Document generated on 07/19/2025 1:47 a.m.

Revue des sciences de l'eau
Journal of Water Science

Effets de paramètres d'opération sur la décantation de boues biologiques d'une unité de traitement d'eaux usées de raffinerie

Effects of operating parameters on biological siudges decantation of an oil refinery waste water plant

Y. Arcand, J. Paris, D. Rouleau and R. Mayer

Volume 2, Number 1, 1989

URI: https://id.erudit.org/iderudit/705023ar
DOI: https://doi.org/10.7202/705023ar

See table of contents

Publisher(s)

Université du Québec - INRS-Eau, Terre et Environnement (INRS-ETE)

ISSN

0992-7158 (print)
1718-8598 (digital)

Explore this journal

Cite this article

Arcand, Y., Paris, J., Rouleau, D. & Mayer, R. (1989). Effets de paramètres d'opération sur la décantation de boues biologiques d'une unité de traitement d'eaux usées de raffinerie. *Revue des sciences de l'eau / Journal of Water Science*, *2*(1), 43–69. https://doi.org/10.7202/705023ar

Article abstract

The wastewater treatment systems built in the seventies for treating the effluents from oil refineries often fail to comply with new environmental standards. The present study focuses mainly on the problem of sludge settling in the clarifiers. The purpose of this work was to determine the effect of various parameters on the settling characteristics of the activated sludge, to evaluate the rote of alun as a flocculating agent and to characterize the operation of the clarifiers primarily as it relates to the settling problem.

The influence of the quantity of the alun added and of the stirring speed on the settling characteristics of the sludge were determined in jar tests. The effects, on the performance of the clarifiers, of the level of dissolved oxygen in the bioreactor, of the pH and of the concentration in total suspended solids (TSS) maintained in the mixed liquor, were also investigated.

The studies on the sludge settleability led to the following conclusions :

- the concentration in dissolved oxygen and the concentration in TSS in the aeration tank are two parameters which have a critical effect on the effluent quality. The optimal operating intervals for these parameters are from 0.9 to 1.3 ppm for dissolved oxygen and from 4 300 to 4 800 mg/L for the TSS;

- the pH of the mixed liquor is not a main factor and does not seem to have any effect on the sludge settleability;

- the addition of alum in excess of 50 mg/L has an adverse effect on the sludge settling characteristics. Addition of alum below this level, however, improves the clarity of the residual liquor. Nevertheless, the addition of this flocculating agent is not recommended;

- the high flowrates and violent mixing in the piping system used to feed the mixed liquor from the aeration tank to the clarifiers adversely affects the solid-liquid separation in the clarifiers.

By simply stopping the addition of the flocculating agent, maintaining the dissolved oxygen concentration between 1 to 2 ppm and the TSS between 4 300 to 4 800 mg/L in the wastewater treatment unit, it was possible to improve substantially the quality of the effluent and thus meet the environmental standards.

Tous droits réservés © Revue des sciences de l'eau, 1989

This document is protected by copyright law. Use of the services of Érudit (including reproduction) is subject to its terms and conditions, which can be viewed online.

https://apropos.erudit.org/en/users/policy-on-use/

érudit

This article is disseminated and preserved by Érudit.

Érudit is a non-profit inter-university consortium of the Université de Montréal, Université Laval, and the Université du Québec à Montréal. Its mission is to promote and disseminate research.

https://www.erudit.org/en/

REVUE DES SCIENCES DE L'EAU, 2 (1989) 43-69

Effets de paramètres d'opération sur la décantation de boues biologiques d'une unité de traitement d'eaux usées de raffinerie

Effects of operating parameters on biological sludges decantation of an oil refinery waste water plant

Y. ARCAND, J. PARIS(*), D. ROULEAU, R. MAYER(1)

RÉSUMÉ

La qualité de l'effluent des systèmes de biotraitement par boues activées est souvent limitée par la performance de l'unité de décantation. Cette étude analyse les causes possibles des difficultés d'opération rencontrées dans la décantation des boues évacuées aux décanteurs secondaires d'une raffinerie de pétrole. Les objectifs visent à déterminer et à quantifier l'effet des paramètres d'opération qui affectent le fonctionnement du décanteur, en les reliant si possible à son mauvais fonctionnement, à évaluer de l'ajout d'alun et à proposer des méthodes correctives pour améliorer l'efficacité de décantation.

L'étude montre que :

- l'efficacité des décanteurs sera améliorée si le niveau d'oxygène dissous et la concentration en matières totales en suspension (MTS) dans le bassin d'aération sont respectivement maintenus entre 0,9 à 1,3 ppm et 4 300 à 4 800 mg/L ;
- le pH de la liqueur mixte ne semble pas influencer la décantabilité ;
- l'addition d'alun doit être évitée ou maintenue inférieure à 50 mg/L ;

(*) Adresser les demandes d'informations à J. PARIS, Parinova INC., 2975 Ave. Douglas, Montréal, Qc., H3R 2E2.

(1) PARINOVA Inc. et Département du génie chimique, Ecole Polytechnique de Montréal.

- l'agitation et les vitesses linéaires élevées dans les conduites d'alimentation des décanteurs doivent être évitées.

Mots clés : *boues biologiques, décantation, traitements tertiaires, matières totales en suspension* (MTS), *alun.*

SUMMARY

The wastewater treatment systems built in the seventies for treating the effluents from oil refineries often fail to comply with new environmental standards. The present study focuses mainly on the problem of sludge settling in the clarifiers. The purpose of this work was to determine the effect of various parameters on the settling characteristics of the activated sludge, to evaluate the role of alun as a flocculating agent and to characterize the operation of the clarifiers primarily as it relates to the settling problem.

The influence of the quantity of the alun added and of the stirring speed on the settling characteristics of the sludge were determined in jar tests. The effects, on the performance of the clarifiers, of the level of dissolved oxygen in the bioreactor, of the pH and of the concentration in total suspended solids (TSS) maintained in the mixed liquor, were also investigated.

The studies on the sludge settleability led to the following conclusions :

- the concentration in dissolved oxygen and the concentration in TSS in the aeration tank are two parameters which have a critical effect on the effluent quality. The optimal operating intervals for these parameters are from 0.9 to 1.3 ppm for dissolved oxygen and from 4 300 to 4 800 mg/L for the TSS ;
- the pH of the mixed liquor is not a main factor and does not seem to have any effect on the sludge settleability ;
- the addition of alum in excess of 50 mg/L has an adverse effect on the sludge settling characteristics. Addition of alum below this level, however, improves the clarity of the residual liquor. Nevertheless, the addition of this flocculating agent is not recommended ;
- the high flowrates and violent mixing in the piping system used to feed the mixed liquor from the aeration tank to the clarifiers adversely affects the solid-liquid separation in the clarifiers.

By simply stopping the addition of the flocculating agent, maintaining the dissolved oxygen concentration between 1 to 2 ppm and the TSS between 4 300 to 4 800 mg/L in the wastewater treatment unit, it was possible to improve substantially the quality of the effluent and thus meet the environmental standards.

Key-words : *biological sludges, decantation, ternary treatments, total suspended solids, alun.*

1 - INTRODUCTION

Les systèmes de traitement des eaux usées de raffinerie construits pendant les années 70 pour répondre aux normes nouvelles sur la qualité de l'environnement présentent aujourd'hui, dans bien des cas, des difficultés d'opération. Ainsi pour la raffinerie SHELL de Montréal-Est, au moment où cette étude a été entreprise, les boues biologiques avaient un indice de volume (IVB à 30 minutes) variant entre 150 à 600 mL/g ce qui indiquait une piètre sédimentation. Il en résultait une teneur variable et souvent trop élevée. L'addition d'alun à l'étape de décantation, même en quantités élevées, et la réduction de la concentration de biomasse dans le bassin d'aération n'avaient pas eu pour effet d'améliorer la situation de façon appréciable. Une étude approfondie de l'unité de traitement des eaux et en particulier de l'étape de clarification a alors été entreprise en collaboration avec la compagnie d'ingénierie PARINOVA Inc. et des chercheurs de l'Ecole Polytechnique de Montréal. Cet article présente spécifiquement l'étude de décantabilité des boues biologiques effectuée dans le cadre de ce travail, les résultats qu'elle a produits et les mesures correctives sur lesquelles elle a débouché et qui ont été mises en oeuvre par la suite.

L'objectif de l'étude de décantabilité était de déterminer et de quantifier l'effet de paramètres d'opération de l'unité qui affectent la décantabilité des boues, d'évaluer le rôle de l'ajout d'alun et de caractériser le fonctionnement des clarificateurs en tant que source potentielle du problème. Pour se faire, on a déterminé l'effet de la quantité d'alun et de l'intensité du brassage sur la décantabilité des boues ainsi que l'effet du niveau d'oxygène dissous dans le réacteur biologique, du pH et de la concentration en MTS maintenue dans la liqueur mixte sur le rendement des clarificateurs. Les expériences ont été exclusivement effectuées sur des boues prélevées dans l'unité pendant son fonctionnement normal et les mesures ont été faites à l'aide de méthodes standard bien établies.

