration directe, nous autorisent à faire les conclusions suivantes :

- Utilisés seuls, la dose optimale du polymère est beaucoup plus réduite (90 fois) par rapport à celle du sulfate d'aluminium, cette dose reste la même quand on utilise les deux ensemble. Dans ce dernier cas, on observe un développement de perte de charge plus rapide.

- L'utilisation de l'un des deux coagulants seul, permet d'appliquer une vitesse de filtration de 14 mh^{-1} , ce qui n'est pas possible quand les deux coagulants sont employés ensemble.

- La coagulation des particules en suspension par le polymère seul, tolère une gamme du gradient de vitesse plus large que celle des deux autres modes de traitement; toutefois, cette gamme dépend essentiellement de la vitesse de filtration.

- La pénétration des particules floculées par le polymère, dans le milieu filtrant, semble légèrement améliorée par rapport à celles floculées par le sulfate d'aluminium.

BIBLIOGRAPHIE

Le traitement chimique par un polymère cationique des eaux faiblement chargé en matières en suspension semble parfaitement adapté pour la filtration directe sur monocouche à cause de la réduction importante de la consommation du réactif; l'amélioration de la cohésion du floc et de son adhésion sur la surface du milieu filtrant et l'utilisation des vitesses élevées de filtration conduisant à une bonne qualité de l'eau filtrée.

Pour compléter ce travail, une étude de l'effet du poids moléculaire d'un polymère cationique sur la performance de la filtration directe mériterait d'être réalisée.

BIBLIOGRAPHIE

- [1] W. STUMM et J.J. MORGAN
Aquatic chemistry, Wiley Interscience, New-York, second edition, 1981
- [2] M.A. HUGHES
dans 'solid-liquid separation', Ed. SAVAROVSKY L., second edition, 1981
- [3] T. RIDDICK
Livingstone, Bell Co. Wynnewood Pennsylvania, p. 372, 1968
- [4] G. ALAERTS et A. VAN HAUTE
dans 'The practical theory of flocculation processes', seminar, Leuven, 1981
- [5] H. BERNHARDT, H. SCHELL et B. LUSSE
J. water supply, 40:59, 1986
- [6] W. STUMM et C.R. O'MELIA
J. Am Water works Assoc., 60:5, 531, 1968
- [7] M.J. HAMMER
Water and wastewater Technology, Second Edition, John Wiley and Sons, 1986
- [8] G.V. JAMES
BIBLIOGRAPHIE
A survey of current methods of purifying domestic supplies and of treating industrial effluents and domestic sewage, fourth edition, 1971
- [9] V.L. SNOEYINK et D.L. JENKINS
Water chemistry, John Wiley and sons, New-York, 1980
- [10] S.K. DENTEL et J.M. GOSSSET
J. AWWA, 80:4:187, April 1988
- [11] C. JOLICOEUR et D. HASSE
Sciences et techniques de l'eau, 22:1:31, Fév, 1989
- [12] L.L. CAMPBELL
West. can. water and waste water Assn., 39th ann. conf. saskatoon, 21-23 oct.
pp. 283-292, 1987
- [13] A. AMIRTHARAJAH et K.M. MILLS
J. Am. water works Assoc., 74:4:210, April 1982
- [14] B. MATHEVIC
J. colloid interface Sci. 43:217, 1973
- [15] A.J. RUBIN et G.P. Jr. HANNA
Environ. Sci. Technol., 2:58, 1968
- [16] A.J. RUBIN et H. BLOCKSIDGE
J. Am. water works Assoc., 71:2:102, 1979

