

ECOLE NATIONALE POLYTECHNIQUE

DEPARTEMENT : GENIE CHIMIQUE

PROJET DE FIN D'ETUDES

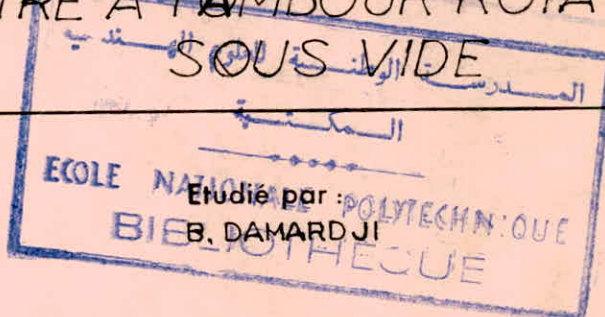
SUJET

SEPARATION SOLIDE LIQUIDE D'UNE
SOLUTION DE LIXIVIATION DU
MINERAL D'URANIUM D'ABANKOR

PARAMETRES DE FILTRATION SUR
FILTRE A TAMBOUR ROTATIF

SOUS VIDE

Proposé par :
A. LOUNIS
A. OULD KADDOUR



Dirigé par :
A. LOUNIS



PROMOTION : FEV. 84

Ce travail a été réalisé
au Commissariat aux Energies Nouvelles

Sous la Direction de Messieurs
A. LOUNIS (Assistant Chercheur)
et A. OULD-KADDOUR (Directeur
du Centre de Développement des
Matériaux.

Je tiens à exprimer ma respectueuse gratitude à Monsieur A. OULD-KADDOUR
Chargé de Recherche, de m'avoir accepté au Centre de Développement des Matériaux
et pour l'aide matérielle qu'il ma toujours accordée.

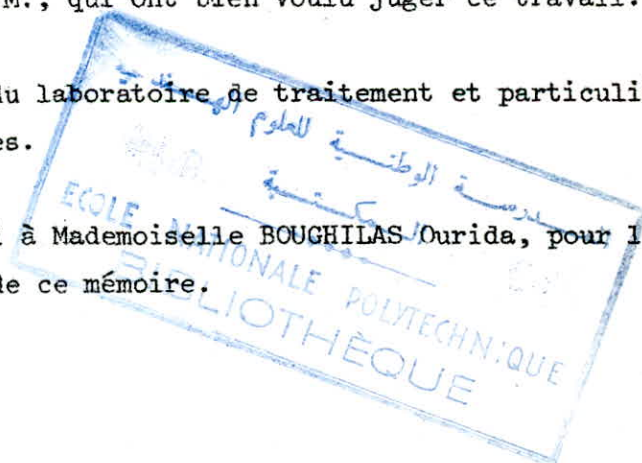
Que Monsieur A. LOUNIS trouve ici ma plus vive reconnaissance pour l'aide
bienveillante et de tout instant qu'il ma apportée les nombreux conseils et les
encouragements qu'il ma prodigués.

M. K. ALIA Chef de département Génie Chimique, Maitre de Conférence à
l'E.N.P.A. me fait l'honneur de présider le jury de cette thèse qu'elle me permet
de lui exprimer ma profonde gratitude.

J'adresse mes plus vifs remerciements à Monsieur AMANOVICH (Maitre de
Conférence à l'E.N.P.A.) et à Monsieur A.KEBIR Chargé de Recherche (Chef de
Laboratoire de Traitement au C.D.M., qui ont bien voulu juger ce travail.

Je remercie le personnel du laboratoire de traitement et particulièrement
Monsieur R. LARBI pour leurs aides.

Ma reconnaissance va aussi à Mademoiselle BOUGHILAS Ourida, pour l'effort
qu'elle a fourni dans la frappe de ce mémoire.



ecole nationale polytechnique
dep^t genie chimique

propose par: A. LOÛNIS
A. OULD KADOUR

Sujet:

separation solide-liquide d'une solution de
lixiviation du minerai d'uranium d'ABANKOR
parametres de filtration sur filtre à
tambour rotatif sous vide

étudié par: B. DAMARDJI

RESUME.

Cette étude consiste à déterminer les paramètres optimaux de filtration d'une solution de lixiviation. Les résultats obtenus à partir des essais au laboratoire nous ont permis d'effectuer un essai pilote sur un filtre à tambour rotatif.

This study is aimed at determining the optimum parameters of filtration for a solution. The results obtained on bench scale operations enabled us to carry out a pilot scale test on a drum filter.

محتوى هذه الدراسة عن تحديد أمثل عناصر لمحلول
خاص وقد سمحت لنا النتائج المحصل عليها بآء نجار تجرب
نموزجية عن مصفى أو مرشح تحت فراخ بشكل
طبل دائر.

S O M M A I R E

INTRODUCTION.

CHAPITRE I : LA TECHNOLOGIE DES FILTRES.

- I. - LES FILTRES D'EPURATION.
 - I.1. - Filtre à sable sous pression.
 - I.2. - Filtre à sable ouvert.

- II. - LES FILTRES A DEPOT DE GATEAU.
 - II.1. - Filtre à fonctionnement discontinu.
 - II.1.1. - Filtre presse.
 - II.1.2. - Filtre à enceinte sous pression.
 - II.2. - Filtre à fonctionnement continu.
 - II.2.1. - Filtre rotatif, à tambour, à cellules périphériques.
 - II.2.1.1. - Description de l'appareillage.
 - II.2.1.2. - Principe de fonctionnement.

CHAPITRE II : LA THEORIE DE LA FILTRATION.

- I. - DEFINITION ET EQUIVALENCE.
 - I.1. - La porosité.
 - I.2. - Vitesse dans les interstices.
 - I.3. - Diamètre équivalent pour le fluide.
 - I.4. - Diamètre équivalent pour la particule et facteur de forme
 - I.5. - Surface spécifique.

- II. - EXPRESSION DE LA PERTE DE CHARGE A TRAVERS UN LIT DE PARTICULES

- III. - RELATIONS GENERALES DE LA FILTRATION.
 - III.1. - Equation de base.
 - III.2. - Position du problème.
 - III.3. - Filtration à pression constante.

- III.3.1. - Calculs.
- III.3.2. - Influence de la résistance de la toile filtrante.
- III.3.3. - Détermination des constantes.
- III.4. - Calcul pour le filtre rotatif sous vide.
- III.5. - Lavage du gâteau.
- III.6. - Résistance du support.

IV. - AMELIORATION DE LA FILTRABILITE.

- IV.1. - Les flocculants.

CHAPITRE III: PREPARATION DE LA SUSPENSION.

CHAPITRE IV: ESSAIS DE LABORATOIRE.

I. - LES ESSAIS.

- I.1. - But.
- I.2. - Montage utilisé.
 - I.2.1. - Essai sur Büchner.
 - I.2.2. - Essai Dorr Oliver.
- I.3. - Conditions opératoires.
 - I.3.1. - Vitesse de rotation du tambour.
 - I.3.2. - Détermination de la perte de charge.
 - I.3.3. - Calcul des différents paramètres.
- I.4. - Résultats expérimentaux.
- I.5. - Exploitations des résultats.

II. - UTILISATION DES PARAMETRES.

- II.1. - Essai sur Büchner.
 - II.1.1. - Résultats expérimentaux.
 - II.1.2. - Exploitations des résultats.
- II.2. - Essai Dorr Oliver.
 - II.2.1. - Résultats expérimentaux.
 - II.2.2. - Exploitations des résultats.

III. - INFLUENCE DU DIAMETRE MOYEN DES PARTICULES.

III.1. - Expériences.

III.2. - Interprétations.

IV. - ETUDE DE LA COMPRESSIBILITE DU GATEAU.

V. - INFLUENCE DE LA TEMPRATURE.

V.1. - Résultats expérimentaux.

V.2. - Exploitation des resultats.

CHAPITRE V : ESSAI PILOTE.

CONCLUSION :

I N T R O D U C T I O N

La filtration est une opération physique de séparation solide - liquide qu'on rencontre à tous les niveaux du schéma de traitement du minerai d'uranium. En effet elle intervient après le broyage, la lixiviation et la précipitation.

La maîtrise de cette opération qui est la séparation solide-liquide est et demeure déterminante.

La connaissance parfaite des écoulements dans une conduite, les progrès enregistrés dans la technologie de la filtration ainsi que les problèmes de séparation rencontrés dans le domaine de l'énergie nucléaire ont permis aux nombreux investigateurs d'une part d'établir une spécification partielle pour chaque problème et d'autre part d'amenuiser les conséquences économiques facheuses d'une mauvaise séparation solide-liquide.

Néanmoins la diversité des caractéristiques des suspensions à traiter contraint le minéralurgiste à passer par les essais de laboratoire afin de choisir le type de filtre parmi la panoplie d'appareils à technologie différentes, existants actuellement.

Nous nous sommes particulièrement intéressé à la filtration de la pulpe obtenue au cours de la lixiviation acide du minerai d'Abankor.

Il est souvent difficile de réaliser l'extrapolation d'un essai de laboratoire à une filtration sur une unité pilote. A cet effet, les essais de laboratoire, conduits de manière à simuler les filtres horizontaux et les filtres à tambour, permettront de définir le type de filtre ainsi que les paramètres optimaux de cette opération.

L'interprétation des résultats obtenus dégagera les conditions d'un essai pilote qui achevera notre étude.

C.H.A.P.I.T.R.E.I.

LA TECHNOLOGIE DES FILTRES.

Les filtres peuvent être classés de différentes manières : selon la force d'écoulement, le mécanisme de filtration, la fonction ou le cycle opérationnel.

Néanmoins on peut distinguer deux grandes classes de filtres.

- les filtres d'épuration.
- Les filtres à dépôt de gâteau.

I. - LES FILTRES D'EPURATION.

Parmi tous les filtres d'épuration on ne présentera que les filtres à sable [1][2]

I.1- Filtre à sable sous pression.

Le plus simple est constitué d'un caisson au fond duquel on place une plaque perforée permettant l'écoulement du filtrat. Une première couche de gravier et une deuxième de sable remplissent le caisson. La figure N° 1 montre un filtre à sable sous pression utilisé par exemple pour le traitement d'eau de chaudière. Lorsque la couche de sable est saturée on effectue un lavage à contre-courant.

Ce type de filtre est utilisé lorsqu'on a à faire à une suspension dont les particules sont d'une part faciles à évacuer et d'autre part inutilisables. Il présente en outre l'avantage de traiter de grandes quantités ($5 \text{ à } 10 \text{ m}^3/\text{h/m}^2$) pour lesquelles le pourcentage de solide est faible.

I.2. - Filtre à sable ouvert.

Dans ce type de filtre le sable remplit des bassins ouverts en béton armé.

Ce type de filtre trouve son application dans l'épuration de l'eau nécessaire à la consommation ainsi que dans l'industrie du papier.

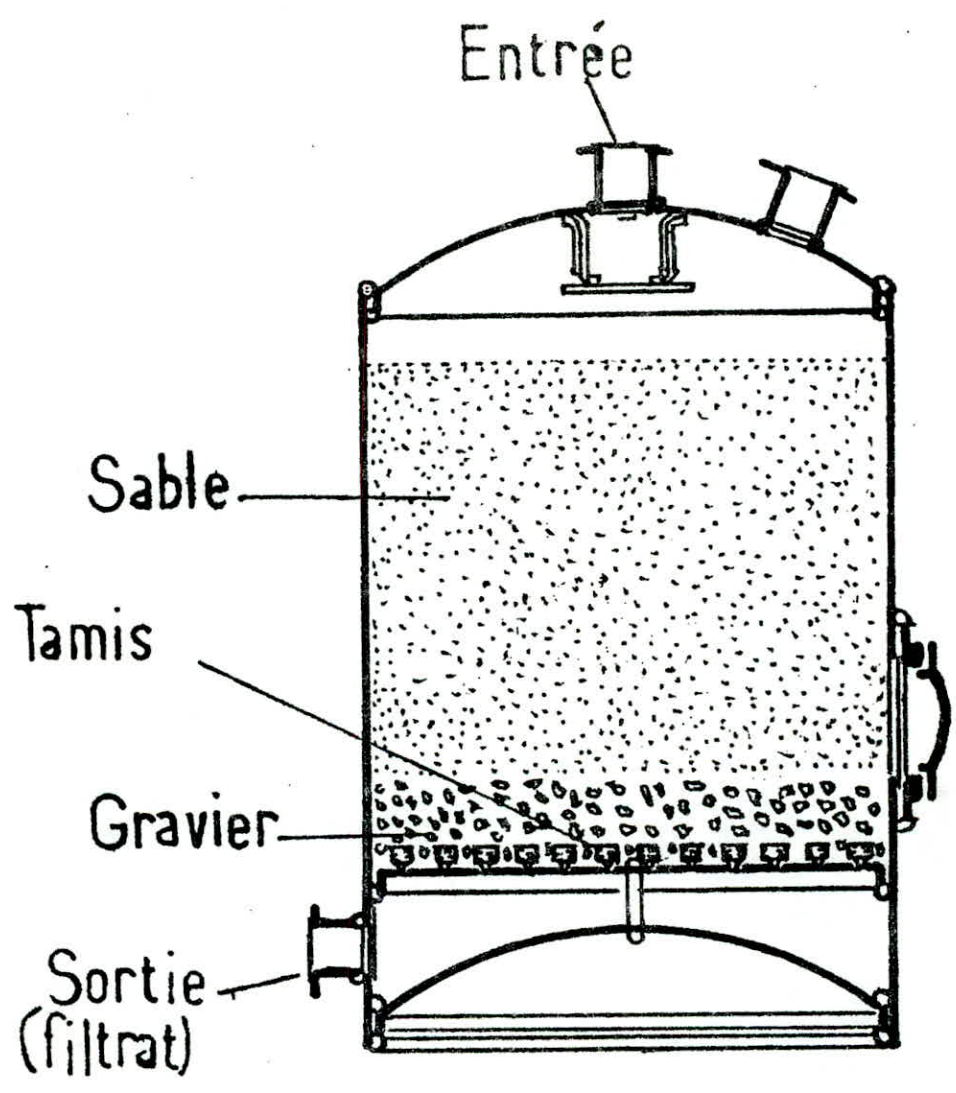


Fig 1 FILTRE A SABLE

II. LES FILTRES A DEPOT DE GATEAU.

Ces filtres traitent les suspensions riches en particules solides, sur la surface filtrante se forme un gâteau d'épaisseur croissante qui devient déterminant pour la vitesse de filtration.

L'opération peut se faire en discontinue ou en continue.

II.1. - Filtre à fonctionnement discontinu.

II.1.1. - Filtre presse.[2][3]

Ce type de filtre est constitué alternativement d'un plateau et d'un cache supportés par des rails. Avant la filtration le plateau extrême mobile est amené en butée contre le bloc des plateaux au moyen d'un verin hydraulique de manière à presser fortement l'ensemble et assurer une parfaite étanchéité.

Les plateaux sont pleins, mais présentent des cannelures verticales pour le drainage du liquide filtré.

Les cadres sont creux et maintiennent un écartement entre deux plateaux successifs donnant naissance à un volume par lequel on introduit la suspension.

Le filtrat traverse la toile posée sur les cadres, s'écoule par les rainures des plateaux et rejoint le collecteur d'évacuation.

Les particules retenues par la toile forment un gâteau dans l'espace compris entre deux plateaux.

Le filtre est alimenté jusqu'à ce que les cadres soient remplis de particules. Le déblocage du filtre ainsi que l'écartement des plateaux permettent l'évacuation du gâteau.

Il suffit de resserrer l'ensemble des éléments pour effectuer un nouveau cycle de filtration.

Ces appareils sont utilisés pour des liquides très chargés avec formation de gâteau devant être lavé et séché.

L'efficacité du lavage et de l'essorage dépendra de l'espacement des cadres.

La surface filtrante de ce type de filtre varie de quelques dm^2 (échelle laboratoire) à 400 m^2 (filtres industriels). fig 2

II.1.2. - Filtres à enceinte sous pression.

Ils sont constitués d'un certain nombre de plaques couvertes d'une toile filtrante et placées dans une calandre hermétique. La charge est introduite sous pression dans la calandre et le filtrat provenant des plaques est évacué dans un collecteur. Le gâteau qui s'accumule dans la calandre entre les plaques est décollé en insufflant du gaz comprimé entre les plaques.

Les filtres de ce type les plus souvent rencontrés sont :

- Le filtre KELLY
- Le filtre SWEETLAND.

II.2. - Filtre à fonctionnement continu.

Cette catégorie d'appareils regroupe : le filtre presse vertical continu, le filtre à tambour sous pression, le filtre statique Nutsche et les filtres rotatifs avec ou sans cellules périphériques.

Nous nous attarderons principalement sur le filtre rotatif à tambour comportant des cellules périphériques et fonctionnant sous vide.

Ce type de filtre, installé au laboratoire de traitement du Centre de Développement des Matériaux, fera l'objet d'une étude détaillée puisqu'il sera utilisé pour nos essais pilotes.

II.2.1 - Filtres sous vide, rotatif à tambour à cellules périphérique[2][4] (voir schéma).

- | | | |
|---------------------|------------------------|-------------------|
| ① plaque | ⑤ alimentation | |
| ② cadre | ⑥ } canalisations pour | |
| ③ surface filtrante | | ⑦ } filtrat et |
| ④ gâteau | | ⑧ } eau de lavage |

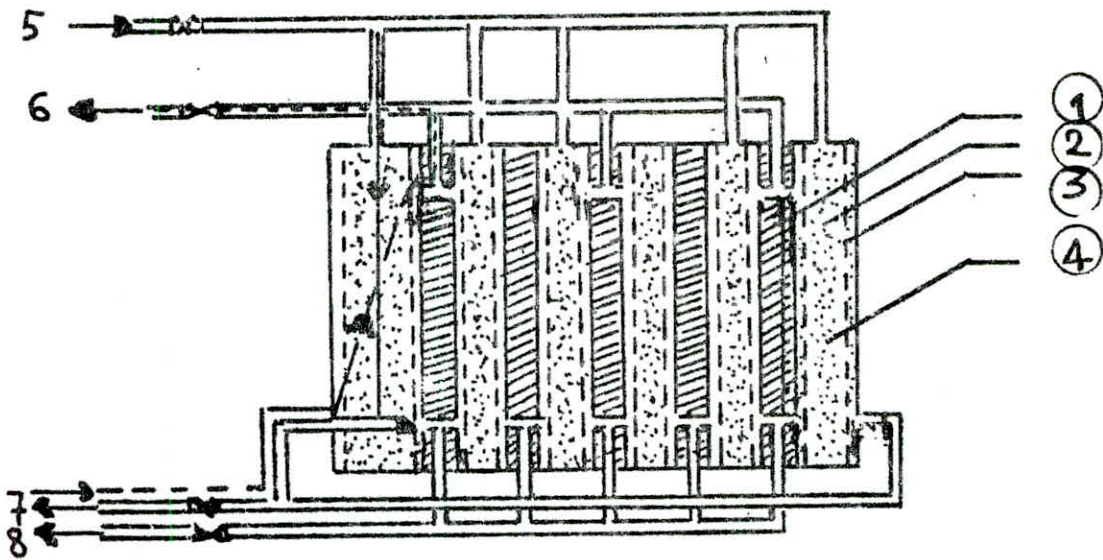


FIG2 FILTRE PRESSE

II.2.1. - Filtre rotatif à tambour, à cellules périphériques (Annexe 1)

II.2.1.1. - Description de l'appareillage.

Le premier filtre rotatif construit en 1906 porte le nom de " Filtre OLIVER ". Depuis tous les filtres rotatifs ont été conçus sur le principe Oliver [1].

Le tambour composé de compartiments indépendants est revêtu d'une toile filtrante tendue sur un treillis.

Chaque compartiment comporte plusieurs cellules reliées à une valve grâce à une araignée de tuyauteries. La valve distributrice communique avec une pompe à vide par l'intermédiaire du ballon de séparation du filtrat et avec un compresseur.