2 - L'UNITÉ DE TRAITEMENT

Le schéma d'écoulement de l'unité de traitement est présenté à la figure 1. L'alimentation à l'unité est un mélange de plusieurs eaux résiduaires. D'une part, le réseau de collecte des eaux usées de la raffinerie amène ces eaux à un séparateur par gravité de type API où une grande partie des huiles et des graisses est récupérée et où les particules et débris en suspensions sont enlevés. D'autre part, les eaux résiduaires d'une usine de produits chimiques attenante à la raffinerie passent par un bassin de neutralisation où leur pH es ajusté. Ces deux affluents sont ensuite combinés et éventuellement augmentés d'eaux de pluie, pour alimenter deux réservoirs de flottaison en parallèle où le nettoyage primaire du courant à traiter est affiné (i.e. enlèvement de l'huile, des graisses et des solides). Ce courant passe ensuite au bassin d'agalisation où les fluctuations de la charge contaminante sont atténuées, puis au bassin d'aération où s'effectue la réaction biologique. A partir de l'unité de flottation, le courant principal s'écoule par simple gravité. Des eaux provenant de l'ébouage

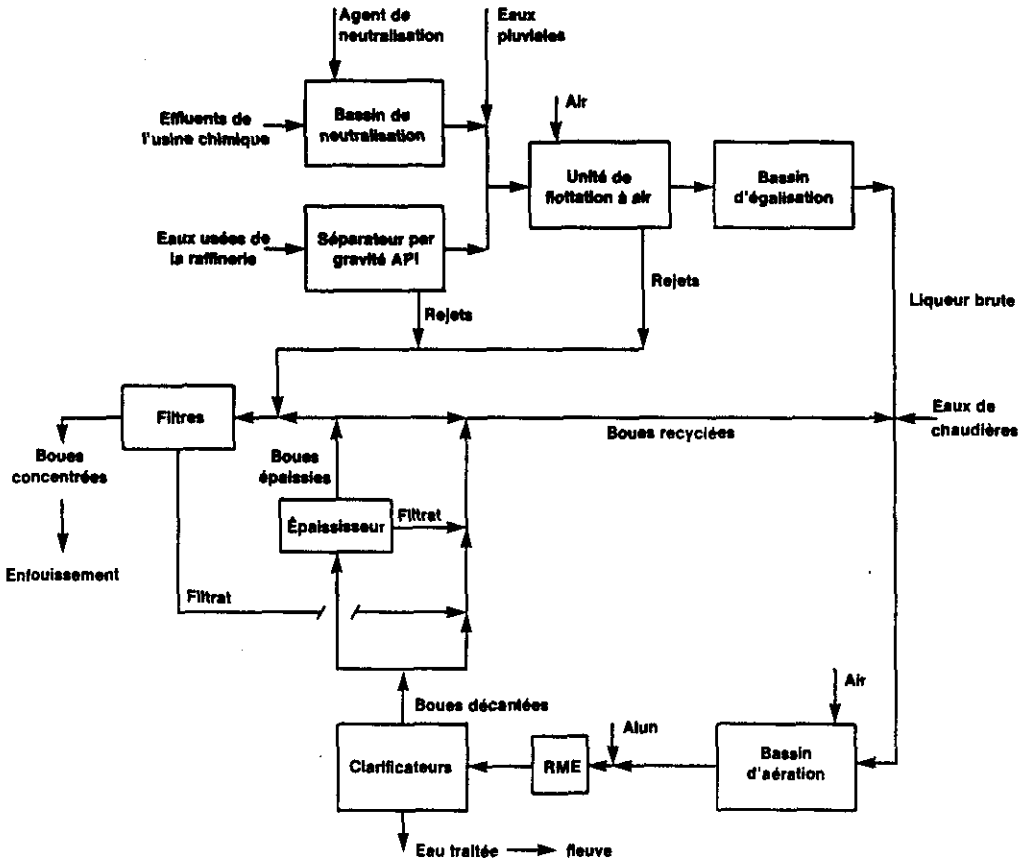

Figure 1.- Unité de traitement, schéma d'écoulement

et du drainage de chaudières peuvent être ajoutées au courant principal entre les deux bassins, elles constituent un faible pourcentage de l'alimentation au réacteur biologique.

Le réacteur biologique, d'une capacité de 10 200 m^3, fonctionne en mode d'aération prolongée ; l'air y est injecté par une batterie de 284 mélangeurs statiques. La liqueur mixte est ensuite évacuée par une conduite de 50 cm de diamètre vers deux clarificateurs circulaires en parallèle ; cette conduite est munie d'un dispositif pour l'injection d'alun, au besoin. Un réservoir de mélange éclair (RME) a pour fonction d'assurer une bonne dispersion de l'alun ; il est muni de deux sorties distinctes vers les clarificateurs. Chaque clarificateur, d'un volume de 1 300 m^3, est muni d'une alimentation centrale, et l'évacuation de son effluent se fait par déversement à la périphérie. La biomasse décantée est en grande partie recyclée pour maintenir la concentration désirée au bassin d'aération ; le surplus est envoyé, de même que les résidus du séparateur API et de l'unité de flottation, au système de concentration et d'élimination des boues. Certains effluents du système de concentration des boues sont également renvoyés au bassin d'aération. Les principales caractéristiques du système de traitement biologique et ses conditions d'opération moyennes au cours d'une période d'observation prolongée sont rassemblées au tableau 1.

*Tableau 1.- Conditions d'opération du système de traitement biologique**

Bassin d'égalisation	
Débit	12 500 $m^3.d^{-1}$
Charge (DBO_5)	2 500 $kg.d^{-1}$
Réacteur biologique (bassin d'aération)	
Débit de boues recyclées	4 400 $m^3.d^{-1}$
Concentration de biomasse dans les boues recyclées (MTS)	2.5 $kg.m^{-3}$
Rapport charge à biomasse**	.15
Temps de rétention hydraulique	0.6 d
Taux d'aération spécifique**	0.018 s^{-1}
Concentration moyenne en oxygène dissous dans le bassin	2.5 ppm
Age des boues	5 à 20 d
Clarificateurs	
Temps de rétention hydraulique	0.15 d
Vitesse de débordement**	23.6 $m.d^{-1}$
Débit des solides (MTS)**	59 $kg.m^{-2}.d^{-1}$
Hauteur d'eau libre**	1 m

* Valeurs moyennes pour une période d'observation prolongée (∿ 13 mois) et incluant la période d'expérimentation (∿ 1 mois) sauf en ce qui concerne l'âge des boues dont on a donné les limites extrêmes.

** Définitions :

- Rapport charge à biomasse : DBO_5/Solides volatiles suspendus dans la liqueur mixte (F/M ou Food/Mass en terminologie anglo-saxone).
- Taux d'aération spécifique : débit volumique d'air aux conditions normales par volume de liqueur mixte.
- Vitesse de débordement et débit des solides : calculés en fonction de l'aire totale de section horizontale des clarificateurs.
- Hauteur d'eau libre : distance de la limite supérieure du voile de boues à la surface libre des clarificateurs.

3 - TRAVAUX ANTÉRIEURS

3-1 Paramètres affectant la qualité d'un effluent

Le biotraitement des eaux par boues activées est utilisé depuis les années 1910 (GANCZARCZYK, 1983) et malgré les nombreuses études qui ont été consacrées au sujet, la clarification de la liqueur mixte reste l'étape qui souvent encore en limite l'efficacité (BASKIN et SUIDAN, 1985).

Il n'y a pas unanimité dans la littérature sur les paramètres qui contrôlent la qualité de l'effluent d'une unité de traitement des eaux. Une raison à cela est la complexité des phénomènes qui interviennent lors de la sédimentation d'une population complexe de particules ; une autre est la grande variété de géométries et d'agencements des bassins de sédimentation. Le degré de floculation susceptible de se produire pendant la sédimentation est un facteur particulièrement important. Ainsi, pour la décantation de particules discrètes dans un bassin rectangulaire en conditions idéales, le facteur qui contrôle la qualité de la séparation est la vitesse d'écoulement du liquide (CAMP, 1953). Par contre lorsqu'il y a flocculation importante, FITCH (1957) a montré que le temps de rétention est le facteur contrôlant la qualité de l'effluent pour le même type de bassin. Les cas réels correspondent souvent à des situations intermédiaires. Ainsi, l'analyse par PFLANZ (1969) de données recueillies sur plusieurs unités de traitement d'eaux municipales au cours d'une période de deux ans, a montré que la vitesse de débordement, la concentration des matières à décanter, la décantabilité de ces matières et même la température ambiante et le vent sont tous des facteurs influençant la qualité de l'effluent.

On note aussi des observations divergentes en ce qui concerne la nature des effets de ces mêmes paramètres, là aussi principalement à cause des différences entre les systèmes observés. Ainsi, PARKER (1983) étudiant différents types de clarificateurs circulaires note qu'une diminution de la vitesse de débordement entraîne une réduction de matières en suspension dans l'effluent surtout lorsque le clarificateur est peu profond, alors que CASHION et KIENATH (1983) qui ont travaillé avec des équipements de laboratoire n'ont pas observé d'effet de la vitesse de débordement sur la qualité de l'effluent. L'effet de la concentration des boues biologiques sur la décantation a été étudié par un grand nombre de chercheurs mais souvent dans des conditions et avec des équipements différents, et là encore avec des résultats différents. CAMP (1946 et 1955) qui a étudié expérimentalement et théoriquement la sédimentation dans des bassins rectangulaires, HUDSON, 1965) et VRALE et JORDEN (1971) qui ont travaillé avec de petits équipements en laboratoire et HUBBEL (1969) qui a étudié des unités réelles de traitement d'eaux municipales, ont tous conclu que l'effluent est de meilleure qualité lorsque la concentration des boues biologiques dans l'aérateur est accrue. Cette conclusion est corroborée par le modèle mathématique développé par REX CHAINBELT (1972). Par contre, plus récemment, PARKER (1983) et CHAPMAN (1983) qui ont étudié des clarificateurs circulaires rapportent un effet inverse. PFLANZ (1969) dans son analyse, déjà citée, de plusieurs unités de traitement municipales avait fait la même observation.

Face à cette situation, l'attitude actuelle des spécialistes est que la quantité de matières en suspension (MTS) résiduelles dans l'effluent d'une unité de traitement d'eau usée est une fonction du design de l'unité (et particulièrement du clarificateur), de la nature de

l'effluent traité et des conditions d'opération de l'unité (et en particulier de la concentration en MTS dans le réacteur biologique) (TUNTOOLAVEST *et al.*, 1983). Des interactions complexes, et encore mal connues, entre les paramètres du système sont un obstacle majeur à la formulation de critères simples et généraux pour le design et l'opération des clarificateurs.