BIBLIOGRAPHIE

- [1] W. STUMM et J.J. MORGAN
Aquatic chemistry, Wiley Interscience, New-York, second edition, 1981
- [2] M.A. HUGHES
dans 'solid-liquid separation', Ed. SAVAROVSKY L., second edition, 1981
- [3] T. RIDDICK
Livingstone, Bull Co. Wynnewood Pennsylvania, p. 372, 1968
- [4] G. ALAERTS et A. VAN HAUTE
dans 'The practical theory of flocculation processes', seminar, Leuven, 1981
- [5] H. BERNHARDT, H. SCHELL et B. LUSSE
J. water supply, 40:99, 1986
- [6] W. STUMM et C.R. O'MELIA
J. Am Water works Assoc., 60:5:531, 1968
- [7] M.J. HAMMER
Water and wastewater Technology, Second Edition, John Wiley and Sons, 1986
- [8] G.V. JAMES
A survey of current methods of purifying domestic supplies and of treating industrial effluents and domestic sewage, fourth edition, 1971
- [9] V.L. SNOEYINK et D.L. JENKINS
Water chemistry, John Wiley and sons, New-York, 1980
- [10] S.K. DENTEL et J.M. GOSSETT
J. AWWA, 80:4:187, April 1988
- [11] C. JOLICOEUR et D. HASSE
Sciences et techniques de l'eau, 22:1:31, Fev. 1989
- [12] L.L. CAMPBELL
West. can. water and waste water Assn., 39th ann. conf. saskatoon, 21-23 oct. pp. 283-292, 1987
- [13] A. AMIRTHARAJAH et K.M. MILLS
J. Am. water works Assoc., 74:4:210, April 1982
- [14] E. MATIJEVIC
J. colloïd interface Sci. 43:217, 1973
- [15] A.J. RUBIN et G.P. Jr. HANNA
Environ. Sci. Technol., 2:68, 1968
- [16] A.J. RUBIN et H. BLOCKSIDGE
J.Am. water works Assoc., 71:2:102, 1979

- [17] C.R. O'MELIA et W. STUMM
J. colloïd interface Sci., 23:437, 1967
- [18] M. TARDAT-HENRY
Science et technique de l'eau, 22:4:297, 1989
- [19] T.R. HUNDT et C.R. O'MELIA
J. Am. water works Assoc., 80:176, 1988
- [20] R. PICHE
L'eau et l'industrie 34:49, Avril 1977
- [21] D. QUINTERNET
Contribution à la caractérisation des floes
Application à la floculation de suspension argileuse
Thèse de docteur-ingénieur, INP Toulouse, Novembre 1985
- [22] J.M. REUTER et H.G. HARTAN
J. Aufbereilungs Technik, 27:11:598, 1986
- [23] P. RIVET
Guide de la séparation liquide-solide
IDEXPO 1981
- [24] H.S. MURALIDHARA
Advanced in solid-liquid separation, Ed. MURALIDHARA, BATTELLE
PRESS, USA, 1986
- [25] F. FIESSINGER
'Coagulation', paper presented in congress of AIDE, Kyoto 1978
Unison Cortambert, vol. 53, p. 32-37, Avril 1979
- [26] L. SVAROVSKY
dans 'solid liquid separation', Ed. L. SVAROVSKY, second edition, Butter
worths, 1981
- [27] T.R. CAMP et P.C. STEIN
J. Boston Society of C.E., 30:219, 1943
- [28] A. VAN HAUTE
'Caractéristiques morphologiques des particules floculées : Influence des
conditions hydrodynamiques de formation'
Thèse de doctorat d'état, INP Toulouse, Mars 1989
- [29] R.D. LETTERMAN, J.E. QUON et R.S. GEMMELL
J. Am. water works Assoc., 75:10:1111, 1983
- [30] R. FRANCOIS, A. VAN HAUTE et G. WINDERICKX
dans 'Practical theory of flocculation processes', seminar, Leuven, 1981