Un oscillateur mélange la suspension à filtrer qui se trouve dans le bac d'alimentation où le tambour est partiellement immergé.

Un régulateur de vitesse fixe la rotation du tambour.

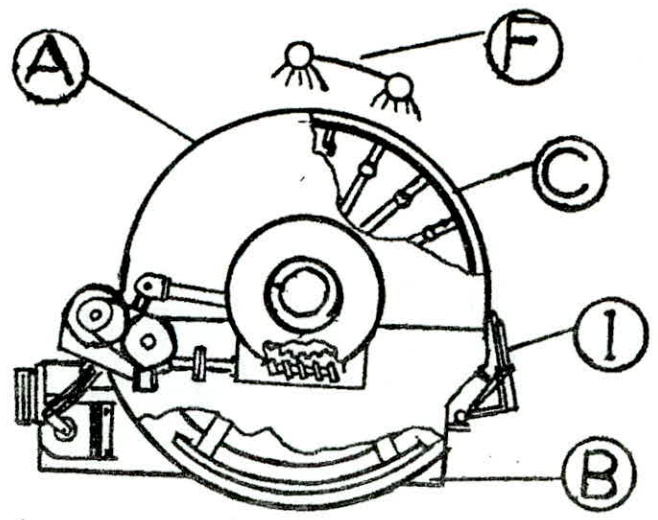
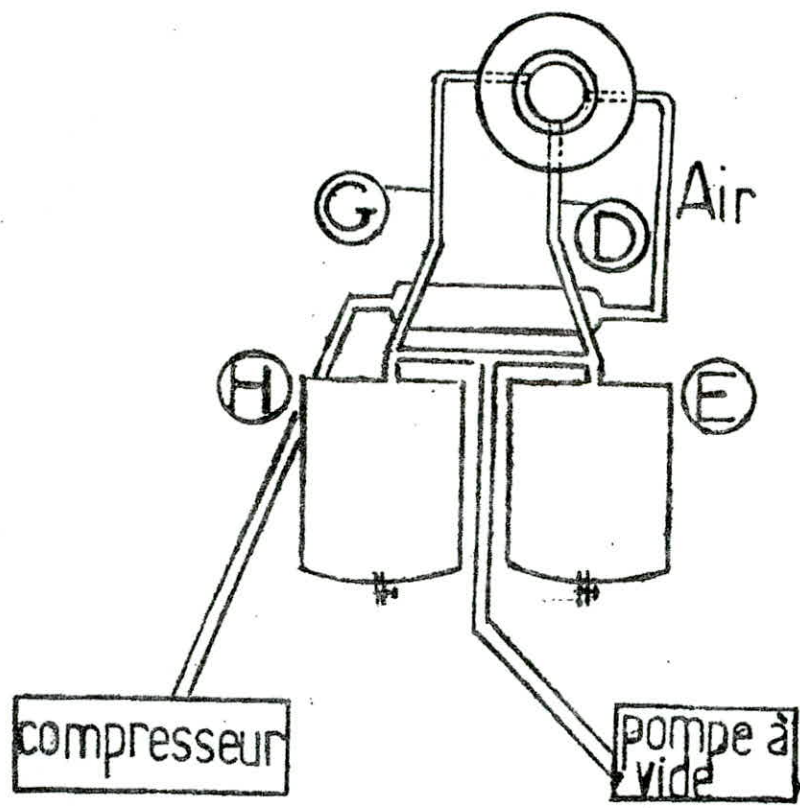
Deux bacs de capacité 30 litres reçoivent le filtrat et le liquide de lavage.

II.2.2.1.2. - Principe de fonctionnement (figure N° 3).

Pendant la rotation du tambour (A) les cellules sont immergées à tour de rôle dans l'auge (B). Nous allons suivre le cycle complet effectué par une section.

Quand le tambour tourne une section est immergée et, sous l'action du vide le liquide traverse la toile filtrante (C). Les particules se déposent en gâteau sur la toile et le filtrat passe par (D) pour être stocké dans le bac (E).

Le tambour continuant sa rotation, le gâteau émerge et reste maintenu à la surface sous l'action de la dépression régnant dans ce secteur.



- A. Le tambour
- B. L'auge
- C. La toile filtrante
- D. Sortie du filtrat
- E. Bac du filtrat
- F. L'arrosoir
- G. Sortie d'eau de lavage
- H. Bac d'eau de lavage
- I. Racleur.

Fig 3 FILTRE A TAMBOUR SOUS VIDE

L'arrosoir (F) assure le lavage en pulvérisant à la surface du gâteau un liquide approprié (eau acidulée). L'eau de lavage passe par (G) pour être reçue dans le deuxième bac (H).

Les cellules sortent ensuite de la zone de lavage et l'action du vide continuant, l'air aspiré au travers du gâteau entraîne une grande partie du liquide d'imprégnation. Lorsque le compartiment se présente devant le couteau racleur (I) l'action du vide cesse et la valve distributrice envoie de l'air comprimé à contre courant facilitant le décollage du gâteau.

C H A P I T R E II.

LA THEORIE DE LA FILTRATION.

L'écoulement des fluides à travers les milieux granulaires trouve son application dans de nombreux domaines : filtration d'un liquide contenant des particules solides, réaction chimique où le réactif trouve un lit de catalyseur, contacts liquide-vapeur à travers les garnissages de colonnes de distillation ou d'absorption.

La connaissance et l'expérience acquises dans le domaine de l'écoulement des fluides dans les tubes a permis aux nombreux chercheurs d'établir une équivalence entre l'hydrodynamique dans les conduites et ce qui se passe dans les poroïds d'un milieu granulaire. Nous commencerons donc par définir ces équivalences.

I. - DEFINITIONS ET EQUIVALENCES [3]

I.1. - La porosité (coefficient de vide)

C'est le rapport du volume des interstices au volume total du lit. On note ce facteur par ϵ .

La valeur du coefficient de vide est fonction de la dimension moyenne des particules, de leur forme, de leur état de surface ainsi que de la façon dont on remplit le récipient (placement régulier ou au hasard).

Si V est le volume du lit et V_p celui des particules on a :

$$\epsilon = \frac{V - V_p}{V} \quad (1)$$

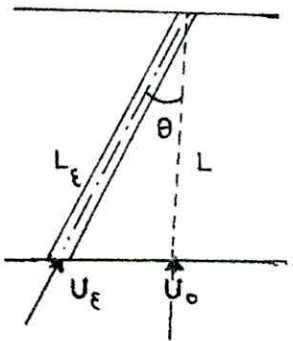
Considerons un lit cylindrique de section S et de hauteur L ; si on note S_p la surface occupée par les particules dans une section moyenne on a alors :

$$\epsilon = \frac{SL - S_p L}{SL} = \frac{S - S_p}{S} \quad (2)$$

1.2. - Vitesse dans les interstices.

Modèle géométrique de KORENY : Il suppose que les pores sont cylindriques et pose deux hypothèses :

- Volume du vide = volume des pores.
- surface du solide = surface de tous les pores.



$$\frac{L_\epsilon}{L} = \frac{1}{\cos \theta} = T \text{ coefficient de tortuosité}$$

U_0 : vitesse débitante moyenne en fût vide

U_ϵ : vitesse moyenne dans les pores.

Dans une conduite cylindrique de section A le débit Q s'écrit :

$$Q = U_0 \cdot A$$

Pour un lit de particules $Q = (U_\epsilon \cos \theta) \cdot A \cdot \epsilon$

$$\text{d'où on tire } U_\epsilon = \frac{U_0}{\epsilon \cdot \cos \theta}$$

1.3. - Diamètre équivalent pour le fluide.

Soient : D_p le diamètre des particules que nous supposons sphériques
 n la densité de remplissage, c'est à dire le nombre de sphères
 par unité de volume du lit.

Le volume occupé par un lit de volume $V = S \cdot L$ s'écrit :

$$V(1-\epsilon) = \frac{n \cdot V \cdot n \cdot D_p^3}{6} \quad \text{où } n \text{ est égal à } \frac{6(1-\epsilon)}{\pi D_p^3}$$

La surface totale des sphères est $\pi D_p^2 n \cdot S.L.$ et le volume du vide est $\epsilon S.L.$

On peut ainsi définir un diamètre équivalent du passage du fluide entre les particules sphériques.

$$D_e = \frac{4 \cdot \text{section}}{\text{périmètre mouillé}} = \frac{4 \text{ volume du vide}}{\text{surface mouillée}} = \frac{4 \cdot \epsilon \cdot S.L.}{\pi D_p^2 \cdot n \cdot S.L.} = \frac{4 \epsilon}{\pi D_p^2 \cdot n}$$

En remplaçant n par sa valeur nous obtenons.

$$D_e = \frac{4 \cdot \epsilon \cdot \pi \cdot D_p^3}{\pi D_p^2 \cdot 6(1-\epsilon)} = \frac{2 \cdot \epsilon \cdot D_p}{3(1-\epsilon)} \quad (9)$$

I.4. - Diamètre équivalent et facteur de forme.

Soient V_p et A_p le volume et la surface d'une particule que nous supposons de forme quelconque.

A_s la surface de la sphère ayant un volume égal à V_p

On définit alors un facteur de forme γ égal à :

$$\gamma = \frac{A_s}{A_p} < 1 \quad (10)$$

Le diamètre équivalent D_p' de particule est donné par :

$$V_p = \frac{A_s V_p}{6} = \frac{A_p D_p}{6} = \frac{A_p D_p'}{6}$$

$$\text{d'où } D'_p = \gamma_s D_p = \gamma \left(\frac{6V_p}{\Pi} \right)^{\frac{1}{3}} = \frac{6V_p}{A_p} \quad (11) \quad \text{et } \gamma = \frac{6V_p}{A_p} \left(\frac{\Pi}{6V_p} \right)^{\frac{1}{3}} = 4,84 \frac{V_p^{\frac{2}{3}}}{A_p} \quad (12)$$

Le diamètre équivalent pour le fluide s'écrit alors

$$D_e = \frac{2}{3} \left(\frac{\epsilon}{1-\epsilon} \right) \gamma D_p \quad (13)$$

I.5. - Surface spécifique.

On définit aussi la surface spécifique de la particule; c'est le rapport entre la surface A_p de cette particule à son volume

$$S_o = \frac{A_p}{V_p} \quad (14)$$

$$\text{d'où } D_p = \frac{6}{S_o} \gamma^{-1} \quad (15)$$

II. - EXPRESSION DE LA PERTE DE CHARGE A TRAVERS UN LIT DE PARTICULES.

Dans une conduite pour un fluide incompressible, l'expression de la perte de charge s'écrit :

$$(16) \quad \Delta P = \frac{f u^2 \rho L}{D} \quad f : \text{coefficient de friction} = P_a(\text{Re})^{-d}$$

$$R_e : \text{nombre de Reynolds} = \frac{uD_s \rho}{\eta}$$

$$(17) \quad \Delta P = k \left(\frac{\eta}{uD_s \rho} \right)^d \frac{u^2 \rho L}{D_s} \quad \rho : \text{masse volumique}$$

En utilisant les définitions et les équivalences établies précédemment l'expression de la perte de charge à travers un milieu poreux s'écrit :

$$\Delta P = k \left(\frac{\eta}{U_\epsilon D_e \rho} \right)^d \frac{U_\epsilon^2 \rho L \epsilon}{D_e} \quad (18)$$

remplaçons u_ϵ, L_ϵ et D_e par leurs valeurs données par (5), (6) et (9)

il vient

$$\Delta P = k \left(\frac{3}{2} \cos\theta \frac{\eta \cdot 1 - \epsilon}{U_0 \rho \gamma D_p} \right)^d \left(\frac{3}{2 \cos^3 \theta} \cdot \frac{1 - \epsilon}{\epsilon^3} \cdot \frac{U_0^2 \rho L}{\gamma D_p} \right) \quad (19)$$

En regroupant les coefficients numériques ainsi que les $\cos\theta$ on peut définir un coefficient de friction modifié f' .

$$f' = k \left(\frac{3}{2} \cos\theta \right)^d \frac{3}{2 \cos^3 \theta} \left(\frac{\eta}{U_0 \rho \gamma D_p} \right)^d = k' (R'_e)^{-d}$$

Le nombre de Reynolds modifié s'écrit

$$R'_e = \frac{U_0 D_p \rho}{\eta} = \frac{G \cdot D_p}{\eta}$$

où G est la vitesse massique u_0

$$\Delta P = f' \left(\frac{1 - \epsilon}{\gamma} \right)^{1+d} \frac{G^2 L}{\epsilon^3 \rho D_p} \quad (20)$$

La perte de charge s'écrit

III. - RELATIONS GENERALES DE LA FILTRATION. [1] [3] [4]

III.1. - Ecoulement laminaire (Etablissement de l'équation de base).

Les vitesses absolues de filtration sont toujours très faibles et l'expérience montre que le fluide s'écoule en régime laminaire dans les pores.

Pour ce type d'écoulement $k = 32$ et $d = 1$ le coefficient k' devient

$$k' = 32 \left(\frac{3}{2} \right)^2 \cos^{-2\theta} = \frac{72}{\cos^2 \theta}$$

$$\Delta P = k' \left(\frac{D_p G}{\eta} \right)^{-1} \left(\frac{1-\epsilon}{\gamma} \right)^2 \frac{G^2 L}{\epsilon^3 \rho D_p} = k' \frac{(1-\epsilon)^2}{\epsilon^3} \frac{G \cdot L \cdot \eta}{\rho D_p^2} \quad 14.$$

$$\Delta P = k' \frac{(1-\epsilon)^2}{\epsilon^3} \frac{u \cdot L \cdot \eta}{D_p^2} \quad (21)$$

La substitution de l'équation (15) donne $\Delta P = \frac{k'}{36\gamma^2} \frac{(1-\epsilon)^2}{\epsilon^3} S_0^2 \eta \cdot u \cdot L = K \cdot \eta \cdot u \cdot L$

K est une constante caractéristique du gâteau

$$(23) \quad \frac{1}{K} = B = \frac{36\gamma^2}{k'} \cdot \frac{1}{S_0^2} \cdot \frac{\epsilon^3}{(1-\epsilon)^2} \quad \text{est appelée perméabilité de la couche et a la dimension } L^2.$$

Elle devrait donc se mesurer en unité de surface.

pratiquement on utilisera le darcy ($1 \text{darcy} = 9,8 \cdot 10^{-13} \text{ m}^2$).

C'est la perméabilité d'un cube poreux de 1cm de côté traversé par un liquide de viscosité $10^{-3} \text{ Pa} \cdot \text{s}$ (sensiblement celle de l'eau à 20°C) avec une vitesse de 1 cm/s ($1 \text{ cm}^3/\text{s}$) la perte de charge étant de 1 atm.

l'équation (23) peut s'écrire $B = \frac{\epsilon^3}{h_K \cdot S_0^2 (1-\epsilon)^2} \quad (24)$

$$(25) \quad h_K = \frac{k'}{36\gamma^2}$$

est appelée constante de Kozeny

Selon la valeur admise pour θ le coefficient k' varie légèrement

. Carman adopte $\theta = 45^\circ$ ce qui donne $k' = \frac{72}{0,707} = 144$

. Reboux propose $k' = 180$ (θ légèrement inférieur à 51°)

. Le bureau of mines préconise $k' = 200$ (θ supérieur à 53°)

Koreny a vérifié que pour des particules isométriques pour lesquelles la porosité varie de 0,3 à 0,6, h_k gardait une valeur sensiblement constante de l'ordre de 4 à 5.

En combinant les équations 22, 23 et 24 nous obtenons

$$U = \frac{B \cdot \Delta P}{\eta \cdot L} \quad (26)$$

Cette formule sera valable pour tout écoulement d'un fluide seul dans le gâteau si le régime est laminaire.

Soient, V le volume de filtrat et A la surface filtrante la vitesse peut s'écrire

$$U = \frac{1}{A} \cdot \frac{dV}{dt} \quad (27)$$

. En égalant les équations 26 et 27 il vient :

$$\frac{1}{A} \frac{dV}{dt} = \frac{B \cdot \Delta P}{\eta \cdot L} \quad (28)$$

III.2. - Position du problème

Dans la pratique trois questions principales se posent

a) Quel est le volume du filtrat obtenu au bout d'un temps déterminé ?

(la conception du filtre et les conditions opératoires étant connues).

b) Pour un temps fixé quel est le volume de la solution de lavage qu'on peut faire passer à travers le gâteau?

- c) Quelle est la relation entre le volume de la solution de lavage et la quantité de soluté récupéré au cours de cette opération de lavage ?

Théoriquement il est difficile de répondre à ces questions, en raison de la variété des boues à filtrer qui présentent des caractéristiques différentes.

Moyennant des hypothèses, les essais de laboratoire nous permettent de cerner le problème, de définir les différents paramètres et enfin d'exploiter les résultats en vue d'optimiser l'opération.

III.3. - Filtration à pression constante.

III.1. - Calculs.

L'épaisseur du gâteau qui initialement est nulle, augmente au cours de la filtration.

On utilisera donc l'équation différentielle donnant le taux de filtration à chaque instant. (équation 28).

A pression constante la relation entre le volume et le temps est obtenue par intégration. Il est donc nécessaire d'établir une relation entre l'épaisseur du gâteau et le volume du filtrat. Cette relation est obtenue en faisant un bilan matière sur la masse du solide.

. Masse de solide dans le gâteau = masse de solide dans la suspension.

$$(1 - \epsilon) L.A. \rho_s = \frac{(V + \epsilon.L.A.) \cdot \rho \cdot x}{1 - x} \quad (29)$$

- ϵ porosité du gâteau.
- ϵLA volume de liquide retenu dans le gâteau
- x fraction en masse de solide dans la suspension
- ρ masse volumique du filtrat
- ρ_s masse volumique du solide.

De l'équation 29 on tire L.

$$L = \frac{V \rho x}{A (\rho_s (1-x) (1-\epsilon) - \epsilon \rho x)} \quad (30)$$

substituant les expressions de B et L dans l'équation 28

$$\frac{dV}{dt} = \frac{36 \gamma^2}{k'} \frac{\epsilon^3}{(1-\epsilon)^2} \frac{1}{S_0^2} \cdot \frac{A^2 (\rho_s (1-x) (1-\epsilon) - \epsilon \rho x) \cdot \Delta P}{V \rho x \eta} \quad (31)$$

L'équation (31) met en évidence les facteurs qui influent sur le taux de filtration et en particulier l'importance de la porosité et de la surface spécifique.

L'équation (31) est souvent utilisée sous une autre forme.

$$\frac{dV}{dt} = \frac{A^2 (1-mx) \cdot \Delta P}{V \rho x \eta \alpha} \quad (32)$$

m représente le coefficient d'humidité

$$m = \frac{LA ((1-\epsilon) \rho_s + \epsilon \cdot \rho)}{LA (1-\epsilon) \rho_s} = \frac{(1-\epsilon) \rho_s + \epsilon \cdot \rho}{(1-\epsilon) \rho_s}$$

$$1-mx = \frac{\rho_s (1-\epsilon) (1-x) - \epsilon \rho x}{(1-\epsilon) \rho_s}$$

$$\alpha = \frac{k'}{36 \gamma^2} \frac{(1-\epsilon) S_0^2}{\epsilon^3 \rho_s}$$

représente la résistance spécifique du gâteau.

L'identification avec l'équation (23) nous permet d'écrire.

$$\alpha = \frac{1}{B \int_S (1-\epsilon)} \quad (33) \quad \alpha \text{ a la dimension } LM^{-1}$$

III.3.2. - Cas où l'on tient compte de la résistance de la toile filtrante (ΔP constant)

Les équations (31) et (32) sont généralement modifiées puisque la différence de pression à travers le gâteau ne peut pas être mesurée directement. La perte de charge convenablement mesurée est celle qui existe entre l'entrée de la suspension et la sortie du filtrat.

Dans ce cas, à la résistance du gâteau il faut ajouter celles de la toile filtrante et des lignes de décharges

Dans la plupart des cas on tient compte uniquement de la résistance de la toile cette dernière n'étant pas toujours négligeable.