Il semblait donc imprudent, pour ce travail, d'emprunter les résultats antérieurement acquis sur d'autres systèmes sans expérimenter sur l'unité de traitement considérée d'autant plus que son réacteur biologique est opéré en aération prolongée et qu'il traite les eaux résiduaires d'une raffinerie alors que la plupart des travaux antérieurs portent sur des systèmes conventionnels de traitement d'eaux municipales. On a donc convenu d'entreprendre un travail expérimental pour caractériser le brassage de la liqueur mixte après le bassin d'aération, pour déterminer l'effet de l'addition d'alun aux concentrations utilisées par l'usine et pour déterminer l'effet de certains paramètres d'opération importants.

3-2 Caractérisation du brassage et de son effet sur la décantation

On peut décomposer le processus de décantation de boues biologiques en présence d'un agent coagulant en trois étapes (CAMP, 1946 et WPCF, 1977). La première étape est la coagulation pendant laquelle se forment les micro-flocs par action directe du coagulant sur les particules microscopiques en suspension, il s'agit en général d'une interaction électronique. Vient ensuite la floculation caractérisée par le grossissement des flocs par collision et rétention. Enfin, dans la phase de sédimentation les flocs se rassemblent au fond du bassin sous l'action de la gravité. L'efficacité de la décantation est donc globalement affectée par les paramètres qui régissent chacune de ces étapes ; la nature et la concentration de l'agent de coagulation, la dispersion et le mélange de l'agent coagulant, la densité des particules et flocs relative à celle de la liqueur (variable elle-même dépendante de la température) et le degré de brassage qui règne dans le système (le degré de brassage est fonction du design et des conditions d'opération des équipements et même de la vitesse du vent).

CAMP (1946) a montré que le taux de croissance des flocs est très affecté par le degré de brassage qu'il a caractérisé par le gradient de vitesse et par le temps d'application du brassage. Il a défini, pour un équipement ou une zone donnée, un gradient de vitesse moyen G qui caractérise l'intensité du brassage et est défini par l'équation (1).

$$G = \sqrt{\frac{W}{\mu}} \qquad (1)$$

Dans cette équation, W est la puissance dissipée par unité de volume et μ est la viscosité de la liqueur. On utilise maintenant souvent, pour caractériser le degré de brassage dans les installations de sédimentation, le nombre sans dimension de Camp égal au produit de G par le temps de brassage.

$$C = Gt \qquad (2)$$

Chacune des trois étapes du processus de décantation est affectée par le degré de brassage. Mais, étant donné que des phénomènes essentiellement différents se produisent à chacune de ces étapes, on doit s'atten-

dre à ce que le brassage optimal soit différent pour chacune d'elles. Selon les critères de design proposés par le WATER POLLUTION CONTROL FEDERATION (1977), la coagulation devrait être effectuée avec un gradient de vitesse G supérieur à 200 s^{-1} et un nombre de Camp C voisin de 50 000. Par contre, la floculation dont le gradient de vitesse doit être entre 20 et 50 s^{-1} peut durer de 10 à 60 minutes et la sédimentation exige un gradient de vitesse inférieur à 5 s^{-1} et une longue durée (t > 1 h).

Dans l'unité de traitement étudiée, on peut considérer que la décantation des boues commence à la sortie du bassin d'aération et se termine dans les clarificateurs. Un schéma de cette partie de l'unité avec les côtes nécessaires aux calculs des gradients de vitesse est présenté à la figure 2. Pour le calcul des paramètres G, t et C, cette partie de l'unité a été divisée en quatre zones à l'intérieur desquelles on pouvait considérer les conditions de brassage comme relativement uniformes. Ce sont la tuyauterie entre le bassin d'aération et le réservoir de mélange éclair (du point 1 au point 2 sur la figure 2), le réservoir de mélange éclair lui-même, la tuyauterie conduisant de ce réservoir à l'un ou l'autre des clarificateurs, et incluant le système d'alimentation de la liqueur dans ce clarificateur (du point 3 au point 4) et enfin, les clarificateurs eux-mêmes. Le détail des calculs effectués selon les principes élaborés par CAMP (1946, 1953, 1955) sont résumés à l'annexe 1 et les résultats sont présentés au tableau 2. On n'a pas jugé bon de calculer un gradient de vitesse moyen pour les clarificateurs. En effet, étant donné la géométrie des clarificateurs (réservoirs circulaires avec alimentation centrale en bas et débordement par trop plein à la périphérie, voir figure 3) le gradient de vitesse varie énormément en fonction de la position, et en particulier de la position radiale. Il serait donc illusoire de calculer une valeur moyenne dans de telles conditions. Néanmoins, le temps de rétention est élevé, l'écoulement est lent et le gradient de vitesse est vraisemblablement faible dans toues les régions sauf au voisinage de l'alimentation. Il semble donc raisonnable de conclure que l'installation présente de bonnes conditions de sédimentation. Le réservoir de mélange approche les conditions optimales de coagulation recommandées par le WATER POLLUTION CONTROL FEDERATION (1977) : le nombre de Camp est voisin de 50 000 mais le gradient de vitesse est à la limite inférieure de la zone optimale. Par contre cette analyse montre clairement que l'unité ne contient pas de zone de floculation bien délimitée. Une telle zone précédant la zone de sédimentation devrait avoir un temps de rétention appréciable (10 à 60 minutes) et un brassage doux. Dans cette unité, floculation et sédimentation doivent se produire dans les clarificateurs.

Cette analyse illustre le fait que par l'emploi des paramètres de brassage proposés par Camp on peut comparer la qualité du brassage dans des équipements de géométrie et de dimensions très différentes. Il est donc tentant d'utiliser cette démarche analytique afin d'obtenir au laboratoire des informations quantitatives sur une unité de dimension industrielle. Les difficultés d'extrapolation à l'échelle des processus de mélange sont bien connues et il serait hasardeux de prédire l'efficacité d'une unité industrielle de décantation à partir des seules données de laboratoire. Néanmoins, on a remarqué que la transposition à l'échelle industrielle des valeurs de G et t optimisées au laboratoire produit toujours des résultats satisfaisants bien que pas toujours optimaux (FISHERSTROM, 1967 ; TUNTOOLAVEST *et al.*, 1980). Ces considérations ont inspiré la démarche expérimentale suivie dans cette étude.

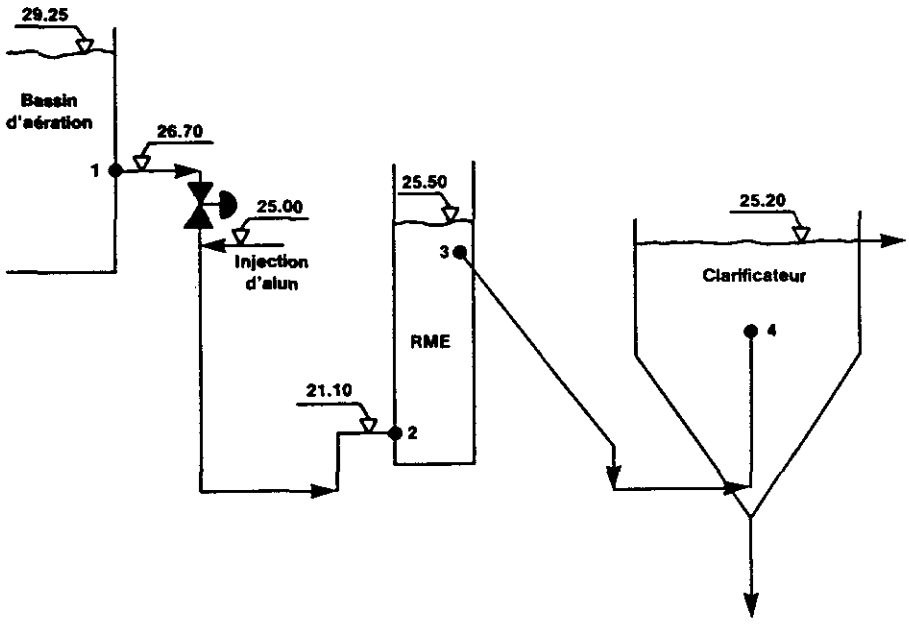

Figure 2.- Découpage de la zone de décantation

N.B. : Les côtes données en mètres sont basées sur les plans de l'usine.

Tableau 2.- Paramètres de brassage de la région de décantation

	t(s)	G(s^{-1})	C = Gt
Unité réelle*			
Tuyauterie avant le RME	70	220	15 400
Réservoir de mélange éclair (RME)	260	190	49 400
Tuyauterie après le RME	23	420	9 660
Clarificateurs	13 000		-
Conditions de design recommandée**			
Etape de coagulation		> 200	
Etape de floculation	600 - 3600	20 - 50	∿ 50 000
Etape de sédimentation	> 3600	< 5	

* Détail des calculs en annexe 1.
** Selon WPCF (1977).