- [31] A. AMIRTHARAJAH et S.L. TRUSLER
J. Environ. Engr., 112:6:1085, 1986
- [32] K. MIYANAMI, K. TOJO et M. YOKOTA
J. Ind. Eng. Chem. Fundam., 21:2:132, 1982
- [33] RONG-JIN LEU et M.M. GHOSH
J. Am. Water Assoc., 80:4:159, 1988
- [34] Y. ARGAMAN et W.J. KAUFMAN
J. San. Engr. Div. ASCE, 96:223, 1970
- [35] D.S. PARKER, W.J. KAUFMAN et D. JENKINS
J. San. Engr. Div-ASCE, 98:79, 1972
- [36] Y. ARGAMAN
J. Am. Water Works Assoc., 63:775, 1971
- [37] K.J. IVES
dans 'Solid-liquid separation', Ed. L. SVAROVSKY, second edition, Butterworths, 1981
- [38] C.R. O'MELIA et W. STUMM
J. Am. Water works Assoc., 59:11:1393, 1967
- [39] A. ADIN et M. REBHUN
J. Am. Water works Assoc., 66:2:109, 1974
- [40] J.P. HERZIG, D.M. LECLERC et P. LEGOFF
J. Ind. Engrg. Chem., 62:5:8, 1970
- [41] R. ELIASSEN
J. Am. Water works Assoc., 33:1393, 1941
- [42] K.J. IVES
New concepts in filtration. Part III, surface force concepts, experimental concepts and conclusions.
water and wastewater Engg., vol.3, pp.56-81, 1961
- [43] T. IWASAKI
J. Am. Water works Assoc., 29:1591, 1937
- [44] M.M. GHOSH, T.A. JORDAN et R.L. PORTER
J. Envir. Engng. Div. Am. Soc. Civ. Engrs., 101:71, 1975
- [45] S.S. KAWAMURA
J. Am. Water works Assoc., 77:12:42, 1985
- [46] K.J. IVES et I. SHOLJI
J. San. Engrg. Div., ASCE, 91:1, 1965
- [47] K.J. IVES
Proc. Inst. Civil Engrs., 25:345, 1963

- [48] D.G. MONK ROBERT
J. Am. Water work Assoc., 79:9:93, 1987
- [49] D.F. LAWLER
J. Environ. Sci. Technol., 20:9:856, 1986
- [50] R.L. CULP
J. Am. Water works Assoc., 69:7:375, 1977
- [51] H.T. GLASER et J.K. EDZWALD
J. Environ. Sci. Technol., 13:3:299, 1979
- [52] M. REBHUN, Z. FUHRER et A. ADIN
J. water Res., 18:8:963, 1984
- [53] S. KUNIKANE et col.
Z. Wasser - Abwasser - Forsch., 19:145, 1986
- [54] J. HAARHOFF et J.L. CLEASBY
J. Environ. Engr., ASCE, 115:2:348, 1989
- [55] M. KAVANAUGH et col.
J. Water Pollut. Control Fed., 49:2157, 1977
- [56] H. BERNHARDT
dans 'The pratical theory of flocculation processes', Seminar, Leuven, 1981
- [57] S.K. BURNS et Dr V. DEAN ADAMS
Proc.-Annu. Conf., AWWA 1987, (Pt2) , pp. 1903-1940, 1987
- [58] S. BISHOP
Committee Report, J. Am. Water works Assoc., 72:7:405, 1980
- [59] R.F. Mc CORMICK et R.H. KING
J. Am. Water works Assoc., 74:5:234, 1982
- [60] C.R. O'MELIA
J. Environ. Engr. Div., ASCE, 111:6:874, 1985
- [61] E.G. WAGNER et H.E. HUDSON
J. AM. Water Works Assoc., 74:5:256, 1982
- [62] J.K. EDZWALD, W.C. BECKER et S.J. TAMBINI
J. Environ. Engr. Div., ASCE, 113:1:167, 1987
- [63] H.M. MUELLER et W.R. CONLEY
J. Wat. Pollut. Control., 119:2:12, 1981
- [64] R.C. RENNER et K.L. RAKNESS
Proc. - Ann. Conf. AWWA, pp. 873-880, 1986
- [65] W. HUTCHISON et P.D. FOLEY
J. Am. Water works Assoc., 66:2:79, 1974