Cette résistance additionnelle peut être considérée comme étant équivalente à une résistance offerte par un poids fictif du gâteau d'épaisseur L_f [5] en notant par V_f le volume qui correspond à ce poids fictif l'équation (30) devient :

$$L+L_f = \frac{(V + V_f) \rho x}{A (\rho_s (1-x)(1-\epsilon) - \epsilon \rho x)} \quad (34)$$

L'équation (31) s'écrit alors.

$$\frac{d(V+V_f)}{dt} = \frac{36 \gamma^2}{k'} \cdot \frac{\epsilon^3}{(1-\epsilon)^2} \cdot \frac{1}{S_0^2} \cdot \frac{A^2 (\rho_s (1-x)(1-\epsilon) - \epsilon \rho x) \Delta P}{(V + V_f) \rho x \eta} \quad (35)$$

de même (32) s'écrit

$$\frac{d(V+V_f)}{dt} = \frac{A^2 (1-mx) \cdot \Delta P}{(V+V_f) \rho x \eta \alpha} \quad (36)$$

Les équations (35) et (36) peuvent être intégrées pour une pression constante il suffit d'établir les conditions aux limites.

B.F. RUTH et ses collaborateurs (6) donnent la forme intégrée suivante :

$$(V + V_f)^2 = C (t + t_f) \quad (37)$$

où t_f est le temps nécessaire pour former le gâteau fictif qui va représenter la résistance du milieu filtrant,

et
$$C = \frac{2A^2(1-mx)}{\rho \times \eta \alpha} \cdot \Delta P$$

III.3.3. - DETERMINATION DES CONSTANTES.

V_f , t_f et C peuvent être déterminées expérimentalement en suivant le volume du filtrat en fonction du temps t à une pression donnée constante).

La différenciation de l'équation (37) donne

$$\frac{dt}{dV} = \frac{2 \cdot V}{C} + \frac{2 V_f}{C} \quad (38)$$

Pour une filtration à pression constante, c'est à dire à ΔP constant, et en supposant tous les autres termes également constants l'intégration de l'équation conduit à :

$$\frac{t}{V} = \frac{V}{C} + \frac{2V_f}{C} \quad (39)$$

Nous voyons que si on porte t en fonction de V on obtient une droite dont l'ordonnée à l'origine et la pente permettront de calculer les constantes.

Le problème ainsi posé apparait facile à résoudre, mais dans la plupart des cas il n'est pas conseillé de faire cette simplification.

Notons aussi que d'une part la difficulté de définir le temps zero de l'essai et d'autre part la variation de pression observée au cours des premiers instants de la filtration conduisent souvent à des ordonnées à l'origine aberrantes.

Pour cela à partir des résultats expérimentaux la dépendance fonctionnelle de t et V est établie par la forme de la fonction $V = f(t)$, soit à partir des considérations théoriques soit sur la base de l'allure de la disposition sur le plan de coordonnées des points correspondants aux valeurs expérimentales.

La forme de l'équation étant adoptée il reste à déterminer les paramètres C et V_f de sorte que la fonction décrira de la meilleure façon possible le processus.

On utilise alors la méthode des moindres carres.

Le développement de l'équation (37) donne :

$$V_i^2 + 2V_f V_i + V_f^2 = C t_i + C t_f$$

$$V_i^2 + 2V_f V_i - C t_i = C t_f - V_f^2$$

$$V_i^2 + 2V_f V_i - C t_i = E_j$$

avec $E_i = Ct_f - V_f^2 \neq 0$ erreur commise lors de la manipulation.

$$E_i^2 = (V_i^2 + 2V_f V_i - Ct_i)^2$$

$$\sum_i^n E_i^2 = \sum_i^n (V_i^2 + 2V_f V_i - Ct_i)^2$$

Le problème revient à trouver les valeurs de V_f et C pour lesquelles le carré de la différence établie précédemment, admet un minimum c'est à dire

$$\frac{\partial E_i^2}{\partial V_f} = 0 \quad \text{et} \quad \frac{\partial E_i^2}{\partial C} = 0$$

Le calcul donne :

$$\frac{\partial E_i^2}{\partial V_f} = \sum_i^n (V_i^3 + 2V_f V_i^2 - Ct_i V_i) = 0$$

$$\frac{\partial E_i^2}{\partial C} = \sum_i^n (V_i^2 t_i + 2V_f V_i t_i - Ct_i^2) = 0$$

La résolution du système suivant permettra de déterminer V_f et C

$$\sum_{i=1}^n V_i^3 + (2 \sum_{i=1}^n V_i^2) V_f - \sum_{i=1}^n t_i V_i) C = 0$$

$$\sum_{i=1}^n V_i^2 t_i + (2 \sum_{i=1}^n V_i t_i) V_f - (\sum_{i=1}^n t_i^2) C = 0$$

III.4. - Résistance du support.

En explicitant l'équation (37) on peut écrire

$$\left(\frac{V + A.R_s}{\alpha W} \right)^2 = \frac{2\Delta P.A^2}{\eta \alpha W} \left(t + \frac{\eta R_s^2}{2 \Delta P. \alpha. W} \right)$$

où $W = \frac{\rho x}{1-mx}$; la résistance du support R_s est égale à $\frac{\alpha \rho x}{A(1-mx)} \cdot V_f$

III.5. - Calcul pour le filtre rotatif sous vide (2) (4)

Deux hypothèses doivent être posées :

1) En toute rigueur il faut tenir compte de l'épaisseur du gâteau qui majore légèrement la surface filtrante. Nous en tiendrons pas compte puisque l'épaisseur du gâteau est faible vis à vis du diamètre du tambour.

2) On néglige la pression hydrostatique correspondant à l'enfoncement du tambour dans la suspension. Cette pression vient en réalité s'ajouter à la valeur du vide.

En intégrant l'équation (38) on obtient :

$$t = \frac{V^2}{C} + \frac{2Vf}{C} \cdot V \quad (39)$$

Le volume recueilli est donné en fonction du temps pas la solution de l'équation (39).

$$V = (V_f^2 + Ct)^{1/2} - V_f \quad (40)$$

Soit $\psi = \frac{\theta}{2 \pi}$ la fraction de la surface totale A du tambour immergé

si N est la vitesse de rotation du tambour, un point queleconque de la périphérie du tambour reste immergé pendant un temps $t = \frac{\psi}{N}$

En remplaçant t par sa valeur dans l'équation (40) on obtient le volume du filtrat recueilli par tour

$$V_{tr} = (V_f^2 + C \psi / N)^{1/2} - V_f \quad (41)$$

Le plus souvent on raisonnera sur le débit $q = NV_{tr}$. On en déduit à partir de l'équation (41) la relation suivante

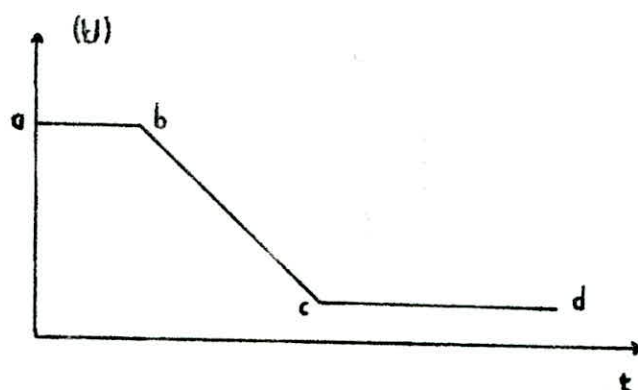
$$\frac{1}{q} = \frac{1}{C\psi} \cdot \frac{q}{N} + \frac{2Vf}{C\psi} \quad (42)$$

III.5. - Lavage du gâteau. [7]

Avant l'essorage une opération de lavage doit être effectuée. En effet, il faut d'une part déplacer le volume du filtrat retenu dans le gâteau et d'autre par récupérer le maximum de soluté avec le liquide de lavage.

Le débit et le volume nécessaire pour éliminer le soluté qui reste dans le gâteau sont des paramètres importants.

Le volume de liquide nécessaire au lavage est relié à la concentration du soluté et au temps comme le montre la figure suivante



Le segment ab correspond au volume de filtrat qui est resté, appelé taux de déplacement.

Le volume du liquide de lavage pour un déplacement donné est égal au volume du filtrat qui reste dans le gâteau. C'est à dire $\epsilon.A.L.$

La deuxième portion bc est caractérisée par une baisse rapide de la concentration de soluté dans l'effluent.

Le palier cd indique que la concentration du soluté est constante donc le lavage doit être arrêté.

L'équation (38) s'écrit :

$$\frac{dV}{dt} = \frac{C}{2(V+2V_f)} \quad (43)$$

L'équation (43) représente non seulement le taux de filtration, mais aussi le taux d'écoulement de l'eau de lavage à condition que le lavage soit effectué à la même pression (différence de pression) que celle de la filtration. La quantité d'eau de lavage qui ne peut être convenablement calculée est déterminée par des essais au laboratoire.

IV.1. - Les flocculants.

Si les particules de la suspension sont très fines donc difficilement filtrables il pourra être intéressant de les faire flocculer avant filtration.

L'addition de flocculant à la suspension donne en effet naissance à des flocons assez volumineux formés par l'agglomération de petites particules.

On observera en général une ~~m~~le^{ur} amélioration de la filtrabilité du produit et de la clarté du filtrat.

Leur mode d'action est relativement complexe. Leur efficacité dépendra de plusieurs facteurs liés principalement.

- à la suspension à traiter
 - nature du solide
 - pH
 - concentration de la suspension
- à l'utilisation de l'installation
 - vitesse de séparation désirée
 - clarté du liquide
- à l'utilisation de flocculant
 - dose
 - point d'injection.

Dans le commerce on rencontre des polyélectrolytes, des hydrates de carbone et des polymères soit anioniques soit cationiques.

Pour notre étude les flocculants FLOERGER fournis par SNF seront utilisés ce sont des homo ou des copolymères synthétiques solubles dans l'eau de très hauts poids moléculaires dérivant principalement de l'acrylamide.

Le taux de groupement anionique (flocculant FA) ou cationiques (flocculant FO) rend chaque produit spécifique pour un type de séparation solide-liquide.

Dans notre cas précis qui concerne la filtration d'une pulpe obtenue par lixiviation acide du minerai d'abankor nous testerons les flocculants FA 10 et FA 208 recommandés par FLOERGER pour ce type de séparation. [8]

C H A P I T R E III.

PREPARATION DE LA SUSPENSION.

Dans le traitement hydrométallurgique, les opérations classiques (lixiviation, extraction par solvant et précipitation) dépendent de plusieurs facteurs tels que la nature du réactif, sa concentration, la cinétique de la réaction et la taille des particules etc...

Dans le cadre de la lixiviation conventionnelle, l'acide sulfurique est le réactif de choix.

Les essais de lixiviation acide ont démontré que le minerai de Timgaouine était un grand consommateur d'acide, ce qui s'explique par la teneur élevée en carbonate et en dolomie dans le minerai. Par contre plus de 90 % d'uranium a été extrait du minerai d'Abankor

I. - Préparation physique.

I.1. - Concassage.

Le minerai, sous forme de blocs, est réduit en " gravier " de 0,5 à 1 cm dans un concasseur à mâchoires.

I.2. - Broyage.

Deux types de broyeurs ont été utilisés. Le produit obtenu dans un broyeur à broches est repris dans un broyeur à boulets.

I.3. - Tamisage.

Le rendement de lixiviation augmente avec la finesse de monture suite à l'accroissement de la surface d'attaque.

Si l'agitation est mécanique au cours de lixiviation on aura tout intérêt à avoir de fines particules pour permettre leur maintien en suspension

Les résultats de plusieurs travaux [9][10] démontrent qu'un bon rendement est obtenu avec une granulométrie comprise entre 175 et 400 microns.

II. - Lixiviation.

Les conditions opératoires recommandées pour une lixiviation conventionnelle sont les suivantes :

Minerai	:	Abankor
Granulométrie	:	175 - 250 microns
Acide	:	H ₂ SO ₄
Concentration de l'acide	:	1 M
Rapport liquide-solide	:	2
Oxydant	:	KClO ₃ 4Kg/T de minerai
Température	:	60°C
Temps de lixiviation	:	6 heures

III. - Caractéristique physiques des grains.

Diamètre moyen des particules (microns)	:	250	175
Porosité	:	0,304	0,291
Masse volumique (g/cm ³)	:	1,315	1,322

IV. - Caractéristique de la solution obtenue.

Masse volumique (g/cm ³)	:	1,048
Viscosité (P _i)	:	1,781.10 ⁻²
Concentration U (mg/l)	:	1,74 g/l
Rendement de lixiviation:	:	94%

C H A P I T R E IV.

ESSAIS DE LABORATOIRE.

Les essais de laboratoire d'une part et l'application des équations établies dans le chapitre II d'autre part, permettent de prévoir les conditions opératoires d'une filtration à grande échelle.

Les résultats obtenus au cours d'essais simples ^{ainsi} que leur exploitation sont importants pour estimer le dimensionnement, le cycle opérationnel et le type de filtre à employer.

I. - LES ESSAIS. [11]

I.1. - But.

Les essais de laboratoire ont été effectués afin de prévoir la performance des filtres à tambour ou à bande.

Tous les tests ont été menés suivant des conditions qui permettent de simuler le fonctionnement de ces filtres.

Le cycle continu comprend quatre périodes :

- La formation du gâteau.
- Le lavage.
- L'essorage.
- Le déchargement du gâteau.

Signalons une fois de plus que deux types de flocculants seront utilisés à différentes doses. (Le FA 10 et le FA 208).

I.2. - Montage utilisé.

1.2.1. - Essai sur büchner Figure N°4

- Un agitateur assure le mélange de la suspension flocculée.
- Une pompe péristaltique alimente le büchner.
- Une toile de diamètre 10 cm constitue la surface filtrante.
- à l'aide d'une pompe à vide on règle la perte de charge à la valeur désirée.
- Le volume du filtrat est recueilli dans une éprouvette graduée.
- Le lavage est effectué avec de l'eau.
- Enfin, l'essorage et le déchargement du gâteau terminent l'opération, on veillera à ce que l'essai se ^{fasse à} pression constante.

I.2.2. - Essai " Dorr Oliver " figure N°5

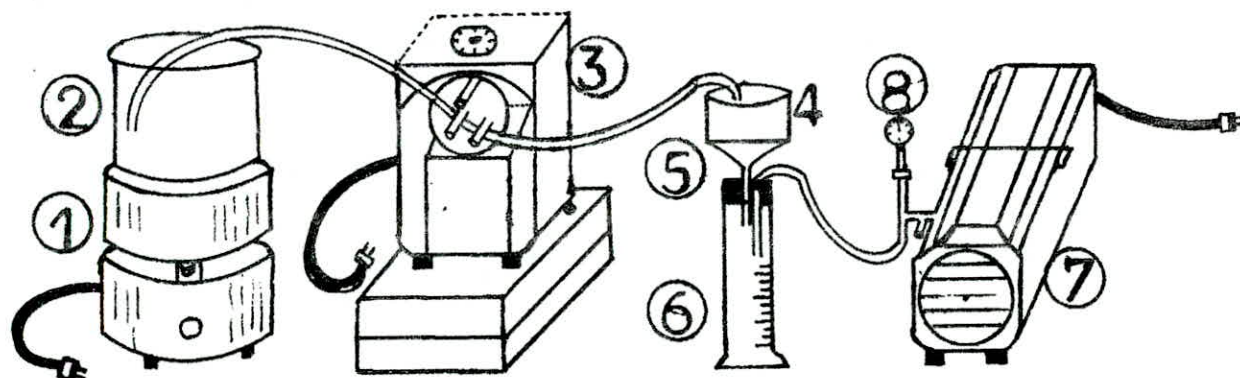
- La toile filtrante collée sur le support est trempée dans la suspension constamment agitée.
- La ^{La}pression est réglée avec une pompe à vide.
- La filtration terminée, l'entonnoir est alors retiré pour effectuer le lavage et l'essorage.
- Enfin on récupère le gâteau.

Tout le cycle se déroule à pression constante.

I.3. - Conditions opératoires.

I.3.1. - Vitesse ^{de} rotation du tambour.

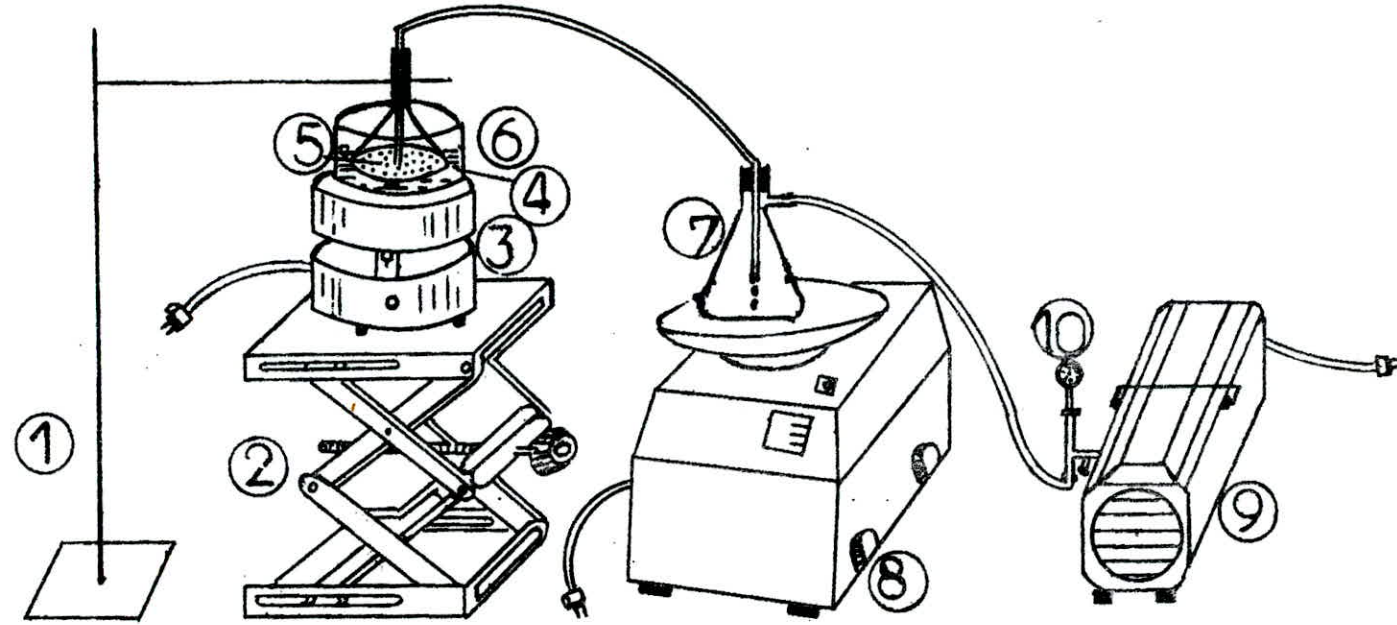
En fixant ce paramètre la durée de chaque opération, filtration-lavage-essorage est aisément calculée.



- ① Agitateur magnétique
- ② Suspension floculée
- ③ Pompe péristaltique
- ④ Büchner
- ⑤ Toile filtrante

- ⑥ Eprouvette
- ⑦ Pompe à vide
- ⑧ Manomètre

FIG 4: ESSAI SUR BUCHNER



- ① Support
- ② Cric
- ③ Agitateur magnétique
- ④ Suspension floculée
- ⑤ Toile filtrante
- ⑥ Entonnoir

- ⑦ Recette du filtrat
- ⑧ Balance
- ⑨ Pompe à vide
- ⑩ Manomètre

FIG 5 : ESSAI DORR OLIVER

En augmentant la vitesse de rotation l'épaisseur du gâteau reste faible ce qui diminue la résistance et permet d'augmenter le débit du filtre. L'effet inverse se produit pour une vitesse de rotation faible.