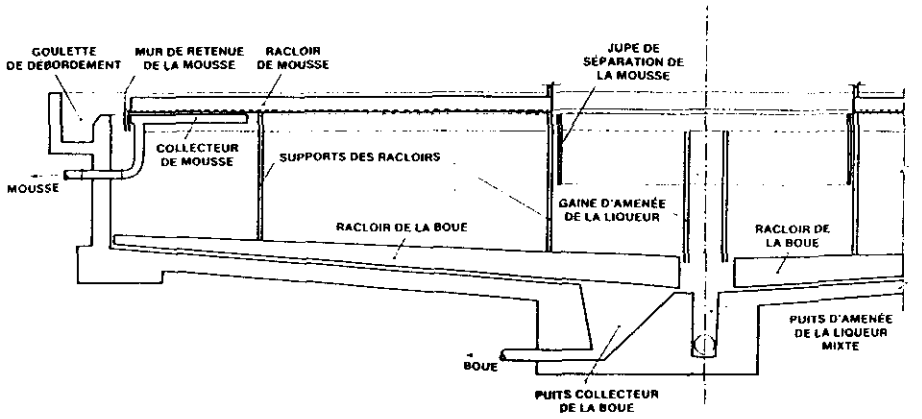

Figure 3.- Schéma simplifié d'un clarificateur

4 - DÉMARCHE EXPÉRIMENTALE

4-1 Paramètres étudiés

Il existe plusieurs façons de caractériser la décantabilité d'une boue biologique. Néanmoins l'indice de volume de la boue ou IVB, c'est-à-dire le volume occupé par un gramme de boue après un certain temps de décantation (en général 30 minutes) est le paramètre encore le plus fréquemment employé aujourd'hui pour caractériser la capacité de compaction naturelle d'une boue. La fiabilité de ce paramètre semble maintenant acceptée (LEE *et al.*, 1983 ; DAIGGER et ROPER, 1985) après avoir été contestée pendant un certain temps (DICK et VESILIND, 1969 ; WPCF, 1977) ; sa détermination, simple, est inclue aux procédures habituelles de gestion des unités de traitement (WPCF, 1977). On peut aussi déterminer l'IVB en fonction du temps pour produire une courbe de décantation qui indique la vitesse de décantation de la boue ainsi que son volume final. Enfin, on peut aussi mesurer la turbidité du liquide surnageant après décantation de la boue, ce qui donne une indication de la quantité de boue résiduaire, à toute fin pratique non décantable, et qui sera normalement rejetée avec l'effluent de l'unité de traitement.

Une analyse des données recueillies par la raffinerie au cours des 24 mois précédant l'étude avait fait ressortir des variations de grande amplitude de paramètres d'opération susceptibles d'affecter la décantabilité de la boue : le pH, la concentration en oxygène dissous et la concentration en MTS dans le bassin d'aération. Ces variations étaient provoquées par des ajustements manuels de l'opération du bassin en réponse à des perturbations de l'alimentation ou à des variations de la qualité de l'effluent des clarificateurs (caractérisée par la teneur en MTS). Afin de cerner la zone de fonctionnement appropriée du bassin d'aération, il a été décidé de mesurer l'IVB sur un grand nombre d'échantillons de liqueur prélevés au cours d'une période assez prolongée et

présentant des caractéristiques (pH, teneur en O_2 dissous, teneur en MTS) très variées. En outre on a étudié en laboratoire l'effet du brassage et de l'addition d'alun sur ces échantillons.

Le pH d'une solution est un facteur important pour la croissance de micro-organismes. La plupart des organismes ne peuvent pas tolérer un pH supérieur à 9.5 ou inférieur à 4.0. On recommande généralement un pH entre 6.5 et 7.5 pour les unités de traitement d'eaux usées (METCALF et EDDY Inc., 1979), car un pH inférieur favorise la croissance de champignons filamenteux et d'autres organismes responsables des boues flottantes.

L'influence de la teneur en oxygène dissous dans la liqueur mixte est primordiale. En effet, une trop faible concentration en oxygène dissous favorise la formation de bactéries filamenteuses, considérées comme responsables du phénomène de gonflement des boues (PALM *et al.*, 1980). D'un autre côté, PARKER (1983) note que, lorsqu'on augmente le taux d'injection d'air pour augmenter l'oxygène dissous, on augmente du même coup la turbulence dans l'aérateur ce qui favorise le bris par cisaillement des flocs en formation en particules très petites qui décantent très lentement. PALM *et al.*, (1980) ont montré que la concentration en oxygène dissous, à maintenir dans la liqueur mixte, est une fonction de la charge polluante convertie. En effet, plus la charge organique est élevée, plus les *micro-organismes sont actifs, nécessitant un débit d'air plus élevé* pour maintenir une teneur en oxygène dissous au niveau requis.

Afin d'évaluer l'effet du brassage dans la zone de décantation de l'unité réelle et de déterminer les conditions qui produiraient une meilleure décantation des boues, on a reproduit, à l'aide d'un banc d'agitation de laboratoire, des conditions de brassage spécifiques caractérisées par les valeurs des trois paramètres fondamentaux : le temps de brassage t, le gradient de vitesse G et le nombre de Camp C. La méthode d'évaluation du gradient de vitesse pour l'équipement de laboratoire et les conditions expérimentales utilisées est présentée à l'annexe 2. Les valeurs des paramètres principaux sont présentées au tableau 3.

On a effectué plusieurs modes de brassage au laboratoire. Le traitement BS (Brassage Simulé) reproduit en quatre phases successives les conditions de brassage des quatre régions de la zone de décantation de l'unité réelle où l'on a observé un brassage sensiblement homogène. La dernière phase du traitement de laboratoire, correspondant à la sédimentation qui se produit dans les clarificateurs, est effectuée sous agitation nulle pendant une durée de 30 minutes. On a aussi effectué trois traitements exploratoires : B1, B2 et B3. Dans le traitement B1, on a conservé approximativement les temps de résidence de la liqueur dans les deux premières régions de l'unité réelle, mais on a ajusté l'intensité de brassage (G) pour qu'elle corresponde mieux aux recommandations de la littérature pour les étapes de coagulation et de floculation. Dans le traitement B2, on a gardé l'intensité de brassage aux valeurs choisies pour B1, mais on a doublé la durée de la phase 2 pour qu'elle corresponde mieux aux conditions recommandées pour la floculation. Pour le traitement B3, on a essayé de reproduire les conditions de design recommandées (tableau 2), mais dans les limites permises par l'appareillage de laboratoire. Le traitement B3 est donc la simulation, dans des équipements de laboratoire, d'une installation de décantation présentant des conditions de brassage (t et G) recommandées. Enfin, on a aussi effectué un traitement de sédimentation pure et simple : G = 0, t = 30 min., comme référence (BO, non indiqué au tableau 3). Les traitements B1, B2 et B3 également, comme le traitement BS, une phase terminale de sédimentation identique au traitement BO.

Tableau 3.- Paramètres de brassage en laboratoire

	t(s)	G(s^{-1})*	C = Gt	N(s^{-1})**	Type de récipient***
Brassage simulé de l'unité réelle (Traitement BS)					
Phase 1	70	220	15 400	0.35	AC
Phase 2	260	190	49 400	0.30	AC
Phase 3	25	420	10 500	0.63	AC
Phase 4 (sédimentation)	1 800	0	-	-	CI
Brassages expérimentaux					
B1 Phase 1	70	700	49 000	1.1	AC
Phase 2	300	40	12 000	0.53	SC
Phase 3 (sédimentation)	1 800	0	-	-	CI
B2 Phase 1	70	700	49 000	1.1	AC
Phase 2	600	40	24 000	0.53	SC
Phase 3 (sédimentation)	1 800	0	-	-	CI
B3 Phase 1	120	400	48 000	0.62	AC
Phase 2	600	40	24 000	0.53	SC
Phase 3 (sédimentation)	1 800	0	-	-	CI

* La méthode de calcul de G est donnée en annexe 2.
** Les vitesses rotationnelles sont exprimées en révolutions par seconde (s^{-1} en SI).
*** AC : Bécher muni de quatre chicanes ; SC : Bécher sans chicane ; CI : Cône Imhoff.

Le montage de laboratoire avec béchers standard ne permettait pas d'obtenir des gradients de vitesse supérieure à 200 s^{-1}. Dans les expériences où l'on désirait produire des gradients supérieurs, on a utilisé des béchers de mêmes dimensions mais munis de quatre chicanes. Pour la phase de sédimentation, la liqueur était transvidée dans des cônes de décantation type Imhoff.

Enfin, on a étudié l'effet de l'addition d'alun sur la décantation des boues en ajoutant des quantités aliquotes d'alun à la liqueur mixte pour amener la concentration d'alun jusqu'à 200 mg/L par étapes de 50 mg/L(*). Cette gamme de concentrations correspond aux quantités d'alun qui avaient été employées en usine, lors d'essais d'amélioration de la décantabilité des boues.

4-2 Procédure expérimentale

Le plan expérimental mis en oeuvre permet de comparer entre eux les effets de quatre brassages différents (BS, B1, B2 et B3), chacun d'eux étant exécuté à cinq concentrations d'alun (0, 50, 100, 150 et 200 mg/L) et de les comparer à un traitement de référence sans brassage ni alun (BO). La procédure utilisée permet d'exécuter un bloc de six expériences simultanées (un mode de brassage aux cinq concentrations d'alun et le traitement de référence). Le bloc d'expérience est répété 6 fois avec

---

(*) Les concentrations d'alun sont exprimées sur la base de la masse vraie d'alun par volume de solution.

six liqueurs prélevées à des moments différentes pour couvrir une large gamme de propriétés (pH, teneur en oxygène dissous, teneur en MTS). Enfin, l'ensemble est intégralement répété pour chacun des traitements de brassage. Le plan expérimental complet a donc produit un ensemble de 144 points expérimentaux.