- [66] S. KAWAMURA
J. Am. Water Works Assoc., 68:6:328, 1976
- [67] J.L. CLEASBY, D.J. HILMOE et C.J. DIMITRACOPOULOS
J. Am. Water works Assoc., 76:12:44, 1984
- [68] W.R. HUTCHISON
J. Am. Water Works Assoc., 68:6:292, 1976
- [69] H.H. YEH et M.M. GHOSH
J. Am. Water works Assoc., 73:4:211, 1981
- [70] K.E. CARNS et J.D. PARKER
J. Am. Water Works Assoc., 77:3:44, 1985
- [71] G.E. SWEENEY et P.W. PRENDIVILLE
J. Am. Water works Assoc., 66:2:65, 1974
- [72] G.P. TREWEEK
J. Am. Water Works Assoc., 71:2:96, 1979
- [73] J.T. BANDY et col.
Task Committe on Design of wastewater Filtration Facilities
J. Environ. Engr., 112:6:1008, 1986
- [74] M.F. DAHAB
J. Environ. Engr. Div., ASCE, 103:EE1:21, 1977
- [75] R.R. TRUSSELL et col.
J. Am. Water Works Assoc., 72:12:705, 1980
- [76] J.R. BRATBY
J. Am. Water works Assoc., 78:7:106, 1986
- [77] P.W. PRENDIVILLE, J.F. WILLIS et J.C. TOMPSON
Proc. - Annu. Conf., AWWA 1987, (Pt1), pp. 139-151, 1987
- [78] D.L. GEORGESON et W.O. STRAUB
Proc. - Water qual. technol. Conf. 15, pp. 383-413, 1987
- [79] C.H. TATE et R.R. TRUSSELL
J. Am. Water works Assoc., 72:3:165, 1980
- [80] S.T. TANAKA et M. PIRBAZARI
Proc. - Annu. Conf., AWWA 1987, 1987 (Pt2), pp. 1221-1239
- [81] J.K. HAMMER et M. FAEK AL-SAWAF
The Arabian Journal for Science and Engineering, 12:4:413, 1987
- [82] J.E. TOBIASON et col.
J. Am. Water Works Assoc., 84:12:72, 1992
- [83] J.L. CLEASBY
J. Am. Water works Assoc., 69:2:115, 1977

- [84] J.L. CLEASBY et J.C. LORENCE
J. Environ. Div., ASCE, 104:EE4:749, 1978
- [85] J.L. CLEASBY et E.W. STANGL et G.A. RICE
J. Environ. Engr. Div., ASCE, 101:EE5:713, 1975
- [86] S.C. CLARK, D.F. LAWLER et R.S. CUSHING
J. Am Water works Assoc., 84:12:61, 1992
- [87] P. ODIRA, A. LATVALA et M. VIITASAARI
Aqua Fennica, 17:1:59, 1987
- [88] J. KURBIEL
Trib. Cebedeau, 40:520:33, 1987

On remarque aussi que la rétention des particules s'effectue progressivement en profondeur en augmentant la vitesse de filtration. En effet, si on considère le même volume filtré et une couche filtrante de 18,6% du lit filtrant, la perte de charge à des vitesses de filtration de 7,5, 10 et 14 mh^{-1} , est respectivement 63,5; 59,5 et 49,8 % de la perte de charge totale.

Les résultats de la distribution de la perte de charge en fonction de la vitesse de filtration et en fin de cycle de filtration sont compilés dans le tableau (IV-2). L'ensemble de ces résultats confirment la pénétration en profondeur quand on augmente la vitesse de filtration.

Hi(%)	7	18,6	30,2	41,8	53,5	76,7	100
7,5 mh^{-1}	33,5	63,5	73,5	79	84	93	100
10 mh^{-1}	30	59,5	71	77,8	82,8	92,2	100
14 mh^{-1}	24,4	49,8	62	70,5	77,4	89,7	100

Tableau (IV-2) : Distribution de la perte de charge (en %) à travers le lit filtrant en fonction de la vitesse de filtration.

La détérioration de la qualité de l'eau filtrée se produit certainement quand les forces de cisaillement hydrodynamiques deviennent plus importantes que les forces de cohésion ou d'adhésion (floc-floc, floc-grains) et à la fin de cycle de filtration, le gradient de vitesse peut atteindre une valeur égale à 1000 s^{-1} dans les couches supérieures ce qui augmente l'érosion des floccs. Selon ADIN et REBHUN [39], en utilisant le sulfate d'aluminium, la résistance mécanique de floccs retenus, est relativement faible par rapport aux forces de cisaillement causées par des vitesses de filtration élevées. Ces forces de cisaillement provoqueraient une fragmentation des agrégats.

Une vitesse de filtration de 10 mh^{-1} conduit à une qualité de l'eau filtrée acceptable (inférieure à 0,5 NTU) et un cycle de filtration pouvant dépasser les 10 heures, cette vitesse apparait convenable pour une turbidité initiale (de 15 NTU).