La figure N°6 . montre la courbe d'étalonnage donnant la vitesse de rotation du tambour en fonction du calibrage.

Ignorant la performance du filtre, nous nous placerons dans un intervalle médian. Nous travaillerons donc avec une vitesse de rotation de 0,33 Tr/min (1 tour en 3 minutes).

La répartition des faisceaux pour chaque opération donne les temps suivants :

durée de filtration :	90 s
durée de lavage :	60 s
durée d'essorage :	30 s

La vitesse de rotation choisie sera vérifiée une fois que la valeur optimale de la perte de charge sera déterminée.

I.3.2. - Détermination de la perte de charge.

La perte de charge idéale de travail est obtenue en essayant d'avoir un compromis entre les différents paramètres de filtration. Pour cela nous avons effectué des essais à différentes pressions, à partir desquelles nous avons calculé la filtrabilité, l'humidité du gâteau, sa résistance spécifique et son épaisseur.

I.3.3. - Mode de calcul des différent paramètres.

I.3.3.1. - La filtrabilité (F)

La filtrabilité est exprimée en kg de filtrat par mètre carré de surface filtrante et par heure.

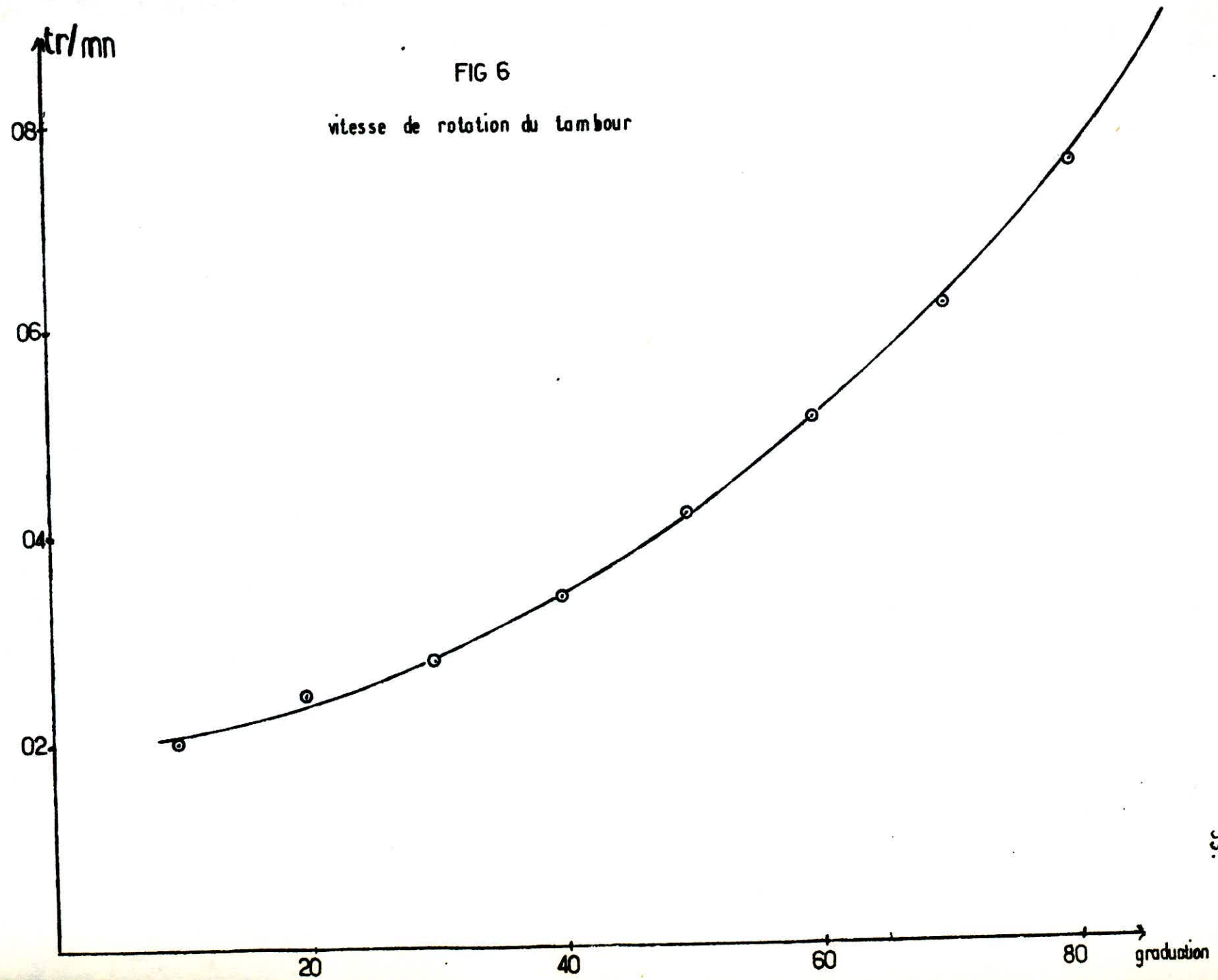


FIG 6
vitesse de rotation du tambour

$$F = \frac{M}{t \cdot A} = \frac{V \cdot \rho L}{t \cdot A}$$

V : volume du filtrat (litre)

ρL : masse volumique du filtrat (kg/l)

A : surface filtrante = 0,00785 m²

d'où

$$F = 5095,5 \cdot V \cdot \rho L$$

I.3.3.2. - Pourcentage d'humidité.

$$H = \frac{M_{GH} - M_{GS}}{M_{GH}} \cdot 100$$

M_{GH} : masse du gâteau humide

M_{GS} : masse du gâteau sec

I.3.3.3. - Résistance spécifique du gâteau.

La pente de la droite $\frac{t}{V}$ en fonction de V détermine le terme $\frac{c}{C}$ de l'équation (39).

d'où

$$\alpha = \frac{A^2 \Delta P (1 - mx)}{\rho \eta x} \cdot \frac{2}{C}$$

$$A = 0,00785 \text{ m}^2$$

$$\rho = 1048 \text{ kg/m}^3$$

$$\eta = 1,783 \cdot 10^{-2} \text{ Pa}$$

$$x = \frac{M_s}{M_s + V \cdot \rho} = \frac{5}{5 + 10 \cdot 10^{-3} \cdot 1048} = 0,323 \quad \text{représentant la fraction de particules solides dans la suspension.}$$

$$\text{d'où} \quad \alpha = 0,0214217 \cdot \Delta P \cdot \frac{2}{C} \cdot \frac{1}{\rho} (1 - 0,323 \text{ m})$$

I.3.3.4. - Epaisseur du gâteau.

$$M_{GS} = \rho_s \cdot V_G \quad \text{et} \quad V_G = L \cdot A (1 - \epsilon) \quad , \quad \text{d'où} \quad L = \frac{M_{GS}}{\rho_s \cdot A \cdot (1 - \epsilon)}$$

$$\rho_s = 1,315 \text{ g/cm}^3$$

$$L = 0,00968 \cdot M_{GS} \cdot \frac{1}{1 - \epsilon} \quad , \quad [L] = \text{cm}$$

I.4. - Les résultats expérimentaux (à partir du deuxième essai)

Pour chaque pression de travail nous donnerons la moyenne des valeurs obtenues après plusieurs tests.

Les conditions sont les suivantes :

$$T = 20^\circ\text{C}$$

$$d_p = 250 \text{ microns}$$

Floculant : FA 208 à 200 g/Tonne

Les courbes représentatives $V = f(t)$ sont tracées à partir de l'équation (40) où pour chaque essai nous remplaçons V_f et C par leurs valeurs respectives. Après chaque essai nous donnons l'équation de V .

a) $\Delta P = 0,75 \cdot 10^5 \text{ Pa}$.

36.

t(s)	5	13	31	40	47	60	72	86	90
V(cm ³)	9,26	23,21	50,08	60,61	69,39	80,51	84,74	110,2	111,7

$$V = \sqrt{(45,58)^2 + 238,86 \cdot t} - 45,58$$

$$\begin{aligned} M_{GH} &= 105,61 \text{ g} \\ M_{GS} &= 72,88 \text{ g} \\ \rho_L &= 1,078 \text{ g/cm}^3 \end{aligned}$$

b) $\Delta P = 0,67 \cdot 10^5 \text{ Pa}$ figure N°8

t(s)	8	14	24	31	42	58	71	79	86	90
V(cm ³)	13,33	22,95	40,22	49,53	62,89	80,25	91,11	100,53	106,78	110,25

$$V = \sqrt{(78,90)^2 + 372,22 \cdot t} - 78,9$$

$$\begin{aligned} M_{GH} &= 120,47 \text{ g} \\ M_{GS} &= 79,76 \text{ g} \\ \rho_L &= 1,064 \text{ g/cm}^3 \end{aligned}$$

c) $\Delta P = 0,61 \cdot 10^5 \text{ Pa}$ figure N°9

t(s)	10	18	25	32	45	57	67	75	85	90
V(cm ³)	16,95	29,03	40,86	49,98	65,37	78,23	88,19	95,75	104,75	109,09

$$V = \sqrt{(84,13)^2 + 336,40 \cdot t} - 84,13$$

$$\begin{aligned} M_{GH} &= 118,63 \text{ g} \\ M_{GS} &= 78,38 \text{ g} \\ \rho_L &= 1,058 \text{ g/cm}^3 \end{aligned}$$

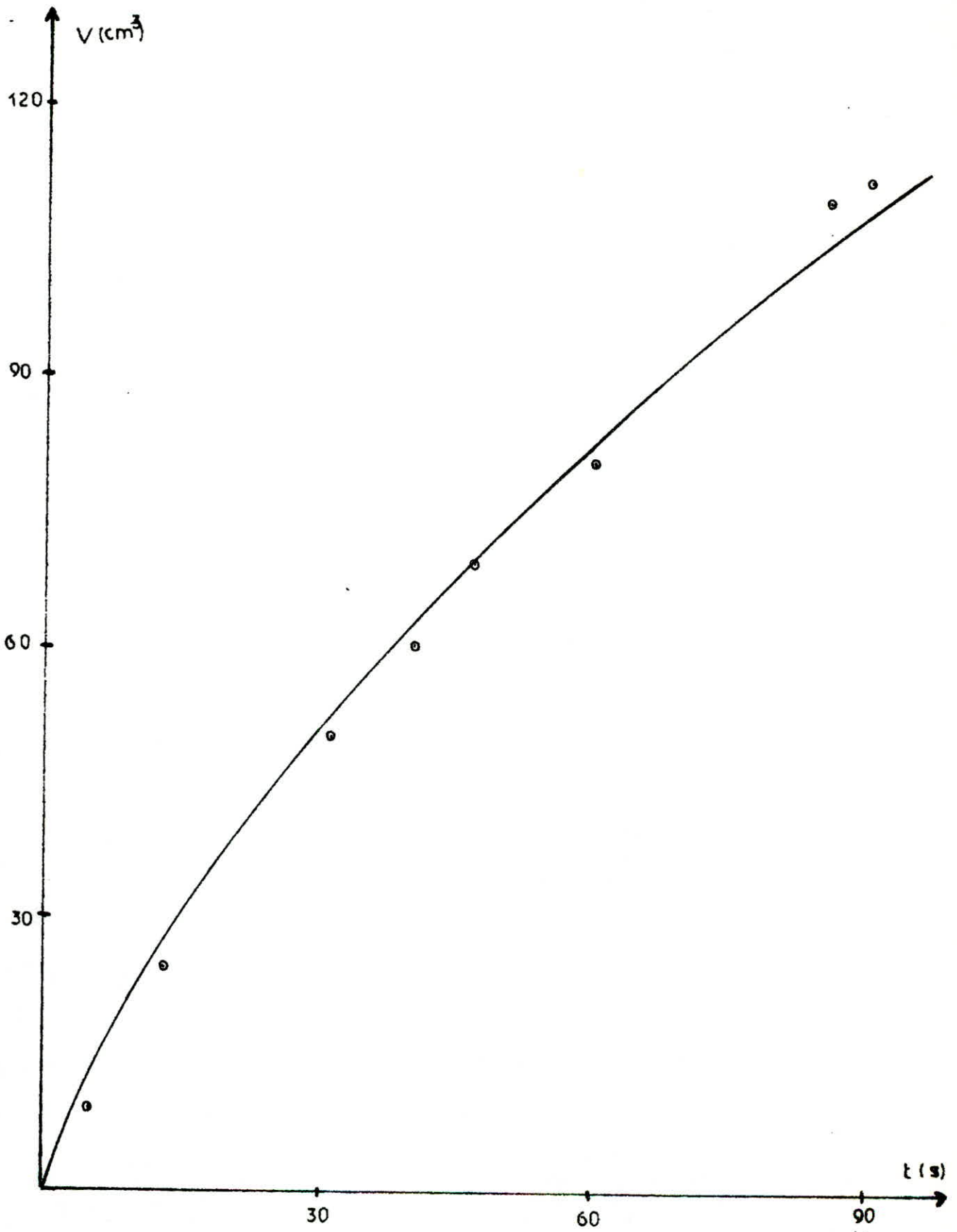


FIG : 7

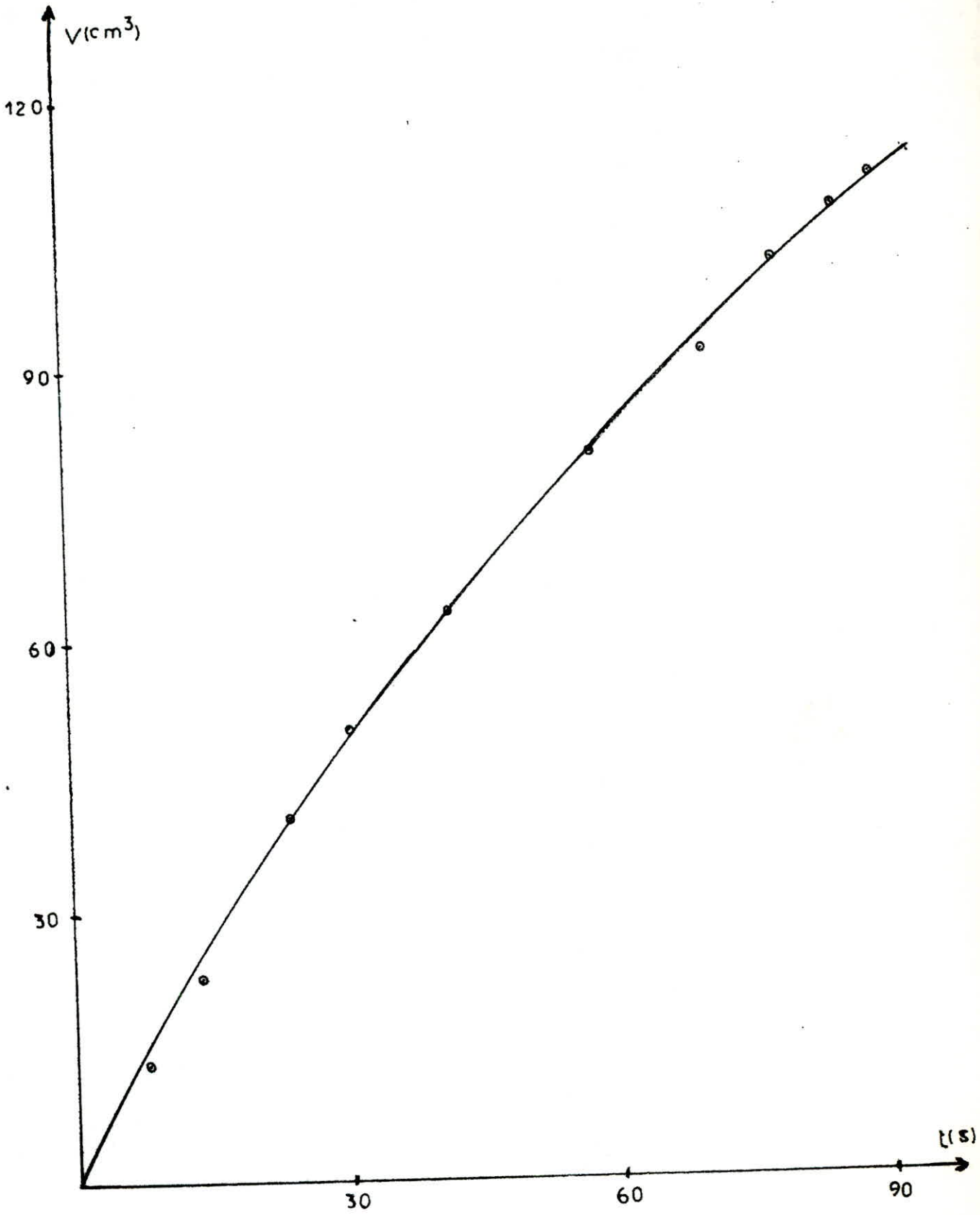


FIG : 8

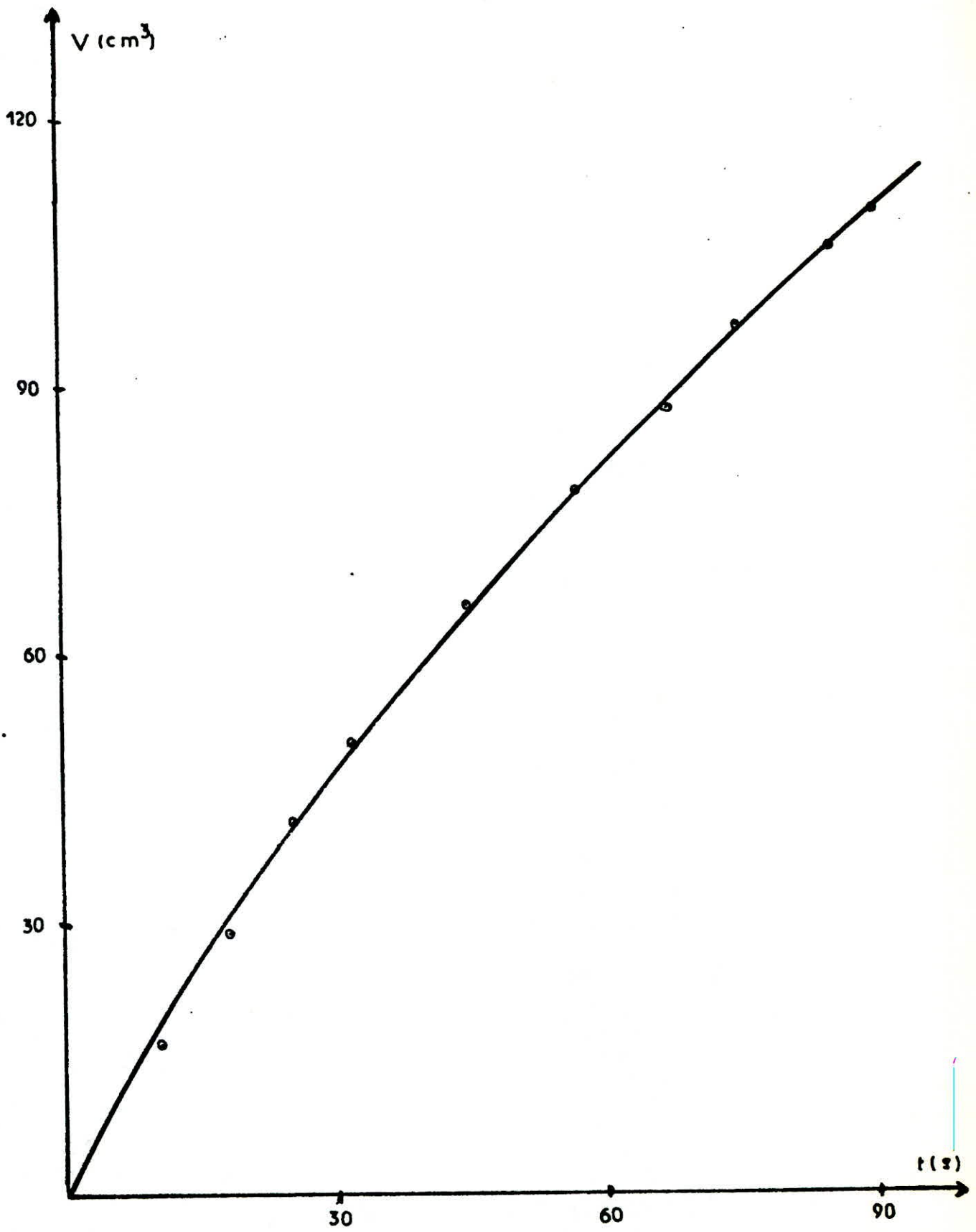


FIG: 9

d) $\Delta P = 0,54 \cdot 10^5$ Pa figure N°10

t(s)	11	19	15	31	40	45	52	61	70	80	90
V(cm ³)	13,75	25,35	31,17	37,67	46,89	52,80	58,42	66,58	74,38	82,68	90,63