La procédure expérimentale associée à un bloc d'expériences simultanées comprend les opérations suivantes :

- On prélève d'abord 10 à 12 litres de liqueur mixte dans le bassin d'aération, près de la sortie, à environ 5 m du bord et en surface, à l'aide d'un seau de polypropylène moulé suspendu à une corde.
- Pendant le prélèvement, on mesure la concentration en oxygène dissous dans le bassin d'aération, près du point d'échantillonnage, à l'aide d'un analyseur portatif (Oxygen Meter, YSI modèle N° 54A)(*).
- Moins de 5 minutes après le prélèvement dans le bassin d'aération, un échantillon de 250 mL est prélevé à la liqueur légèrement agitée pour détermination du pH à l'aide d'un pH mètre Orion Research Modèle 701A.
- Immédiatement après le prélèvement de l'échantillon pour pH, un second échantillon de un litre est prélevé et rapidement refroidi à 4 °C pour détermination ultérieure de la concentration en MTS par le laboratoire de la raffinerie, selon la procédure préconisée par l'AMERICAN PUBLIC HEALTH ASSOCIATION (1976).
- Ensuite on effectue le test de brassage. Six béchers remplis d'un litre de liqueur sont placés sous un banc d'agitation Phipps et Bird (Six Paddle Stirrer, Model 7790-300). Des quantités déterminées d'une solution concentrée d'alun (5 g/L) sont placées dans six béchers de 150 ml fixés à un système à bascule, permettant de verser simultanément la quantité voulue d'alun dans les six béchers contenant la liqueur mixte. Le banc d'agitation est alors mis en marche à la vitesse correspondant au gradient de vitesse requis pour l'expérience. Après une dizaine de secondes, on actionne simultanément un chronomètre et le dispositif à bascule pour l'addition d'alun. Au moment correspondant à la fin de la première phase de brassage, la vitesse d'agitation est ajustée à sa nouvelle valeur et la manoeuvre est répétée une nouvelle fois le cas échéant (Traitement BS).
- Après arrêt du brassage, la liqueur de chaque bécher est versée délicatement dans un cône Imhoff pour la mesure du volume occupé par la boue en fonction du temps comme le suggère GANCZARCZYK (1983).
- Enfin une partie du surnageant est recueillie pour détermination de la turbidité à l'aide d'un néphélémètre analytique Hach modèle 2424.

(*) Dans la procédure normale de suivi par la raffinerie, la concentration en oxygène dissous est mesurée en trois points du bassin (i.e. entrée, milieu, sortie) et la valeur rapportée est une moyenne généralement supérieure à la valeur à la sortie (voir tableau 1).

5 - RÉSULTATS ET DISCUSSION

5-1 Effet de l'addition d'alun

La figure 4 présente un exemple typique de courbes de décantation obtenues pour un bloc d'expériences, c'est-à-dire pour une liqueur donnée (pH, OD, MTS), soumise à un brassage donné (brassage B2 pour l'exemple fourni) et à cinq concentrations d'alun de 0 à 200 mg/L. En échelle logarithmique, les courbes deviennent sensiblement droites après les premières minutes de sédimentation et la pente varie peu d'une courbe à l'autre.

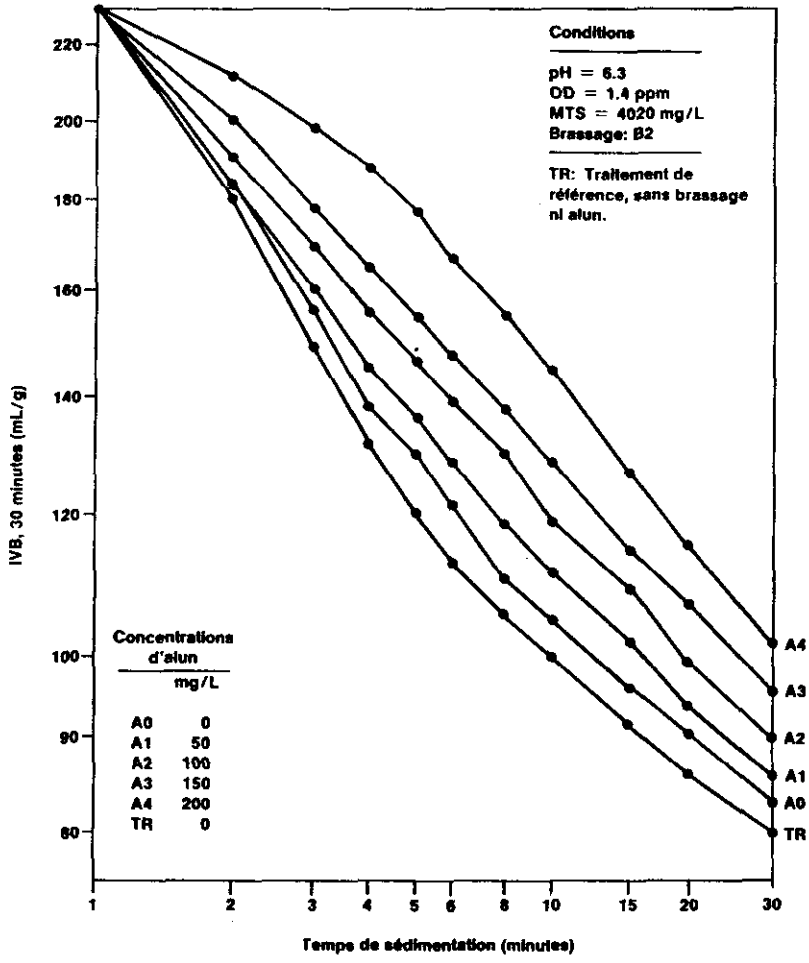

Figure 4.- Exemple de courbes de sédimentation

En outre, l'augmentation de la concentration d'alun entraîne une dégradation de la décantabilité de la boue. Ce résultat a été reproduit sans aucune exception par les 24 blocs d'expériences. Ce comportement, qui d'abord surprend, peut néanmoins s'expliquer. Il a été observé dans des

travaux antérieurs (HAHN et STUMM, 1968) et interprété comme un phénomène de restabilisation de la boue, procesus d'autant plus probable que la décantation naturelle de la boue (i.e. sans addition d'alun) est de meilleure qualité. En effet, lorsqu'une boue sédimente rapidement par elle-même, l'alun ajouté ne peut guère que produire un effet marginal voire négatif, puisqu'il constitue une charge supplémentaire au système en sédimentation (WPCF, 1977). La concavité initiale de la courbe A4 de la figure 4 dénote effectivement un retardement de la sédimentation. La sédimentation directe des boues prélevées au bassin d'aération, sans brassage ni addition d'alun (courbe TR de la figure 4), a produit dans la plupart des cas un IVB à 30 minutes très inférieur à 100, considéré dans la pratique comme seuil d'acceptabilité. On peut donc conclure que les boues de l'unité de traitement ont normalement une bonne décantabilité et que l'addition d'alun, surtout à des concentrations élevées, loin d'accélérer leur sédimentation, semble au contraire avoir un effet retardant à cause d'une restabilisation.

L'analyse des valeurs moyennes de l'IVB à 30 minutes pour tous les traitements de brassage avec même concentration d'alun (tableau 4) montre que l'effet majeur de l'addition d'alun se produit entre 0 et 50 mg/L.

Tableau 4.- Effet de la concentration d'alun sur l'IVB et la turbidité résiduelle

Concentration d'alun (mg/L)	IVB (mL/g)	Turbidité (UTN)
0	76.5	45.08
50	80.9	21.71
100	81.3	21.75
150	82.3	19.33
200	83.5	17.63

Note :

1 - Valeurs moyennes de l'IVB (30 minutes) et de la turbidité résiduelle du surnageant pour tous les traitements avec brassage et à la même concentration d'alun.

2 - Turbidité, mesurée sur une échelle de 100 Unités de Turbidité Néphélométrique.

3 - Les résultats en accolade ne sont pas significativement différents (risque α de 5 %).

L'effet de l'ajout d'alun sur la turbidité résiduelle du surnageant est semblable : un très grand changement se produit entre 0 à 50 mg/L et, au-delà de cette concentration, l'amélioration de la qualité de surnageant est marginale. Le phénomène était d'ailleurs très visible à l'oeil : le surnageant recueilli après sédimentation des boues sans alun était trouble et brunâtre alors que l'addition d'alun, même à 50 mg/L, produisait un surnageant clair et limpide. Il est possible que l'on puisse obtenir un surnageant relativement clair avec une concentration d'alun inférieure à 50 mg/L, sans toutefois affecter de façon appréciable l'IVB (30 minutes). Le seuil critique de concentration, s'il existe, n'a pas été déterminé. Bien que l'addition d'alun réduise la turbidité du surnageant, il est probablement préférable, du point de vue du fonctionnement global de l'unité, de ne pas ajouter d'alun.

5-2 Effet du brassage

Les valeurs moyennes de l'IBV à 30 minutes et de la turbidité du surnageant obtenues pour chaque type de brassage réalisé au laboratoire et à toutes concentrations d'alun sont présentées au tableau 5. Les valeurs moyennes de l'IBV des boues après les traitements BS, B1 et B2 sont très proches les unes des autres, alors que le traitement B3 produit une sédimentation clairement supérieure. Les valeurs de la turbidité font ressortir une moins bonne performance pour le traitement BS que pour les autres traitements expérimentaux qui sont sensiblement équivalents.

Tableau 5.- Effet du brassage sur l'IVB et la turbidité résiduelle

Traitement de brassage	IVB (mL/g)	Turbidité (UTN)
BS	81.7]	31.8
B1	82.7]	22.8
B2	82.6	22.0]
B3	76.6	23.8]

Note : voir tableau 4.

On a déjà noté que la région de décantation dans l'unité réelle ne comprend pas une zone de floculation bien identifiée. On note aussi que selon les conditions recommandées pour une bonne décantation, le gradient de vitesse G décroît d'étape en étape. Cette condition est respectée dans les traitements B1, B2 et B3, elle ne l'est ni dans l'unité réelle, ni dans le traitement BS qui la simule. Il semble que le design de la région de décantation qui repose sur des clarificateurs à temps de rétention très élevé, ne peut pas compenser certains défauts inhérents à sa partie amont (brassage trop intense dans certaines zones, temps de résidence trop faible dans d'autres). Une réduction du débit entre le bassin d'aération et les clarificateurs, solution que l'on ne peut envisager dans la pratique, pourrait améliorer la situation. Des modifications aux équipements (incluant le système d'alimentation aux clarificateurs) seraient sans doute la solution la plus fiable.

5-3 Effet de la concentration en oxygène dissous

La figure 5 présente les 144 valeurs expérimentales de l'IVB (30 minutes) en fonction de la concentration en oxygène dissous dans le bassin d'aération au moment de l'échantillonnage. Malgré la dispersion des données, on remarque que l'IVB tend à augmenter lorsque la concentration en oxygène dissous s'élève au-dessus de 1. à 1.2 ppm et semble aussi augmenter lorsque la concentration est trop basse (OD < .8 ppm). Les courbes obtenues en joignant les points correspondant à un même traitement de brassage et à une même concentration d'alun, mais à des échantillons de liqueur différents, (donc à des pH, OD et MTS différents) illustrent clairement ce patron : elles accusent toutes un minimum à des concentrations proches de 1 à 1.2 ppm. Le traitement B3 avec les courbes les plus plates semblent être le moins sensible aux variations en oxygène dissous, alors que les traitements BS et B1 qui ont généralement des minima plus marqués sont vraisemblablement des traitements

moins robustes. Cette observation, quoique qualitative, suggère que des conditions de brassage optimales dans l'étape de décantation permettrait une opération moins fine du bassin d'aération. On n'a pas tracé ces courbes sur la figure 5 car elles surchargent et obscurcissent le graphique lorsqu'il est réduit aux dimensions de la figure publiée (*).

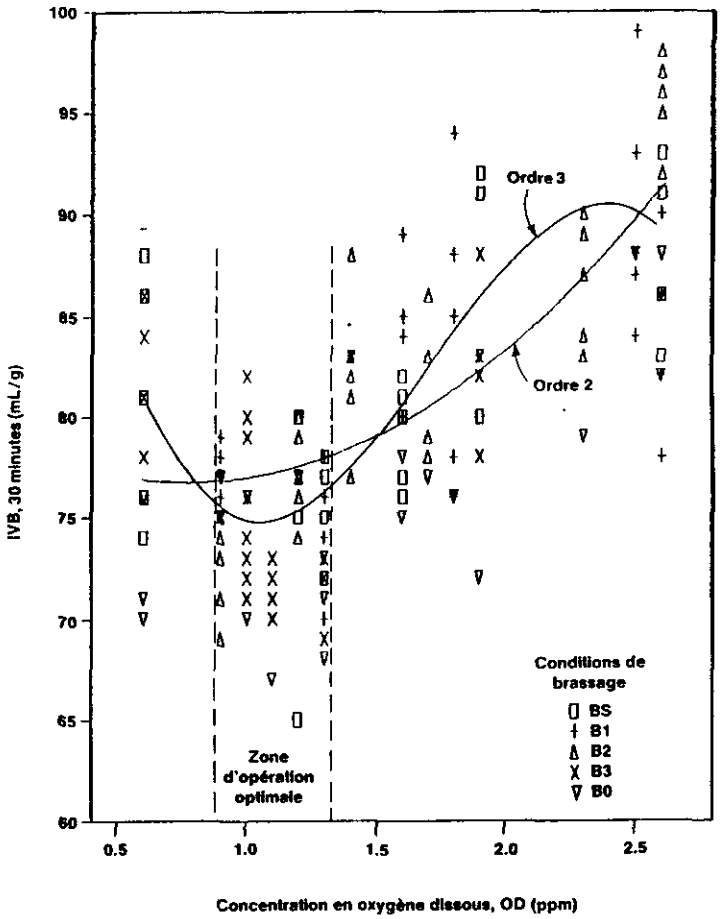

Figure 5.- Effet de la concentration en oxygène dissous dans le bassin d'aération sur la sédimentation des boues

---

(*) On peut trouver les données et graphiques détaillés pour l'effet de l'oxygène dissous, des MTS et du pH dans ARCAND (1983).

Par contre on a tracé deux courbes obtenues par analyse de régression de tous les points expérimentaux. La courbe du second ordre présente un minimum proche de OD = 1 ; le maximum, à droite de la figure ne correspond probablement pas à un phénomène réel.

Il est probable qu'aux faibles concentrations d'oxygène dissous, le manque d'oxygène provoque la croissance de bactéries filamenteuses qui se substituent aux bactéries floculantes dont on cherche à favoriser la croissance dans les unités de traitement. Les espèces filamenteuses sont à éviter à cause de leur moindre activité dégradante et de leur mauvaise décantation. La perte d'efficacité à haute teneur en oxygène peut être liée à l'adsorption de bulles d'air microscopiques sur les flocs, ce qui entraîne un processus de flottation. Il est aussi possible que, comme l'a noté PARKER (1983), l'augmentation du débit d'air injecté provoque un brassage violent qui brise les flocs en plus petites particules qui décantent moins rapidement.

Quels que soient les phénomènes sous-jacents, il est clair que l'unité de traitement de l'usine a souvent fonctionné à des concentrations d'oxygène trop, voire beaucoup trop, élevées et occasionnellement selon un mode d'appauvrissement en oxygène. L'opération normale du bassin d'aération devrait maintenir une concentration en oxygène dissous dans sa région aval entre 0.9 et 1.3 ppm. Ceci recoupe l'observation antérieure de PALM *et al.*, (1980) qui placent la concentration optimale d'oxygène dissous entre 1 et 1.5 ppm pour un système de charge équivalente à l'unité étudiée.

5-4 Effet de la concentration en matières totales en suspension

La figure 6 présente les mêmes 144 points expérimentaux, cette fois en fonction de la concentration en MTS dans la liqueur mixte prélevée au bassin d'aération. La présence d'une zone d'opération correspondant à un indice de volume de boue minimum est plus évidente encore que dans le cas précédent. Les courbes d'alun ont cette fois carrément une forme en V. On n'a pas tracé ces courbes individuelles sur la figure 6, on s'est contenté d'y indiquer l'allure générale du phénomène.

Ce patron de comportement s'accorde bien aux observations antérieures et aux interprétations qui en ont été proposées. En effet, on pense que lorsque la concentration en MTS est faible (< 4 000 mg/L), le processus de floculation par collision de particules est particulièrement sensible à la concentration des flocs : lorsque la concentration en MTS augmente, le degré de floculation augmente en parallèle et la sédimentation subséquente en est améliorée (CAMP, 1946, 1953 et 1955 ; HUDSON, 1965 ; VRALE et JORDEN, 1971). Par contre, pour les hautes concentrations en MTS (> 5 000 mg/L), le nombre de très petites particules non floculées et qui sédimentent lentement reste élevé malgré une floculation très active : la distribution des particules dans la suspension est déplacée vers les particules de faible dimension, par simple effet de nombre (CHAPMAN, 1983 ; PARKER, 1983).

Pour l'unité de la raffinerie étudiée, la zone appropriée d'opération du bassin d'aération se situe entre 4 300 mg/L et 4 800 mg/L de MTS (concentration déterminée près de la décharge du bassin). L'unité a fonctionné assez souvent en régime appauvri en MTS et, de temps en temps, en régime trop riche.

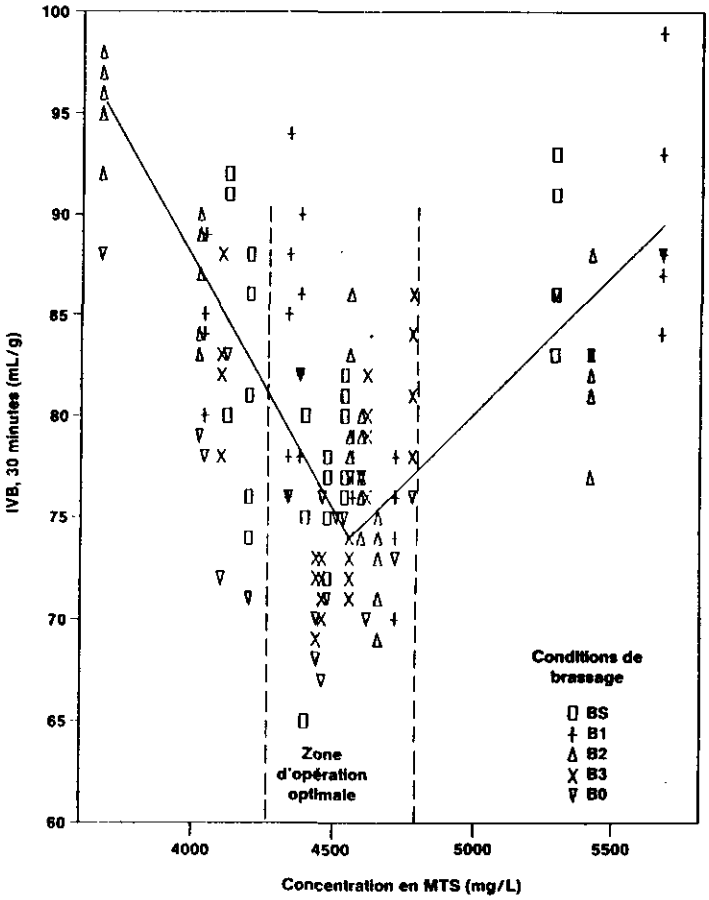

Figure 6.- Effet de la concentration en MTS dans la liqueur mixte sur la sédimentation des boues

5-5 Effet du pH

La figure 7 présente les résultats des 144 expériences de sédimentation en fonction du pH de la liqueur mixte originale. L'écart entre les valeurs extrêmes de l'IVB reste très grand dans toute la gamme de pH rencontrée et il n'est guère possible d'y déceler une zone de pH privilégiée. La plupart des courbes obtenues en joignant les points correspondant aux mêmes conditions de brassage et à la même concentration d'alun ont une forme en S assez bien représentée par la courbe de régression de troisième ordre tracée sur la figure 7. L'amplitude de cette courbe est faible, par rapport, par exemple, à celle de la courbe correspondante pour l'oxygène dissous.