$$V = \sqrt{(102,20)^2 + 296,61 \cdot t} - 102,20$$

$$M_{GH} = 149,78 \text{ g}$$

$$M_{GS} = 98,78 \text{ g}$$

$$\rho_L = 1,050 \text{ g/cm}^3$$

c) $\Delta P = 0,47 \cdot 10^5$ Pa figure N°11

t(s)	9	13	39	44	50	57	68	79	87	90
V(cm ³)	8,18	11,61	33,6	37,5	42,15	46,24	55,14	62,76	69,14	70,12

$$V = \sqrt{(170,15)^2 + 320,95 \cdot t} - 170,15$$

$$M_{GH} = 124,38 \text{ g}$$

$$M_{GS} = 79,73 \text{ g}$$

$$\rho_L = 1,050 \text{ g/cm}^3$$

f) $\Delta P = 0,41 \cdot 10^5$ Pa figure N°12

t(s)	7	21	33	45	59	66	73	82	90
V(cm ³)	6,2	18,8	29,7	38,0	49,2	53,4	58,26	64,35	69,86

$$V = \sqrt{(127,45)^2 + 250,90 \cdot t} - 127,45$$

$$M_{GH} = 188,25 \text{ g}$$

$$M_{GS} = 117,65 \text{ g}$$

$$\rho_L = 1,050 \text{ g/cm}^3$$

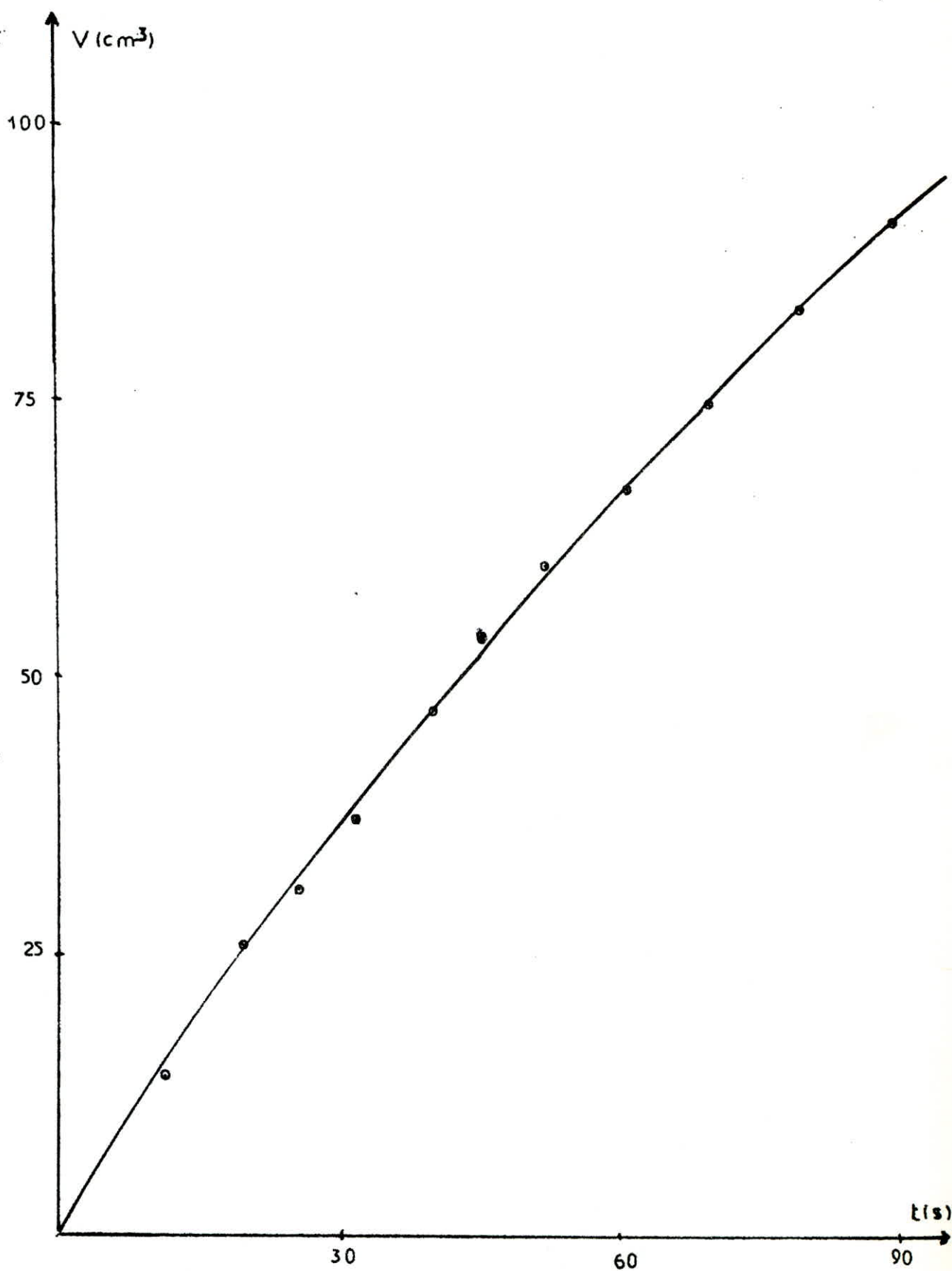


FIG. 10

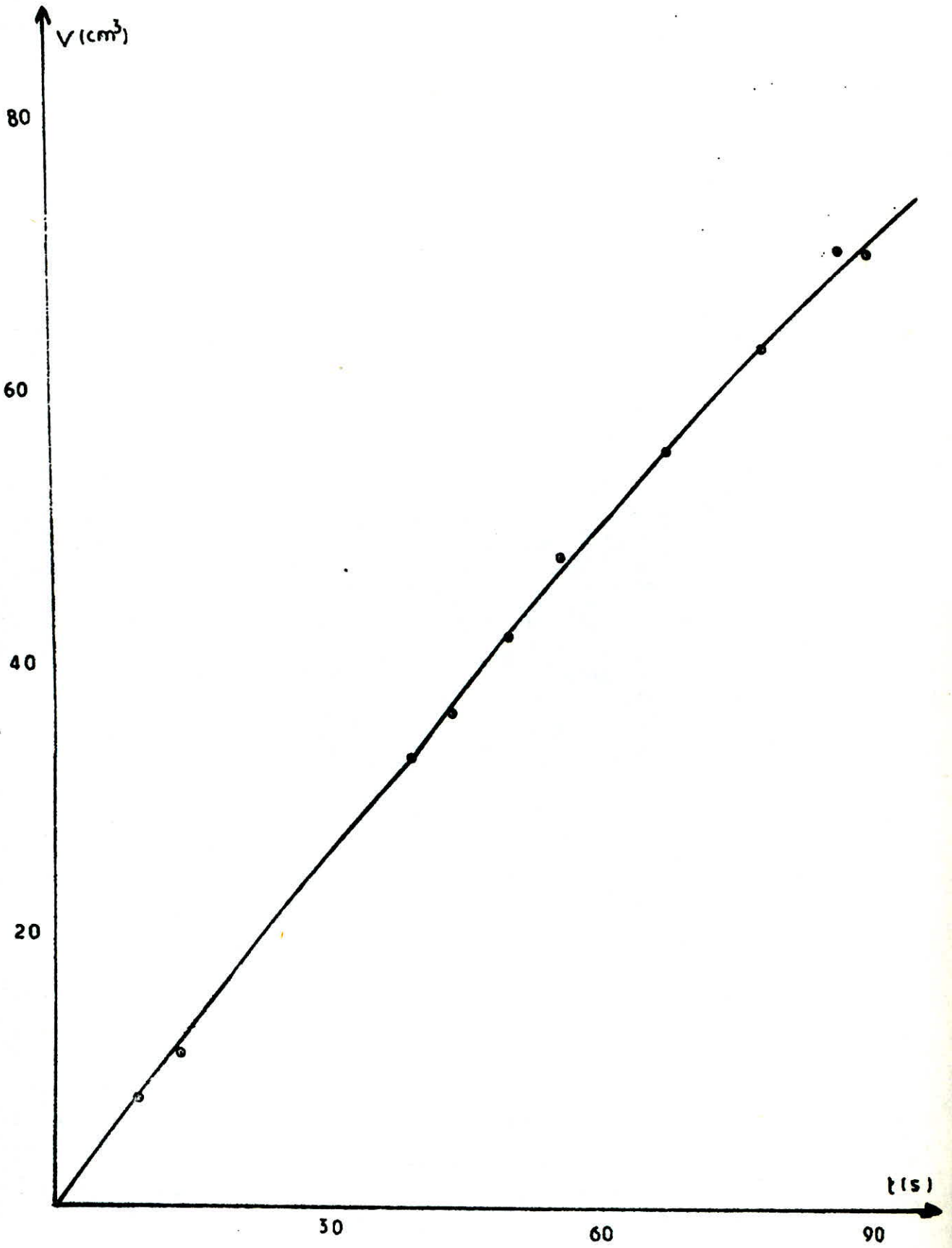


FIG: 11.

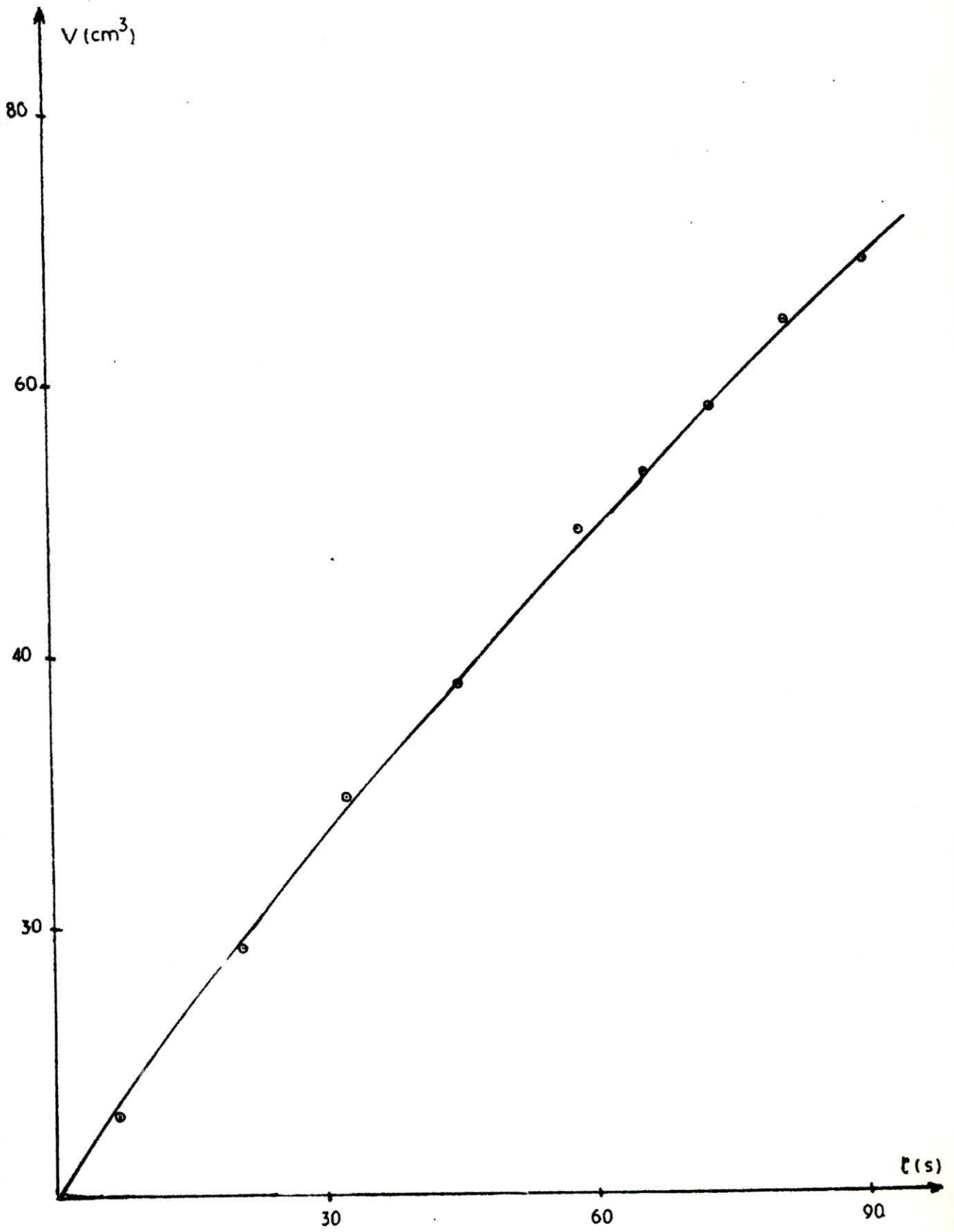


FIG. 12

I.5. - Exploitations des résultats.

Les paramètres calculés sont portés dans le tableau suivant :

$\Delta P. 10^{-5}$ (Pa)	F (Kg/m ² .h)	$\alpha.10^{-9}$ (m/Kg)	épaisseur (cm)	ρ_L (g/cm ³)
0,75	613,70	3,319	1,28	1,0783
0,67	597,66	1,856	1,39	1,0644
0,61	587,98	1,861	1,37	1,0583
0,54	484,79	1,895	1,73	1,0503
0,47	375,05	1,482	1,39	1,0502
0,41	373,65	1,611	2,06	1,0501

Ces résultats impliquent les observations suivantes :

Dans un certain domaine de perte de charge (0,67 ÷ 0,54).10⁵ Pa; la valeur de la résistance spécifique du gâteau est sensiblement constante.

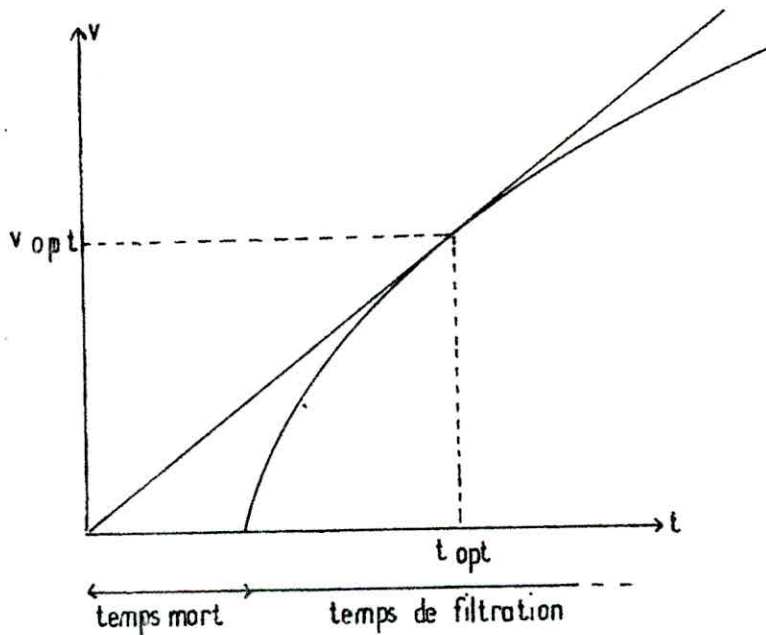
Nous remarquons aussi que pour des pertes de charges importantes nous obtenons une bonne filtrabilité. La finesse de filtration, l'épaisseur acceptable du gâteau font apparaître, pour une perte de charge égale à 0,61.10⁵ Pa, des résultats favorables.

Signalons que pour des pertes de charge faibles, l'humidité du gâteau est élevée, aussi les frais de séchage ultérieurs seront conséquents.

Les quelques valeurs élevées de l'épaisseur du gâteau nous ont incités à faire des tests dont le cycle est supérieur à 90 secondes. Ce test permettra aussi de vérifier la valeur de la vitesse de rotation choisie.

Vitesse optimale.

La détermination de ce paramètre est basée sur l'optimisation d'un cycle discontinu de filtration à pression constante [4]. Cette méthode consiste à porter le volume de filtrat recueilli en fonction du temps et à tracer la tangente à la courbe menée de l'origine. L'intersection du segment de droite et de la courbe donne le point de coordonnées (V_{opt}, t_{opt}) .



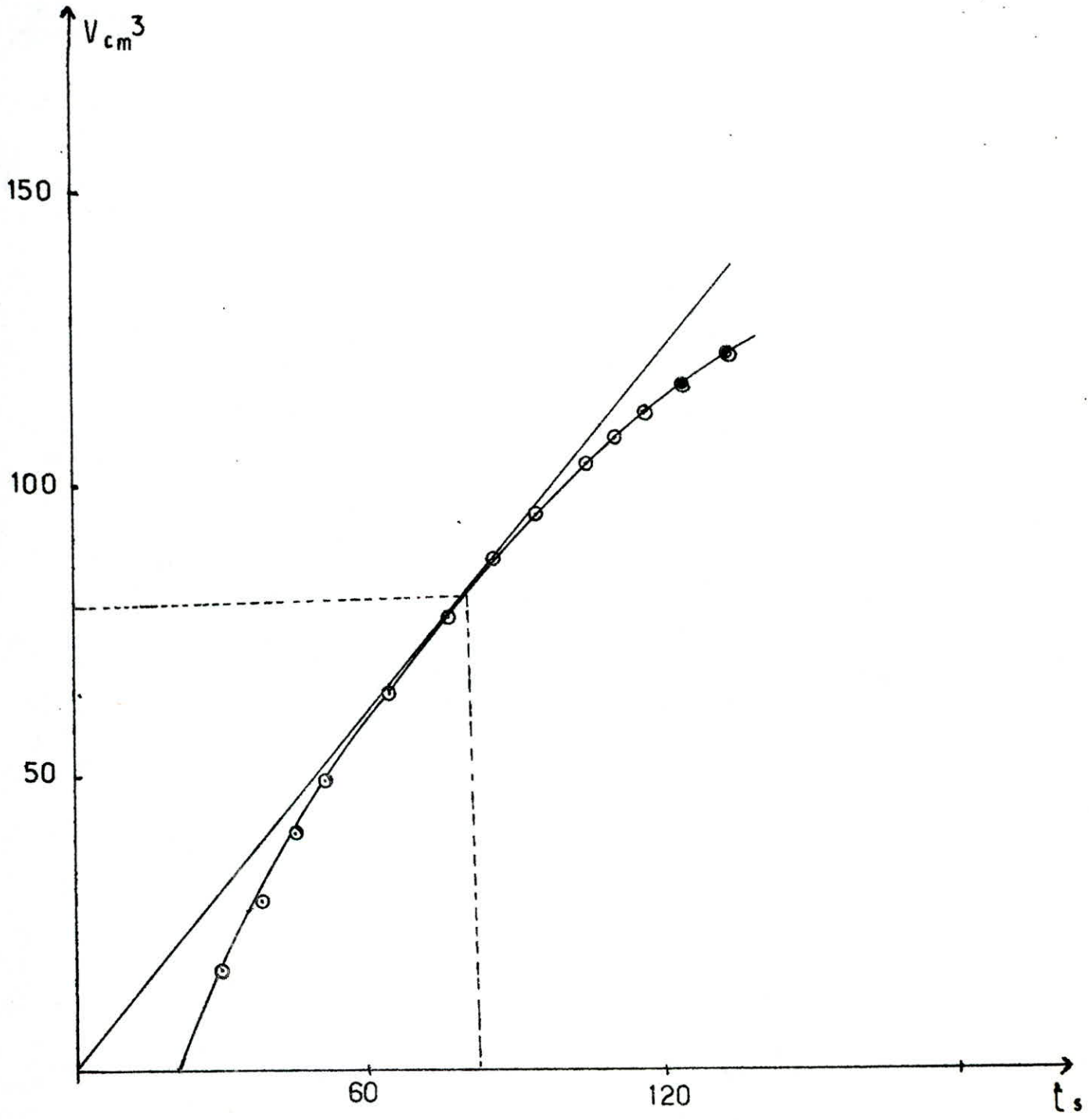
Les conditions opératoires sont : $\Delta P = 0,605 \cdot 10^5$ Pa.