Pour les conditions observées dans l'unité étudiée, le pH de la liqueur mixte n'est pas un facteur dominant. Son effet sur la décantabilité des boues est moindre que l'effet des concentrations en oxygène dissous et MTS dans le bassin d'aération. Il se pourrait que le pH devienne un facteur de réglage fin important si le fonctionnement du

bassin d'aération était maintenu dans une zone étroite de concentrations en oxygène dissous et de concentration en masse biologique. La zone de fonctionnement de l'unité déborde en effet, fréquemment vers le bas, de la zone de pH recommandée pour un fonctionnement optimal (6.5 < pH < 7.5).

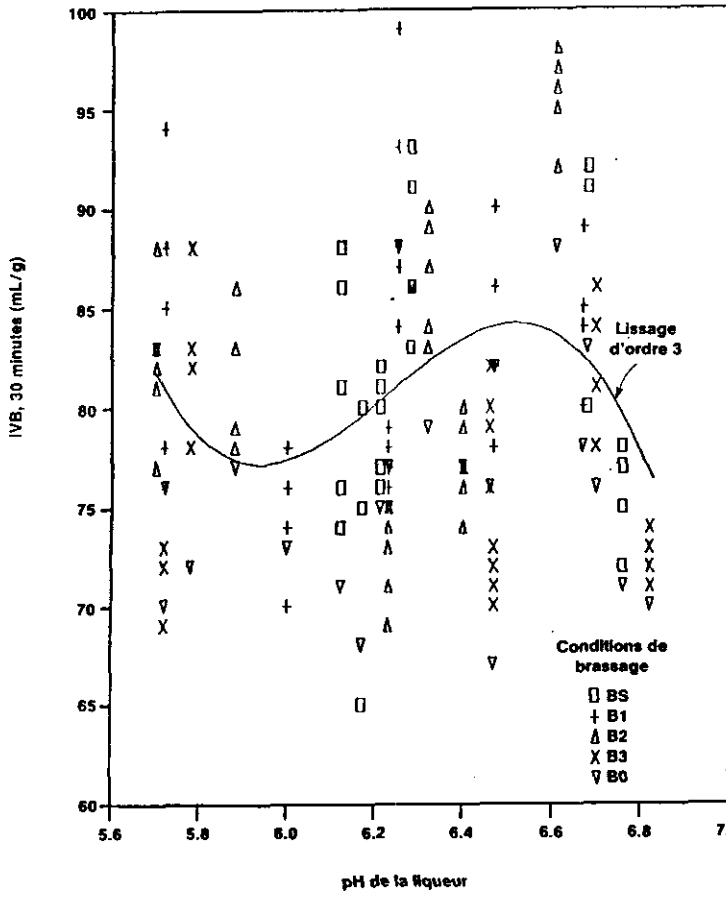

Figure 7.- Effet du pH de la liqueur mixte sur la sédimentation des boues

6 - Conclusions et mesures correctives mises en oeuvre

L'étude expérimentale de décantabilité des boues a conduit aux conclusions suivantes :

- la concentration en oxygène dissous et la concentration en matières totales en suspension dans le bassin d'aération sont deux paramètres d'opération ayant un effet critique sur la qualité de l'effluent de l'unité de traitement. Les zones de fonctionnement optimales pour ces

paramètres, mesurés près de la décharge du bassin, sont de 0.9 à 1.3 ppm pour l'oxygène dissous et de 4 300 à 4 800 mg/L pour les MTS ;

- le pH de la liqueur mixte n'est pas un facteur dominant. Pour les conditions de fonctionnement présentées, il ne semble pas avoir d'effet sur la décantabilité des boues ;
- l'addition d'alun au-delà de 50 mg/L a un effet néfaste marqué sur la décantabilité des boues. L'addition d'une petite quantité d'alun (probablement inférieure à 50 mg/L) peut améliorer de façon très marquée la limpidité de la liqueur résiduelle. Néanmoins, on estime qu'il est préférable de ne pas ajouter d'alun ;
- les grandes vitesses d'écoulement et l'agitation violente qui ont cours dans la tuyauterie et certains équipements d'amenée de la liqueur mixte du bassin d'aération aux clarificateurs sont néfastes à une bonne séparation des boues dans les clarificateurs. Certaines modifications seraient souhaitables.

Les mesures correctives ont d'abord porté sur les paramètres d'opération qui peuvent être modifiés sans investissement. L'injection d'alun a été complètement arrêté ; l'injection d'air est réglée de façon à maintenir une concentration moyenne de 1 à 2 mg/L avec une valeur proche de 2.0 mg/L dans la partie amont du bassin, alors que la valeur moyenne était auparavant de 2.5 mg/L (voir tableau 1). Enfin la concentration et le taux de recirculation des boues ont été ajustés pour amener la concentration de liqueur mixte dans la zone recommandée. Ces mesures ont permis un meilleur contrôle de la qualité de l'effluent qui maintenant satisfait les normes de qualité de l'environnement. Il n'a donc pas été jugé nécessaire pour l'instant d'entreprendre des modifications coûteuses aux équipements.

Il est intéressant de noter que les expériences qui ont permis d'ajuster les paramètres de fonctionnement de l'unité réelle ont été effectuées en laboratoire, dans des montages de petites dimensions, mais en utilisant l'analogie des paramètres de brassage t et G. Ce travail apporte donc confirmation indirecte que les conditions de décantation de boues biologiques sont extrapolables pour de grands changements de dimensions et de géométrie lorsque l'on maintient ces paramètres. Les expériences effectuées sont simples et utilisent des équipements et méthodes standard. La période d'échantillonnage dans le bassin d'aération a duré un peu plus d'un mois.

7 - REMERCIEMENTS

Monsieur Yves ARCAND a bénéficié d'une bourse du programme Eté Canada du CRSNG pendant la réalisation de ce travail. Nous tenons également à remercier les organismes et personnes suivantes pour leur aide au projet : la section de génie de l'environnement de l'Ecole Polytechnique pour le prêt d'équipements expérimentaux, le laboratoire de la raffinerie pour l'exécution d'analyses et le prêt d'appareils, et Monsieur FALARDEAU pour le traitement graphique des données. Les travaux ont pu être menés à bien grâce à la coopération et au support du personnel de la raffinerie et en particulier de Monsieur ST-CYR, coordonnateur à la préservation du milieu, et de Messieurs CLOCHER, VANASSE, GEOFFRION, RAZA et ROSENBERGER. Enfin nous remercions la Direction de la raffinerie Shell de Montréal-est d'avoir autorisé la publication de cette étude.

8 - NOMENCLATURE

Caractères latins

C : Nombre de Camp, Gt (-)

D_a : Diamètre d'un agitateur (m)

f : Coefficient de friction (-)

G : Gradient de vitesse moyen selon Camp (1946) (s^{-1})

g : Accélération de la pesanteur (m s^{-2})

H : Hauteur d'un équipement (m)

IVB : Indice de volume des boues ou indice de Mohlman ($mg.L^{-1}$)

K : Coefficient de résistance à l'écoulement d'un accessoire ou équipement (-)

L : Longueur (m)

MTS : Matières totales en suspension ($mg.L^{-1}$)

N : Vitesse rotationnelle (s^{-1})

N_p : Nombre de puissance, $f(R_e)$ (-)

OD : Oxygène dissous (ppm)

P : Puissance totale dissipée dans une zone de brassage ($J.s^{-1}$)

p : Pression statique dans un liquide (Pa)

Q : Débit volumique ($m^3.s^{-1}$)

R_e : Nombre de Reynolds, $D_a{}^2N\ \rho\ \mu^{-1}$ (-)

S : Section d'écoulement (m^2)

t : Temps de brassage (s)

u : Vitesse moyenne dans une section d'écoulement ou dans un accessoire ($m.s^{-1}$)

V : Volume d'une zone de brassage ou d'un équipement (m^3)

W : Puissance spécifique dissipée ($J.s^{-1}\ m^{-3}$)

Z : Elévation moyenne d'une section d'écoulement (m).

Caractères grecs

ϕ : Diamètre d'un équipement (m)

μ : Viscosité (Pa.s)

ρ : Masse spécifique ($Kg.m^{-3}$)

Indices

1 et 2 : Sections d'entrée et de sortie d'une zone d'écoulement

1 : Indice d'un équipement ou accessoire constitutif d'une zone d'écoulement.

RÉFÉRENCES BIBLIOGRAPHIQUES

AMERICAN PETROLEUM INSTITUTE (1969). *Manual of Disposal of Refinery Waste ; Volume on Liquid Waste*, Washington, D.C.

AMERICAN PUBLIC HEALTH ASSOCIATION (1976). *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater*, 14ème édition, Washington, D.C (1985).

BASKIN D.E., SUIDAN M.T. (1985). Unified Analysis of thickening. *J. Environ. Eng. ASCE*, 111: 10-26.

ARCAND Y. (1983). Revue de la décantation des boues biologiques - Application à une eau résiduraire de raffinerie. Rapport, Projet de fin d'études, Département de génie chimique, Ecole Polytechnique de Montréal, Montréal, Qc.

CAMP T.R. (1946). Sedimentation and the Design of Settling Tanks. *Trans. ASCE*, 111: 895-936.

CAMP T.R. (1953). Studies of Sedimentation Basin Design. *Sewage Ind. Wastes*, 25: 1-12.

CAMP T.R. (1955). Floculation and Floculation Basins. *Trans. ASCE*, 120: 1-16.

CRANE (1980). *Flows of Fluids Through Values, Fittings, and Pipes*, Metric Edition - SI Units, Technical Paper n°410 M, Crane Co., Chicago, Ill.

CASHION B.S. et KEINATH T.M. (1983). Influence of Three Factors on Clarification in the Activated Sludge Process. *J. Water Pollut. Control Fed.*, 55(11): 1331-1337.

CHAPMAN D.T. (1983). The influence of Process Variables on Secondary Clarification. *J. Water Pollut. Control Fed.*, 55(12): 1425-1434.

DAIGGER G.T., ROPER R.E. Jr. (1985). The relationship Between SVI and Activated Sludge Settling Charactéristics. *J. Water Pollut. Control Fed.*, 57(8): 859-66.

DICK R.I., VESILING P.A. (1969). The Sludge Volume Index-What is it ? *J. Water Pollut. Control Fed.*, 41: 1285-91.

FISHERSTROM C.H., ISGARD E., LARSEN I. (1967). Settling of Activated Sludge in Horizontal lanks. *J. Sanit. Eng. Div. ASCE*, 93 (SA3): 73-83.

FITCH E.B. (1957). The Significance of Detention in Sedimentation. *Sewage Ind. Waste*, 29(10): 1123-1133.

GANCZARCHZYK J.J. (1983). *Activated Sludge Process - Theory & Practice.* Marcel Dekker, Pollution Engineering and Technology Series, Volume 23, New-York, N.Y.

GRADY C.P.L., LIM H.C. (1980). *Biological Wastewater Treatment : Theory and Application.* Marcel Dekker, Pollution Engineering and Technology Series, Volume 12, New-York, N.Y.

HAHN H.H., STUMM, W. (1968). Kinetic of Coagulation with Hydrolysed Al (III). The Rate Determining Step. *J. Colloid Interface Sci.*, 28: 134-140.

HUBBEL G.E. (1969). Initial Mixing. Conference donnée au "Short Course for Water Treatment Plant Operators" organisé par American Water Works Association, Chicago, Ill.

HUDSON H.E. Jr. (1965). Physical Aspects of Floculation. *J. AWWA*, 57(7): 885-892.

LEE S.E., KOOPMAN B., BODE H. et JENKINS D. (1983). Evaluation of Alternative Sludge Settleability indices. *Water Res.*, 17(10): 1421-6.

MC CABE W.L., SMITH J.C. (1976). *Unit Operation of Chemical Engineering.* 3ème édition. McGraw Hill, Chemical Engineering Series, New York, N.Y.

METCALF and EDDY INC. (1979). *Wastewater Engineering : Treatment Disposal Reuse.* Mc Graw Hill series in Water Resource and Environmental Engineering, 2ème édition, revue par G. Tchobanoglous, Mc Graw Hill, New-York, N.Y.

PALM J.C., JENKINS D., PARKER D.S. (1980). Relationship Between Organic Loading, Dissolved Oxygen Concentration and Sludge Settleability : The Completely-mixed Activated Sludge Process. *J. WPCF*, 52(10): 2484-2506.

PARKER D.S (1983). Assessment of Secondary Clarification Design Concepts. *J. WPCF*, 55(4): 349-359.

PFLANZ P. (1969). Performance of (Activated Sludge) Secondary Sedimentation Bassins. *Advances in Water Pollution Research. Proceedings of the Fourth International Conference Held in Prague*, édité par S.H. Jenkins, Pergamon Press, New-York, N.Y. : 569-593.

REX CHAINBELT INC. (1972). A Mathematical Model of a Final Clarifier. *Rapport 17090 FJW 02/72, Water Pollution Research Series*, U.S. Environmental Protection Agency, Washington, D.C.

TUNTOOLAVEST M., MILLER E., GRADY C.P.L. Jr. (1980). Characterization of Wastewater Treatment Plant Final Clarifier Performance, Technical Report N°129, Purdue University Water Resources Research Center, West Lafayette, Ind.

TUNTOOLAVEST M., MILLER E., GRADY C.P.L. Jr. (1983). Factors Affecting the Clarification Performance of Activated Sludge Final Settlers. *J. WPCF*, 55(3): 234-248.

VRALE L., JORDEN R.M. (1971). Rapid Mixing in Water Treatment. *J. AWWA*, 63(1): 52-58.

WATER POLLUTION CONTROL FEDERATION (1977). *Wastewater Treatment Plant Design*. WPCF Manual of Practice N°8 et ASCE Manual on Engineering Practice n°36, préparé par : A. Joint Committee of the WPCF and the ASCE, Washington, D.C.

ANNEXE 1

Evaluation de t et G pour la région de décantation de l'unité réelle

Le temps de brassage dans un ensemble d'équipements (conduites, vannes ...) constituant une zone homogène de brassage à travers laquelle le fluide brassé s'écoule en régime permanent est égal au temps de résidence du fluide dans cette zone :

$$t = \frac{V}{Q} \tag{A1}$$

Le débit volumique de liqueur Q est connu et conservé dans toutes les sections d'écoulement de la zone de décantation. Le volume V de chaque zone a été évalué à partir des dimensions des conduites et réservoirs relevés sur les plans de l'usine.

Le gradient de vitesse G défini par l'équation (1) prend la forme suivante, en fonction de la puissance totale P dissipée dans la zone de brassage considérée.

$$G^2 = \frac{P}{V\mu} \tag{A2}$$

Il n'y a aucun apport d'énergie mécanique dans la partie de l'unité où a lieu la décantation et l'écoulement y est gravitationnel pur ; la puissance, totalement dissipée par friction entre deux sections d'écoulement 1 et 2 s'exprime donc simplement par l'équation de Bernouilli :

$$P = Q\Delta p = Q\rho g \left[\frac{u_1^2 - u_2^2}{2g} + \frac{p_1 - p_2}{\rho g} + (Z_1 - Z_2) \right] \tag{A3}$$

Les quantités u_1, p_1, Z_1 et u_2, p_2 et Z_2 sont des valeurs moyennes pour les deux sections d'écoulement considérées. On peut aussi exprimer la perte de charge dans un équipement ou un accessoire en fonction de son coefficient de résistance K.

$$\Delta p = \frac{K\rho v^2}{2} \tag{A4}$$

Dans ces conditions, la puissance dissipée par écoulement à travers une succession d'équipements peut être exprimée comme la somme des contributions de chaque équipement :

$$P = \frac{Q^3\rho}{2} \sum_i \frac{K_i}{S_i^2} \tag{A5}$$

Les caractéristiques des quatre zones de la partie de l'unité où a lieu la décantation sont résumées au tableau A1. Pour l'estimation de G dans les zones 1 et 3, on a calculé la perte de charge à l'aide de l'équation (A5). Pour l'estimation de G dans le réservoir de mélange éclair, on a calculé la perte de charge entre la surface libre de l'aérateur et la surface libre dans le réservoir ($u_1 \sim u_2$, $p_1 = p_2$, $\Delta p = \rho p = \rho g \Delta Z$). On en a ensuite soustrait la perte de charge entre les

points 1 et 2 (figure 2) déjà calculés. Comme il a été mentionné dans le texte, on n'a pas jugé bon de calculer une valeur moyenne de G dans les clarificateurs. Les principaux résultats sont rassemblés au tableau A2.

*Tableau A1.- Caractéristiques principales des zones de décantation**

	K	f
Zone 1 : Tuyauterie avant le RME		
1 restriction soudaine	0.5	
1 expansion soudaine	1.0	
1 vanne type papillon partiellement ouverte	45.5**	
3 coudes à 90°	30 f	0.15
3 coudes à 45°	16 f	0.15
Conduites (L = 76.2 m ; diamètre interne = 482 m)	f L/D	0.13
Zone 2 : Réservoir de mélange éclair (RME)		
Un réservoir cylindrique : ϕ = 3.6 m ; H = 4.87 m		
Zone 3 : Tuyauterie après le RME		
1 restriction soudaine	0.5	
1 expansion soudaine	1.0	
3 coudes à 90°	30 f	0.15
Conduites (L = 19.8 m ; diamètre interne = 381 m)	f L/D	0.13
Zone 4 : Clarificateurs		
Deux clarificateurs de même volume, V = 1 300 m^3		

* Les valeurs de paramètres K et f selon CRANE (1980) sauf pour la vanne papillon.
** Valeur fournie par le fabricant pour l'ouverture constante pendant les expériences.

Tableau A2.- Principaux paramètres et résultats des calculs de brassage

Paramètre	Zone de décantation			
	1	2	3	4
Q ($m^3.s^{-1}$)	0.20	0.20	0.10	0.10
V (m^3)	13.7	51.0	2.26	1300
t (s)	70	260	23	13000
Δρ (kPa)	28	74	32	-
G (s^{-1})	220	190	420	0

$\rho = 1000\ kg.m^{-3}$

$\mu = 8.0 \times 10^{-4}$ Pa.s

$g = 9.81\ m.s^{-2}$

ANNEXE 2

Evaluation du gradient de vitesse dans l'équipement de laboratoire

L'utilisation de l'équation (A2) permet de calculer le gradient de vitesse d'un fluide dans un bécher où le brassage est assuré par un agitateur. Selon la théorie de l'agitation (McCABE & SMITH, 1976) la puissance dissipée peut aussi se calculer par la relation suivante en fonction du nombre de puissance N_p :

$$P = N_p \, D_a^5 \, N^3 \qquad \text{(A6)}$$

Le nombre de puissance est une fonction de l'intensité de l'agitation ainsi que de la géométrie de l'agitateur et du contenant. Pour un ensemble agitateur - contenant donné, le nombre de puissance est une fonction du seul nombre de Reynolds (défini par l'équation (A7)) :

$$Re = \frac{D_a^2 N \rho}{\mu} \qquad \text{(A7)}$$

La relation empirique entre le nombre de puissance et le nombre de Reynolds pour le montage expérimental utilisé est donnée sous forme de graphique par le fabricant du banc d'agitation. Pour une vitesse d'agitation donnée, on peut donc calculer le nombre de Reynolds et en déduire graphiquement, le nombre de puissance N_p. Le gradient de vitesse G est alors calculé à l'aide des équations (A2) et (A6). Les principaux résultats sont présentés au tableau 3.