$-d_p = 250 \mu\text{m}$ - Flocculant FA208 à 200g/T - $T = 20^\circ\text{C}$.

Nous avons obtenus les résultats consignés dans le tableau ci-dessous :

$V(\text{cm}^3)$	16,95	29,03	40,86	49,98	65,35	78,23	88,19	95,75	104,75	109,09	112,87	117,02	121,75
$t(\text{s})$	30	38	45	52	65	77	87	95	105	110	112	125	133

Le graphe suivant donne la valeur $t_{opt} = 94$ s en accord avec la vitesse de rotation du tambour choisie.



II. - UTILISATION DES PARAMETRES.

Etude comparative des deux types d'essais.

II.1. - Essai sur Büchner.

Cet essai simule une filtration sur filtre à bandes. Les conditions opératoires sont les suivantes.

$$\begin{aligned} \Delta P &= 6,05 \cdot 10^5 \text{ Pa} & \text{Cycle de filtration} &= 3 \text{ mn.} \\ d_p &= 250 \text{ microns} & \text{Température} &= 20^\circ\text{C} \\ \text{Volume d'eau de lavage} &= 20 \text{ cm}^3. \end{aligned}$$

Les flocculants FA 10 et FA 208 sont utilisés à des doses de 150 et 200 g/T de minerai.

II.1.1. - Résultats expérimentaux.

II.1.1.1. - Sans flocculant figure N° 13

T(s)	11	17	23	33	46	55	67	78	90
V(cm ³)	5	10	15	20	25	30	35	40	44

$$V = \sqrt{(42,45)^2 + 62,76 \cdot t} - 42,45$$

$$M_{GH} = 77,42 \text{ g}$$

$$M_{GS} = 42,03 \text{ g}$$

$$\rho_L = 1,073 \text{ g/cm}^3$$

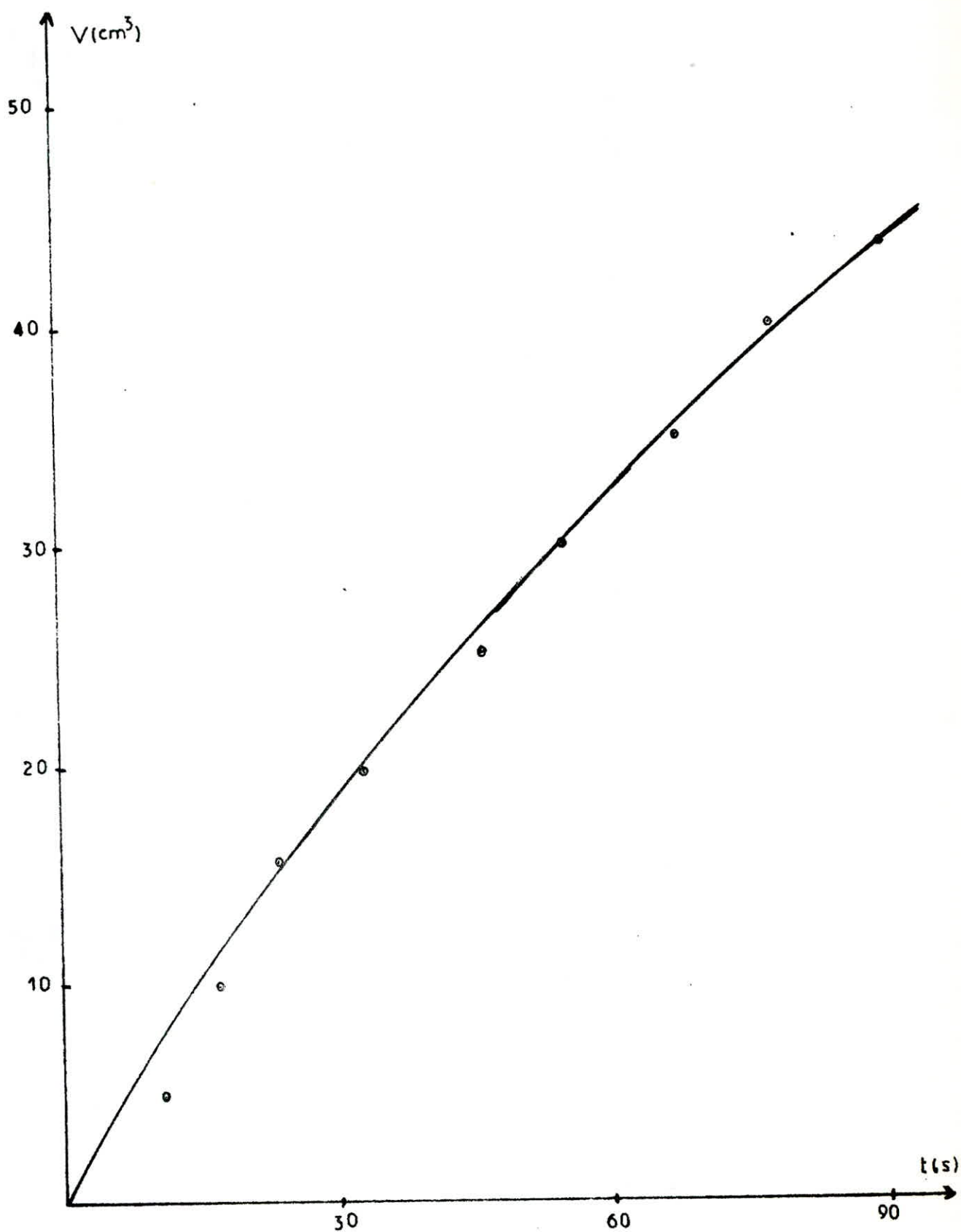


FIG: 13

II.1.1.2. - FA 10 à 150 g/tonne figure N° 14 .

t(s)	5	12	23	30	38	44	55	63	68	77	86	90
V(cm ³)	4,7	7,4	13	17,7	21,4	25,1	29	32	35	39,1	41,8	42,8

$$V = \sqrt{(41,88)^2 + 60,58 \cdot t} - 41,88$$

$$M_{GH} = 84,24 \text{ g}$$

$$M_{GS} = 38,65 \text{ g}$$

$$\rho_L = 1,065 \text{ g/cm}^3$$

II.1.1.3. - FA 10 à 200 g/tonne figure N°15 .

t(s)	5	11	18	24	32	40	49	57	70	80	90
V(cm ³)	5	10	15	20	25	30	35	40	45	50	54

$$V = \sqrt{(33,88)^2 + 73,30 \cdot t} - 33,88$$

$$M_{GH} = 73,17 \text{ g}$$

$$M_{GS} = 34,18 \text{ g}$$

$$\rho_L = 1,065 \text{ g/cm}^3$$

II.1.1.4. - FA 208 à 200 g/tonne figure N°16 .

t(s)	5	15	27	45	57	69	85	89
V(cm ³)	10	30	40	50	60	70	80	82

$$V = \sqrt{(16,42)^2 + 103,80 \cdot t} - 16,42$$

$$M_{GH} = 70,10 \text{ g}$$

$$M_{GS} = 30,18 \text{ g}$$

$$\rho_L = 1,064 \text{ g/cm}^3$$

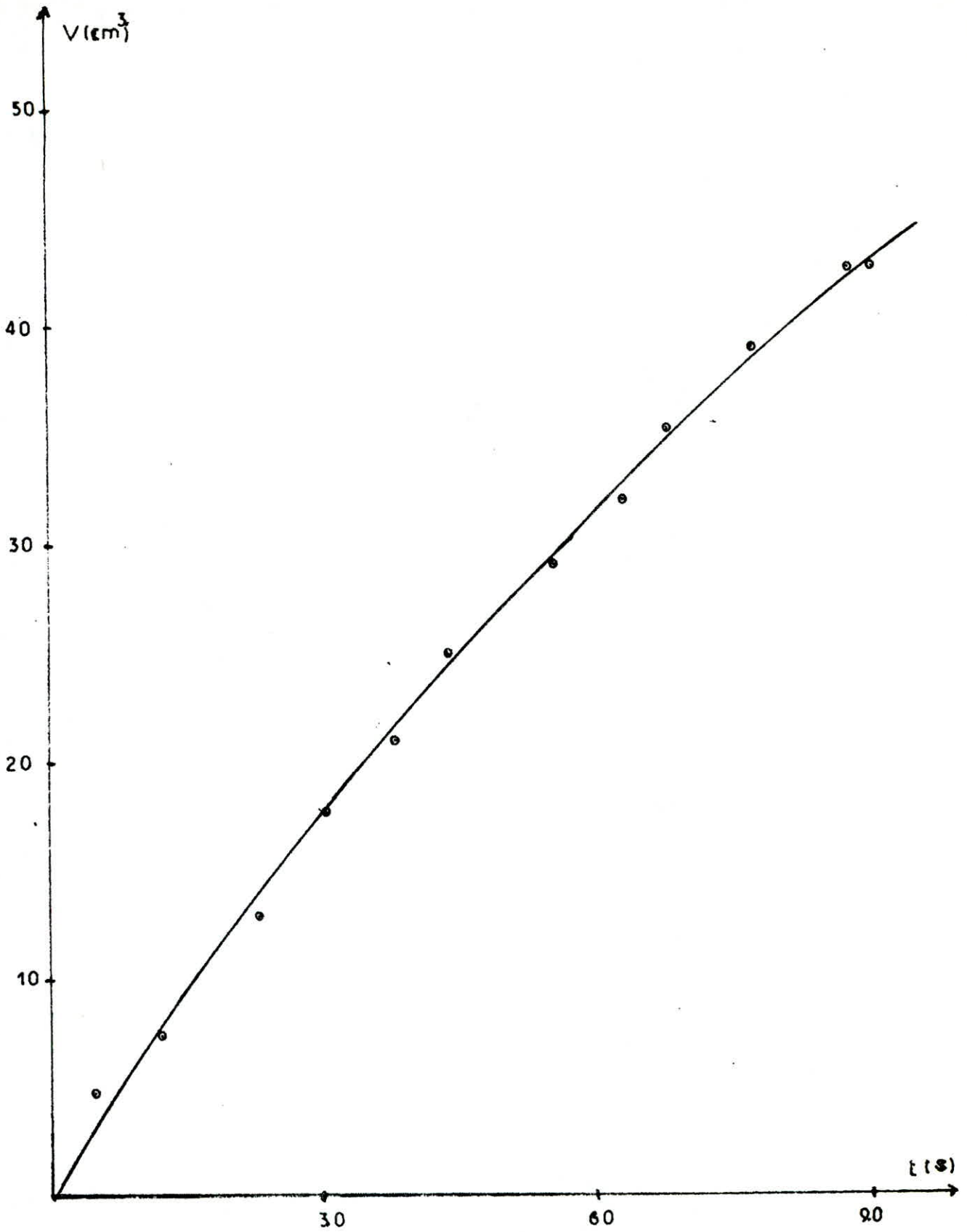


FIG. 14 .

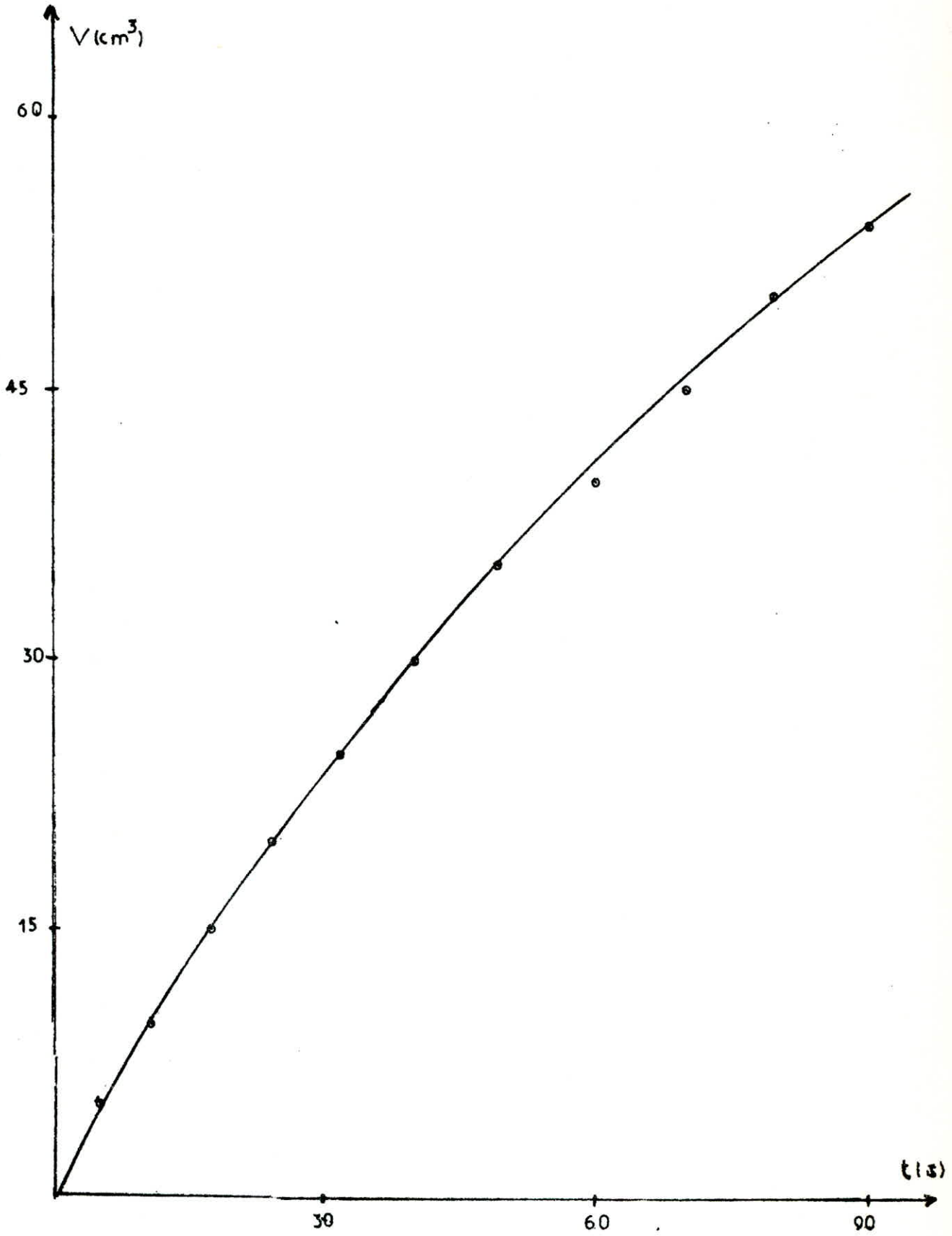


FIG. 15

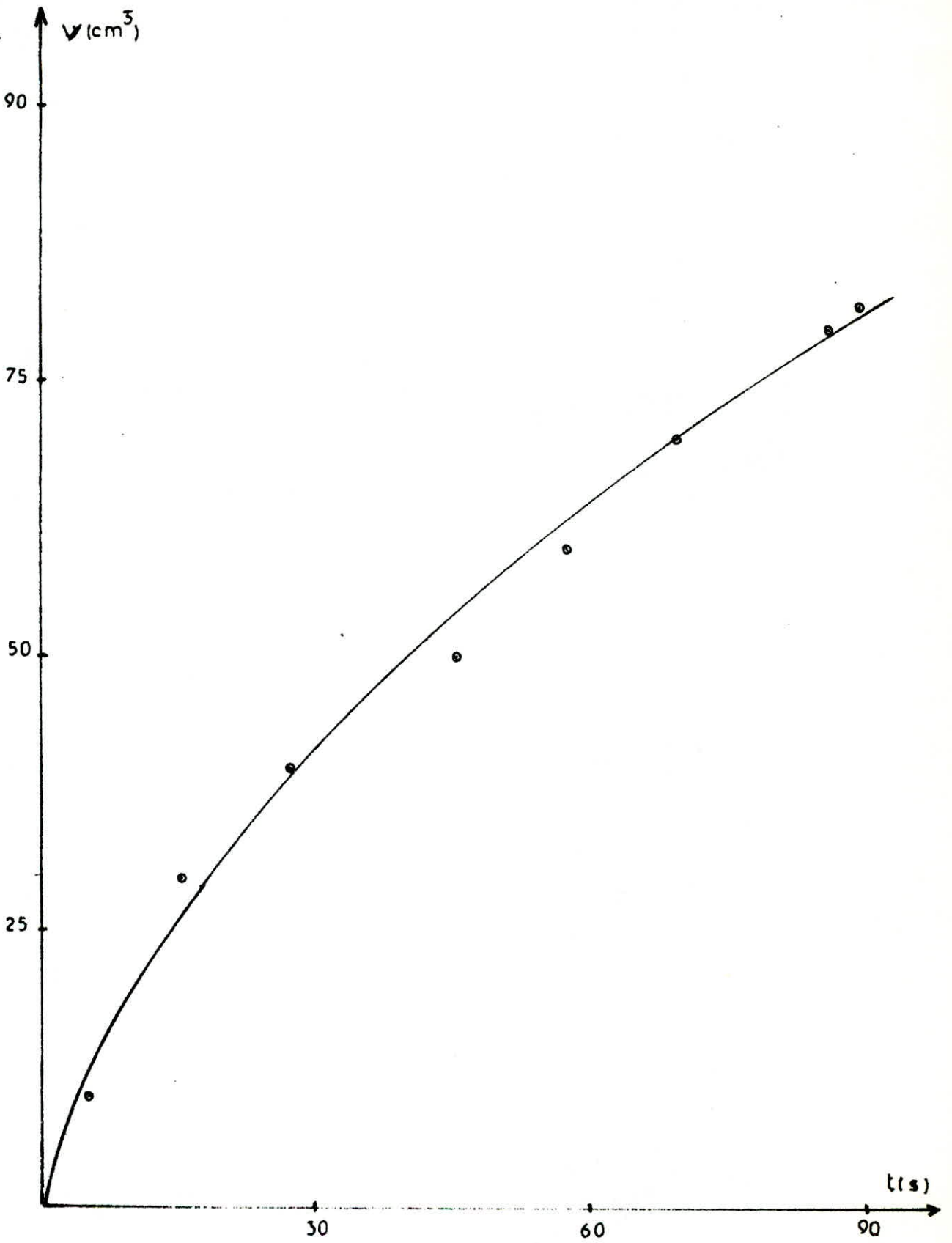


FIG:16

II.1.2. - Exploitations des résultats.

Les résultats sont représentés dans le tableau suivant :

Floculant		α (m/Kg)	% H	F_2 Kg/m ² .h	L (cm)	Taux de déplacement	R_s (m ⁻¹)
Type	dose g/t						
sans	0	$7,795 \cdot 10^9$	45,71	240,2	0,41	56,51	$3,605 \cdot 10^{10}$
FA 10	150	$5,946 \cdot 10^9$	54,12	232	0,37	46,74	$3,685 \cdot 10^{10}$
FA 10	200	$5,122 \cdot 10^9$	53,24	293	0,33	54,64	$2,461 \cdot 10^{10}$
FA 208	200	$2,931 \cdot 10^9$	56,94	444,6	0,29	53,34	$0,843 \cdot 10^{10}$

Le taux de déplacement est défini comme étant le rapport du volume de lavage au volume de filtrat retenu dans le gâteau avant lavage.

$$\text{Taux de déplacement} = \frac{V. \text{ eau de lavage}}{(M_{GH} - M_{GS}) / \rho_L} \cdot 100$$

On suppose que l'humidité du gâteau avant lavage est la même que celle après lavage.

La résistance initiale de filtration ou résistance du support est calculée à partir de l'équation (37) vue dans le chapitre II.

$$R_s = \frac{\alpha \cdot \rho \cdot X}{A(1 - m \cdot X)} \cdot V_f$$

Comme le montre le tableau précédent la valeur de R_s est importante ce qui démontrerait la bonne qualité de la toile filtrante, en effet même au cours des premiers instants nous observons que le filtrat est assez clair.

La résistance se traduit par une valeur élevée de V_f . Signalons aussi la résistance non négligeable du Büchner (enverre) dont les canaux de passage du filtrat sont assez espacés.

II.2. - Essai " DORR OLIVER " .

II.2.1. - Résultats expérimentaux.

Cet essai simule une filtration sur filtre à tambour rotatif. Les conditions opératoires sont :

$$dP = 250 \text{ microns.}$$

$$\Delta P = 6,05 \cdot 10^{-4} \text{ Pa.}$$

cycle de filtration 3 (mn)

température : 20°C

Volume de lavage : 20 cm³

II.2.1.1. - Sans flocculant figure N°17 .

t(s)	9	16	28	38	60	71	85	90
V(cm ³)	5,61	9,35	12,15	15,89	19,63	21,50	24,30	25,23

$$V = \sqrt{(3,31)^2 + 8,87 \cdot t} - 3,31$$

$$M_{GH} = 88,44 \text{ g}$$

$$M_{GS} = 43,37 \text{ g}$$

$$\rho_L = 1,0760 \text{ g/cm}^3$$

$$\epsilon = 0,304$$

II.2.1.2. - FA 10 à 150 g/tonne figure N°18 .

t(s)	10	18	22	29	34	44	52	61	70	79	85	90
V(cm ³)	8,82	11,92	15,08	18,25	21,44	24,58	28,67	31,84	33,70	36,83	39,03	41,19

$$V = \sqrt{(16,02)^2 + 32,62 \cdot t} - 16,02$$

$$M_{GH} = 50,11 \text{ g}$$

$$M_{GS} = 29,04 \text{ g}$$

$$\rho_L = 1,0754 \text{ g/cm}^3$$

$$\epsilon = 0,341$$

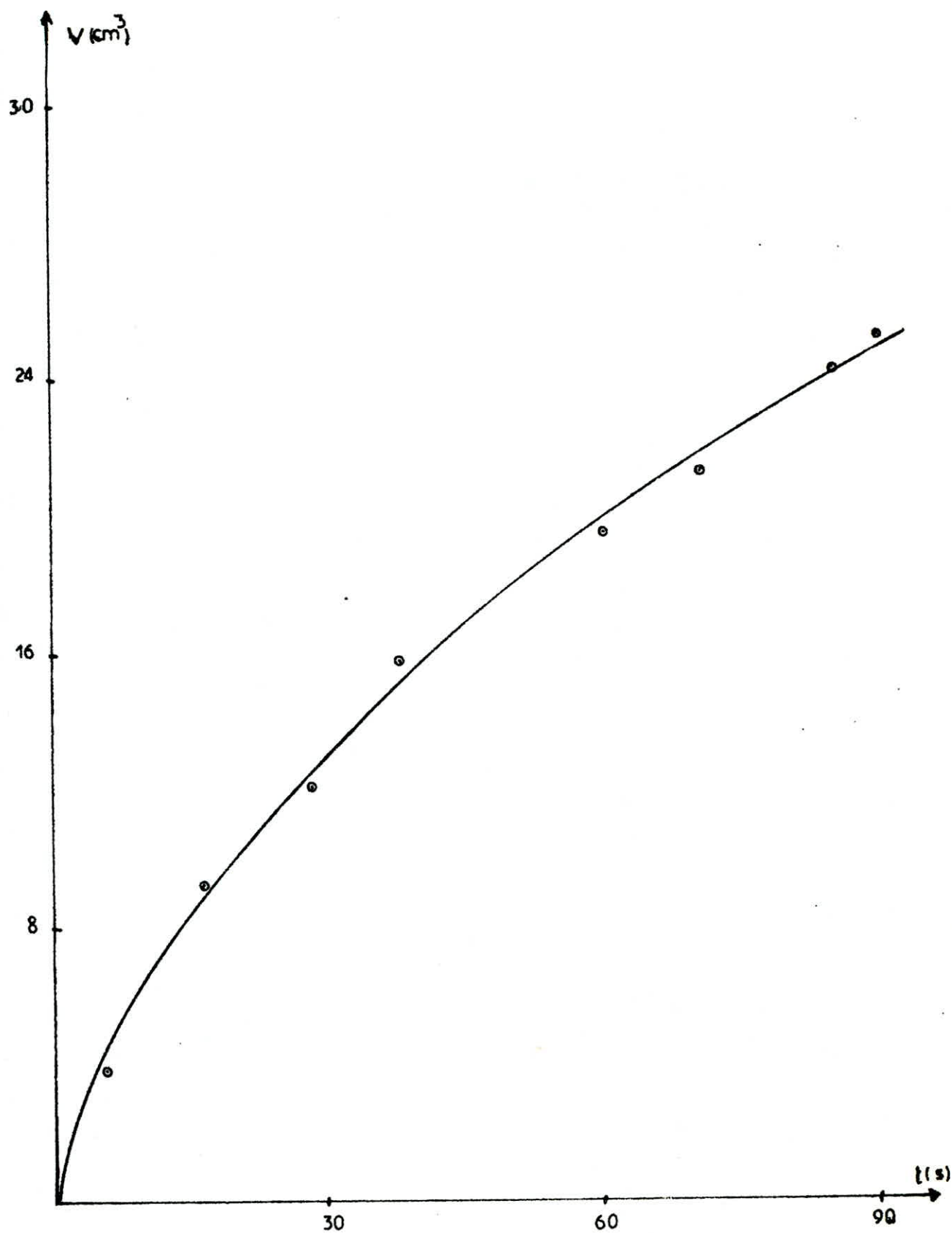


FIG: 17

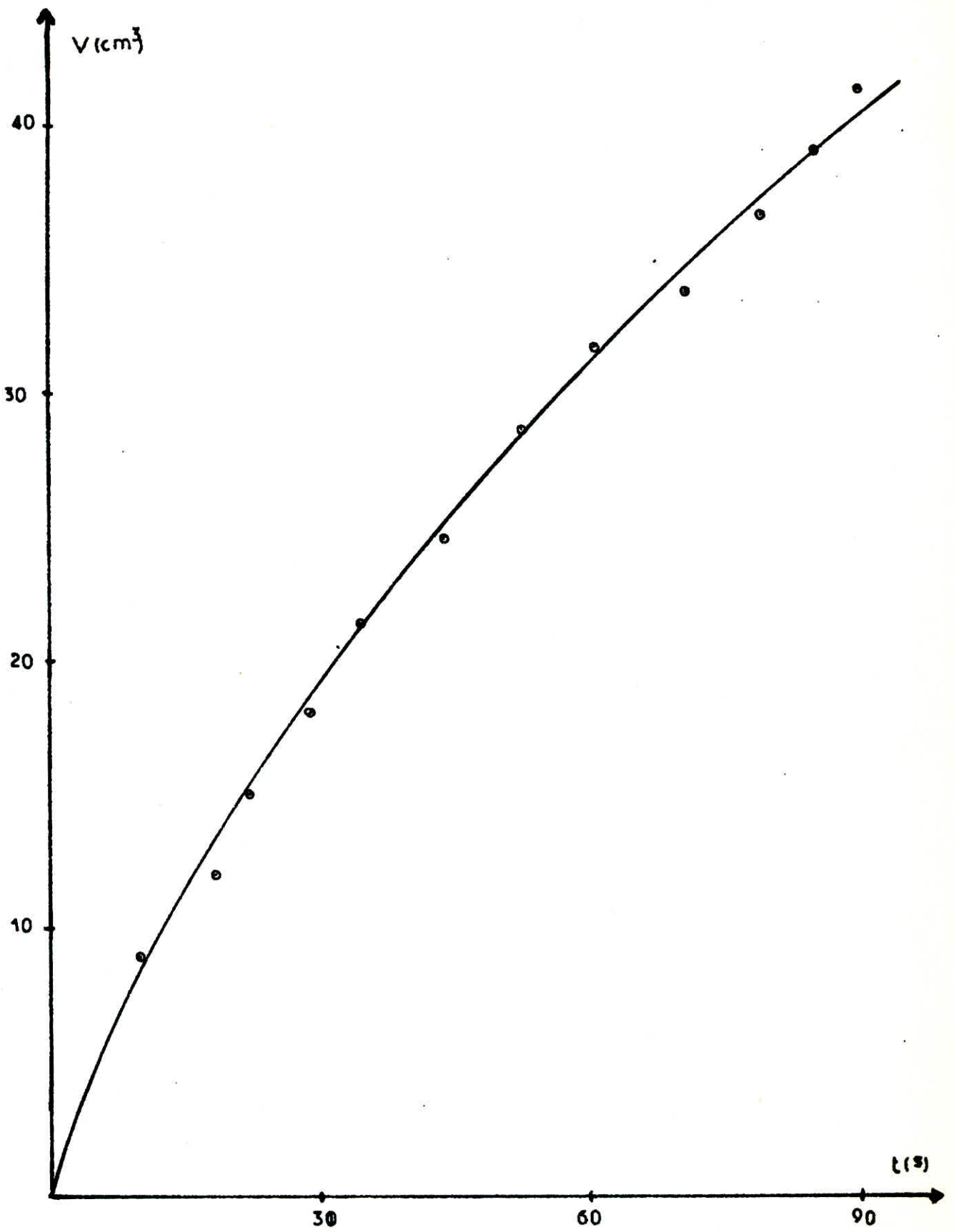


FIG : 18

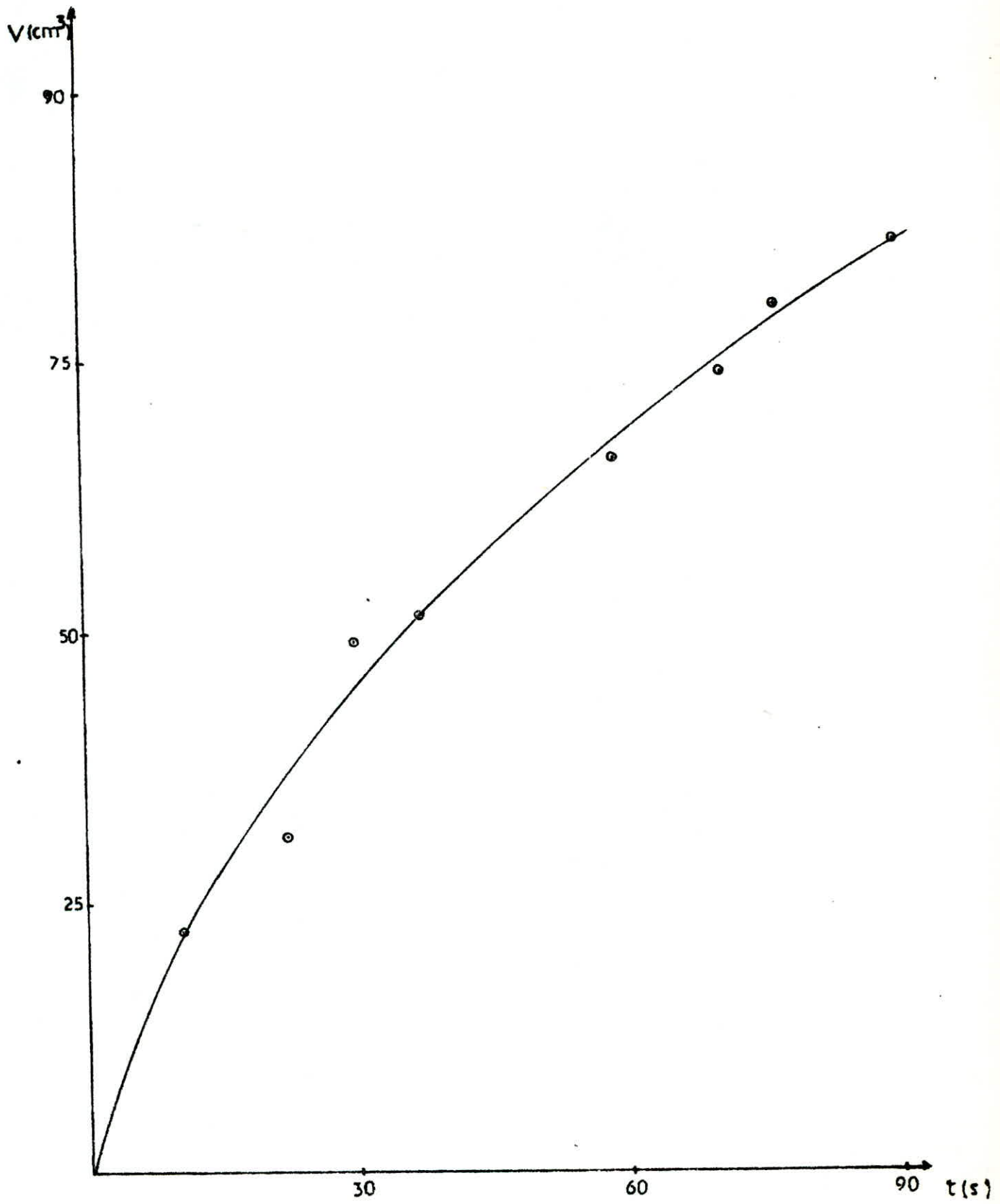


FIG 19

II.2.1.3. - FA 10 à 200 g/Tonne. 19

t(s)	10	22	30	37	59	71	77	90
V(cm ³)	22,32	31,15	48,77	51,60	66,02	73,90	79,96	85,83

$$V = \sqrt{(10,93)^2 + 102,00 \cdot t} - 10,93$$

$$M_{GH} = 79,29 \text{ g}$$

$$M_{GS} = 54,00 \text{ g}$$

$$\rho_L = 1,0660 \text{ g/cm}^3$$

$$\epsilon = 0,392$$

II.2.1.4. - FA 208 à 200 g g/Tonne (FIG 9)

t(s)	10	18	25	32	45	57	67	75	85	90
V(cm ³)	16,95	29,03	40,86	49,98	65,35	78,23	88,19	95,75	104,75	109,09

$$V = \sqrt{(84,13)^2 + 336,40 \cdot t} - 84,13$$

$$M_{GH} = 118,63 \text{ g}$$

$$M_{GS} = 78,38 \text{ g}$$

$$\rho_L = 1,0583 \text{ g/cm}^3$$

$$\epsilon = 0,446$$

II.2.2. - Exploitations des résultats.

Folculent		α (m/kg)	% H	Filtrabi- lité Kg/h/m ²	L (cm)	taux de déplacement	R_s (m ⁻¹)
type	(g/t-m)						
SANS	0	$46,83 \cdot 10^9$	50,96	138,26	0,60	47,75	$2,010 \cdot 10^{10}$
FA 10	150	$16,35 \cdot 10^9$	42,05	225,60	0,42	100	$2,617 \cdot 10^{10}$
FA 10	200	$6,266 \cdot 10^9$	31,90	465,98	0,86	84,30	$0,571 \cdot 10^{10}$
FA 208	200	$1,861 \cdot 10^9$	33,93	587,98	1,37	52,59	$1,333 \cdot 10^{10}$

Les résultats montrent que le taux de filtration le plus élevé a été obtenu avec le floculant FA 208. La résistance spécifique ainsi que l'humidité ont diminué, mais un écart dans l'épaisseur du gâteau est observé.

Notons que ce résultat était prévisible, en effet nous avons effectué plusieurs tests de décantabilité pour situer la plage de concentration des floculants.

Comme le montre le tableau suivant la filtration des solutions de lixiviation est plus favorable sur filtre à tambour que sur filtre à bande.

essai	Filtrabilité Kg/m ² /h	α (m/Kg)	%H	ρ_L (g/cm ³)	Finesse de filtration
Buchner	444,64	$2,931 \cdot 10^9$	56,95	1,0754	mauvaise
DORR OLIVER	587,98	$1,881 \cdot 10^9$	33,93	1,0583	bonne

III. - INFLUENCE DU DIAMETRE MOYEN DES PARTICULES.

Dans cette partie nous reprenons les essais type " Dorr Oliver " en employant une autre granulométrie : 175 microns.

Les paramètres de la lixiviation sont identiques à la préparation précédente.

Les conditions du cycle de filtration sont :

temps du cycle = 3 minutes.

$\Delta P = 0,605 \cdot 10^5$ Pa

III.1. - Expériences.III.1.1. - Sans flocculant figure N° 20.

t(s)	6	13	16	25	34	39	47	60	71	77	89	90
V(cm ³)	3,14	6,77	8,29	12,96	17,27	19,67	23,45	29,68	34,64	37,30	40,71	42,86

$$V = \sqrt{(90,31)^2 + 103,86 \cdot t} - 90,31$$

$$M_{GH} = 53,52 \text{ g}$$

$$M_{GS} = 20,89 \text{ g}$$

$$\rho_L = 1,087 \text{ g/cm}^3$$

$$\epsilon = 0,291$$

III.1.2. - FA 10 à 200 g/tonne figure N°21.

t(s)	5	11	18	25	33	49	65	73	81	90
V(cm ³)	8,08	15,23	20,45	26,67	32,86	44,30	55,08	58,58	64,78	68,12

$$V = \sqrt{(34,77)^2 + 104,70 \cdot t} - 34,77$$

$$M_{GH} = 64,82 \text{ g}$$

$$M_{GS} = 31,62 \text{ g}$$

$$\rho_L = 1,0784 \text{ g/cm}^3$$

$$\epsilon = 0,401$$

III.1.3. - FA 208 à 200 g/tonne figure N°22.

t(s)	17	24	30	42	50	61	68	79	90
V(cm ³)	23,61	28,90	36,65	48,43	56,18	67,03	70,04	82,81	90,71

$$V = \sqrt{(99,74)^2 + 289,72 \cdot t} - 99,74$$

$$M_{GH} = 104,20 \text{ g}$$

$$M_{GS} = 68,94 \text{ g}$$

$$\rho_L = 1,076 \text{ g/cm}^3$$

$$\epsilon = 0,413$$

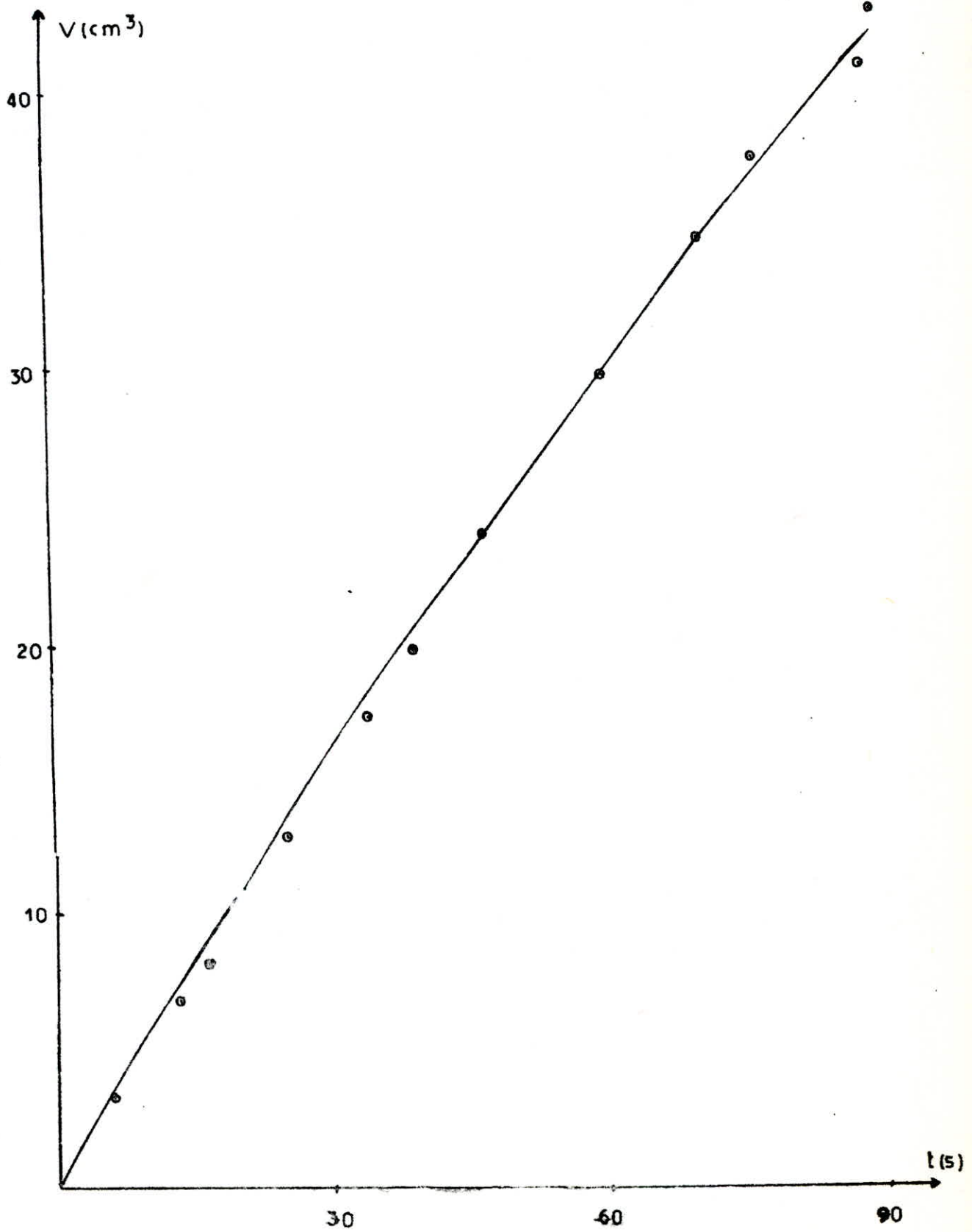


FIG: 20

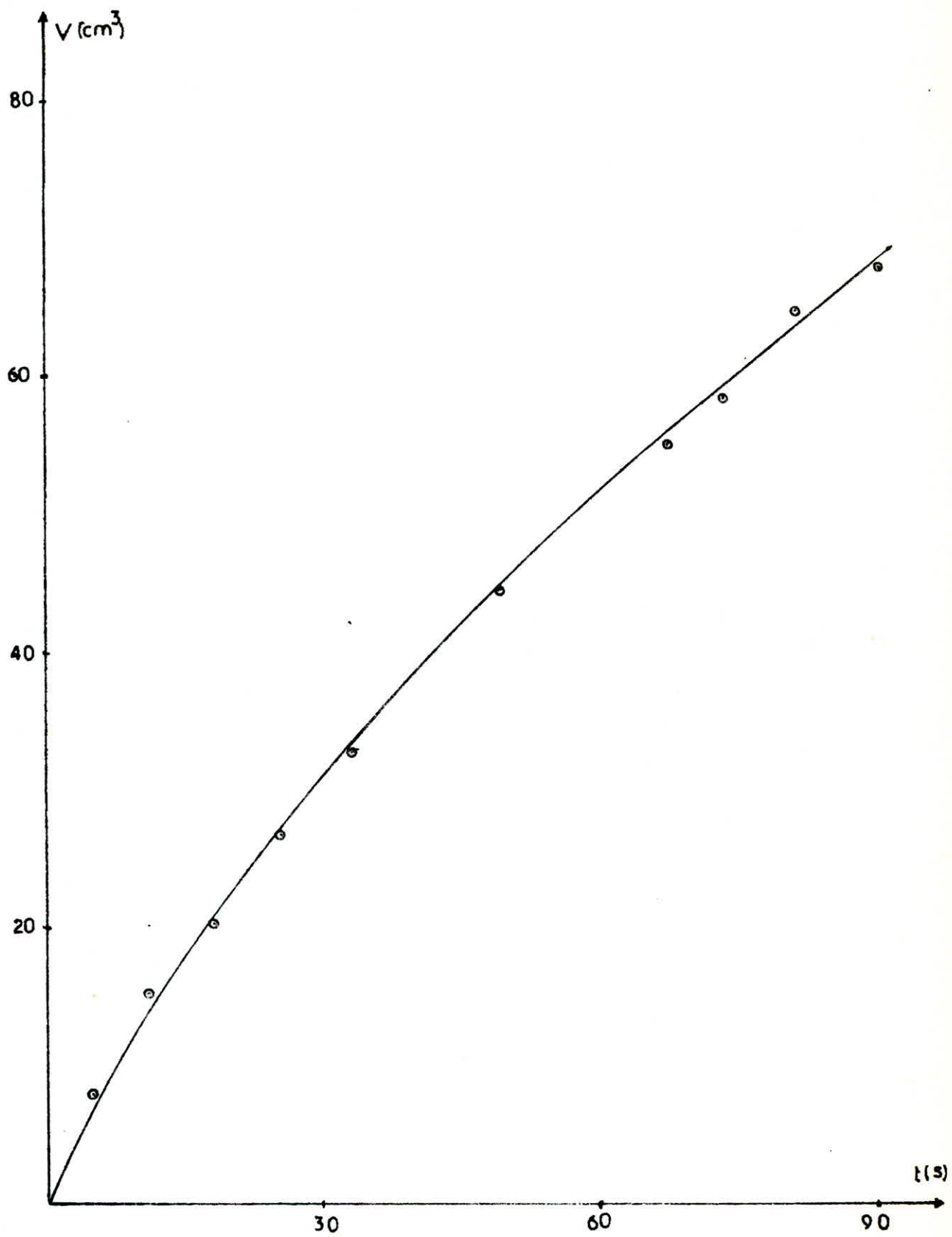


FIG: 21

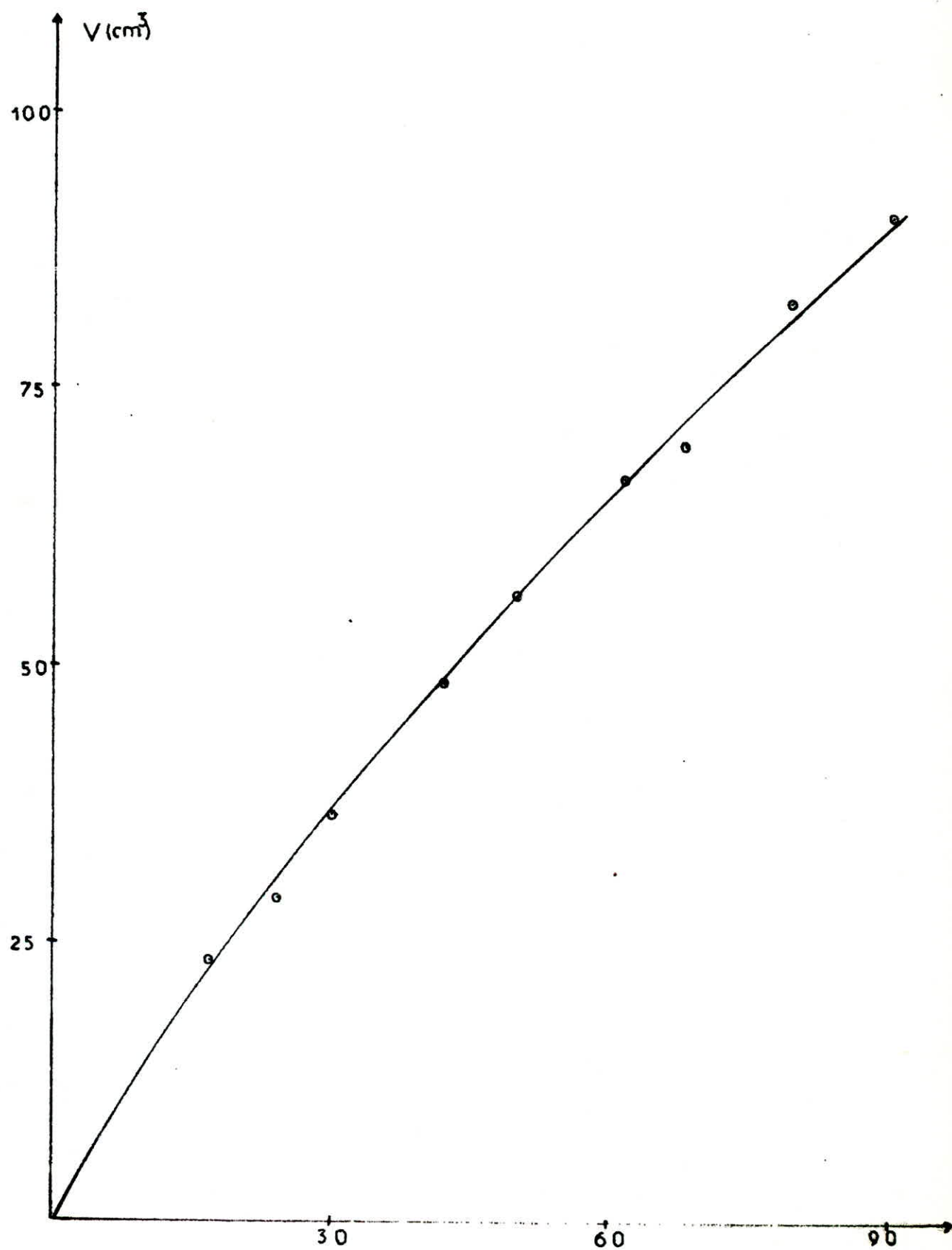


FIG: 22

III.2. - Exploitation des résultats.

Les différents paramètres sont portés dans le tableau suivant :

Floculant		α (m/kg)	% H	F Kg/h/m ²	L (cm)	taux de déplacement	R _s (m ⁻¹)
type	dose/Tonne						
sans	0	1,980 . 10 ⁹	60,9	237,25	0,28	66,62	4,635 10 ¹⁰
FA 10	200	3,878 . 10 ⁹	48,01	374,13	0,52	73,86	1,770 "
FA 208	200	2,128 . 10 ⁹	43,44	497,18	0,97	47,56	1,835 "

Il apparait clairement que le floculant FA 208, à 200 g/tonne de minerai, donne de bons résultats.

Pour des mêmes conditions nous allons comparer les deux granulométries.

Pulpe	α m/Kg	F Kg/h/m ²	% H	taux de déplacement	ρ_L (g/cm ³)	finesse de filtration
175 microns	2,128 . 10 ⁹	497,18	43,44	47,56	1,076	moyenne
250 microns	1,861 . 10 ⁹	587,98	33,93	52,59	1,058	bonne

De ces résultats nous pouvons en déduire la granulométrie favorable à une bonne filtration.

- Pour la pulpe à 250 microns nous observons une filtrabilité élevée malgré une résistance spécifique voisine

- Une valeur d'humidité acceptable (33%) ce qui diminuera donc les frais de séchage.

- Le filtrat recueilli est clair: en effet la taille des grains empêchent ces derniers de passer à travers la toile filtrante particulièrement au début de chaque opération.

IV. - Etude de la compressibilité du gâteau.

Le modèle de pores, utilisé pour la théorie, nous permet de distinguer trois types de compressibilité.

Le premier type lié à la déformation des particules dans le cas de particules non floculées. Les particules sont indépendantes les unes des autres, de plus on suppose que le gâteau est suffisamment tassé pour qu'il n'existe pas de ponts de particules, d'où pas de vides de dimensions supérieures à celles des particules. Chaque particule dans ce cas est comprimée par celle se trouvant au dessus d'elles. Une certaine plasticité des particules conduit à une courbe d'hystérésis du débit instantané en fonction de la perte de charge suivant que l'on travaille à pression croissante ou décroissante. [13]

Le second phénomène de compressibilité, se traduisant par l'augmentation de la résistance spécifique, lié à la floculation de particules et à la formation d'agglomérat. Entre les grains existent de micropores remplis de liquide sensiblement immobile, tandis que, entre les flocons existent des macropores au travers desquels s'écoulera presque la totalité du filtrat. L'accroissement de la résistance spécifique est dû à l'effondrement des flocons sous l'effet de la perte de charge. [14]

Enfin, le troisième type de compressibilité lié dans ce cas et à la perte de charge et au débit. Cette compressibilité peut se manifester même sur des gâteau constitués de particules incompressibles et non floculables. C'est le phénomène de tassement. [15]

Pour ces trois types de compressibilités, plusieurs chercheurs négligent la résistance initiale du support (R_m) et la perte de charge correspondante et écrivent la résistance spécifique moyenne du gâteau sous la forme:

$$\bar{\alpha} = \frac{\Delta P}{\int_0^{\Delta P} \frac{d \Delta P}{\alpha (\Delta P)}}$$

Cette grandeur $\bar{\alpha}$, ainsi exprimée, ne sera qu'une limite atteinte au bout d'un temps variable suivant la valeur de R_m d'une part et du débit d'autre part.

Il est possible de déterminer $\bar{\alpha}$ par résolution graphique du dénominateur ceci en traçant $\frac{1}{\alpha}$ en fonction de ΔP et en calculant l'aire de la courbe par la méthode de simpson par exemple. Mais toutefois, nous n'aurons aucune indication sur la valeur de α à perte de charge nulle. Cette valeur notée α_0 ainsi que le coefficient de compressibilité n peuvent être déduit de la relation :

$$\alpha = \alpha_0 (1+a) \Delta P^n$$

Ceci en traçant en coordonnées logarithmique α en fonction de la perte de charge. Par manque de cellule perméabilité - compressibilité, nous n'avons pût déterminer le coefficient de compressibilité n et la résistance spécifique à perte de charge nulle.

Le tracé de la courbe $\frac{1}{\alpha} = f(\Delta P)$ à partir des résultats obtenues par les essais de filtration au laboratoire (figure 23) ne donne aucune indication sur l'allure de la courbe aux faibles pertes de charges par manque de points expérimentaux à ce niveau, ceci est dû à l'impossibilité d'effectuer des essais dans ce domaine de pression de travail.

D'autre part, il aurait été plus intéressant de disposer d'une cellule compression-perméabilité, ou d'une cellule de filtration préconisée par TILLER et SHIRATO ce qui nous aurait permis de déterminer $\alpha_p = f(\Delta P)$.

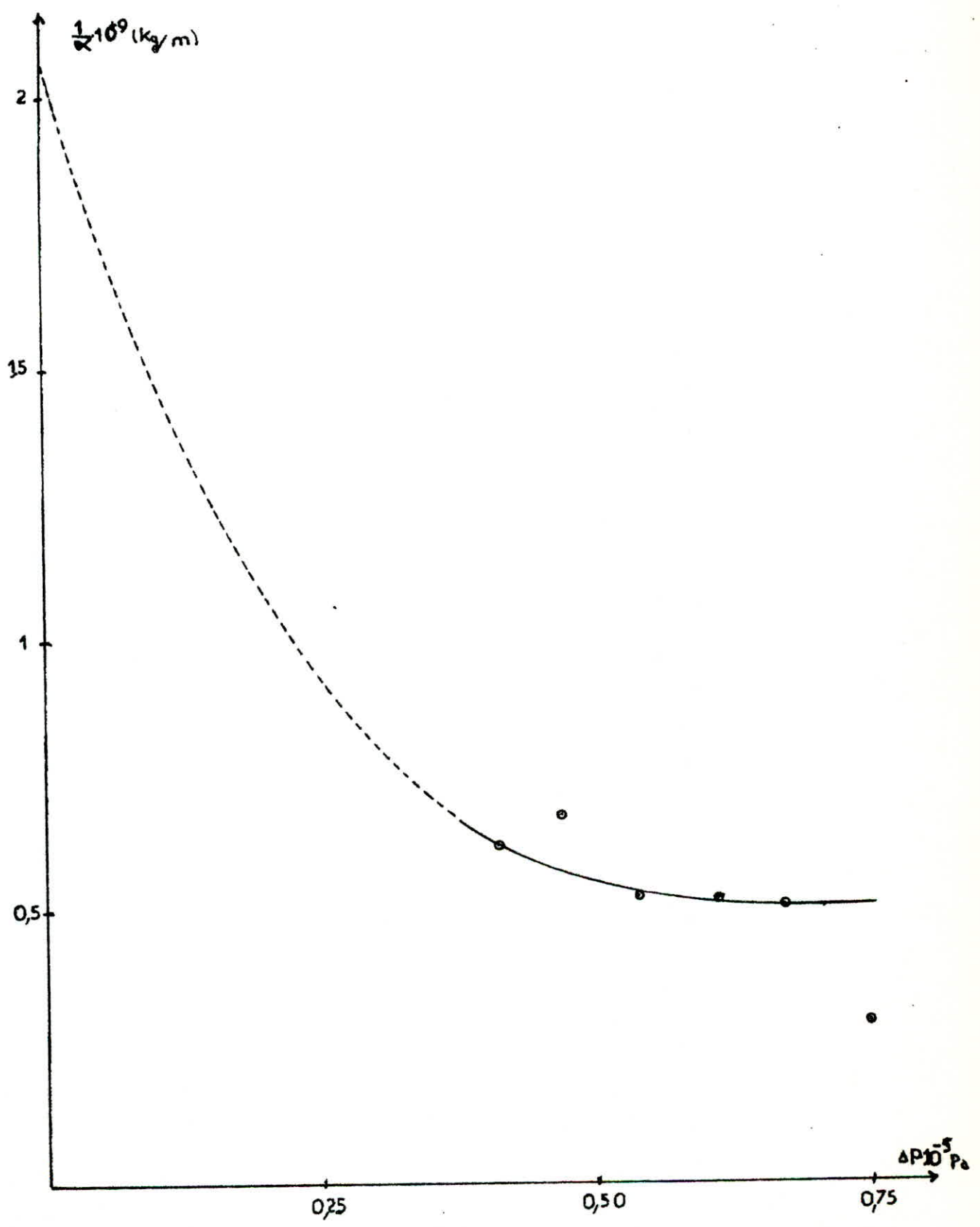


FIG: 23

V. - INFLUENCE DE LA TEMPERATURE.

La lixiviation se déroule à 60°C. Nous nous sommes donc intéressés à une filtration à haute température.

V.1. - Résultats expérimentaux.

Les conditions opératoires sont les suivantes :

$T = 56^{\circ}\text{C}.$

Floculant FA 208 à 200g/tonne.

$\Delta P = 0,605 \cdot 10^5 \text{ Pa}.$

a) - Pulpe à 175 μm . FIG 24

t(s)	8	21	26	33	41	56	66	75	81	87	90
V(cm^3)	14,42	34,16	40,76	51,72	63,56	79,76	88,99	99,15	106,54	113,13	116,15

$$V = \sqrt{(120,29)^2 + 455,88 \cdot t - 120,29}$$

$$M_{\text{GH}} = 251,82 \text{ g}$$

$$M_{\text{GS}} = 165,99 \text{ g}$$

$$\rho_L = 1,0763 \text{ g/cm}^3 \text{ à } 20^\circ\text{C}$$

$$\epsilon = 0,413$$

b) - Pulpe à 250 μm . FIG 25

t(s)	11	16	21	27	34	41	47	53	61
V(cm^3)	36,15	48,31	54,85	63,27	73,55	85,71	92,25	101,60	110,95

t(s)	66	71	76	80	90
V(cm^3)	115,62	122,17	126,84	131,52	140,73

$$V = \sqrt{(37,78)^2 + 337,77 \cdot t - 37,78}$$

$$M_{\text{GH}} = 214,31 \text{ g}$$

$$M_{\text{GS}} = 143,13 \text{ g}$$

$$\rho_L = 1,0716 \text{ g/cm}^3 \text{ à } 20^\circ\text{C}$$

$$\epsilon = 0,446$$

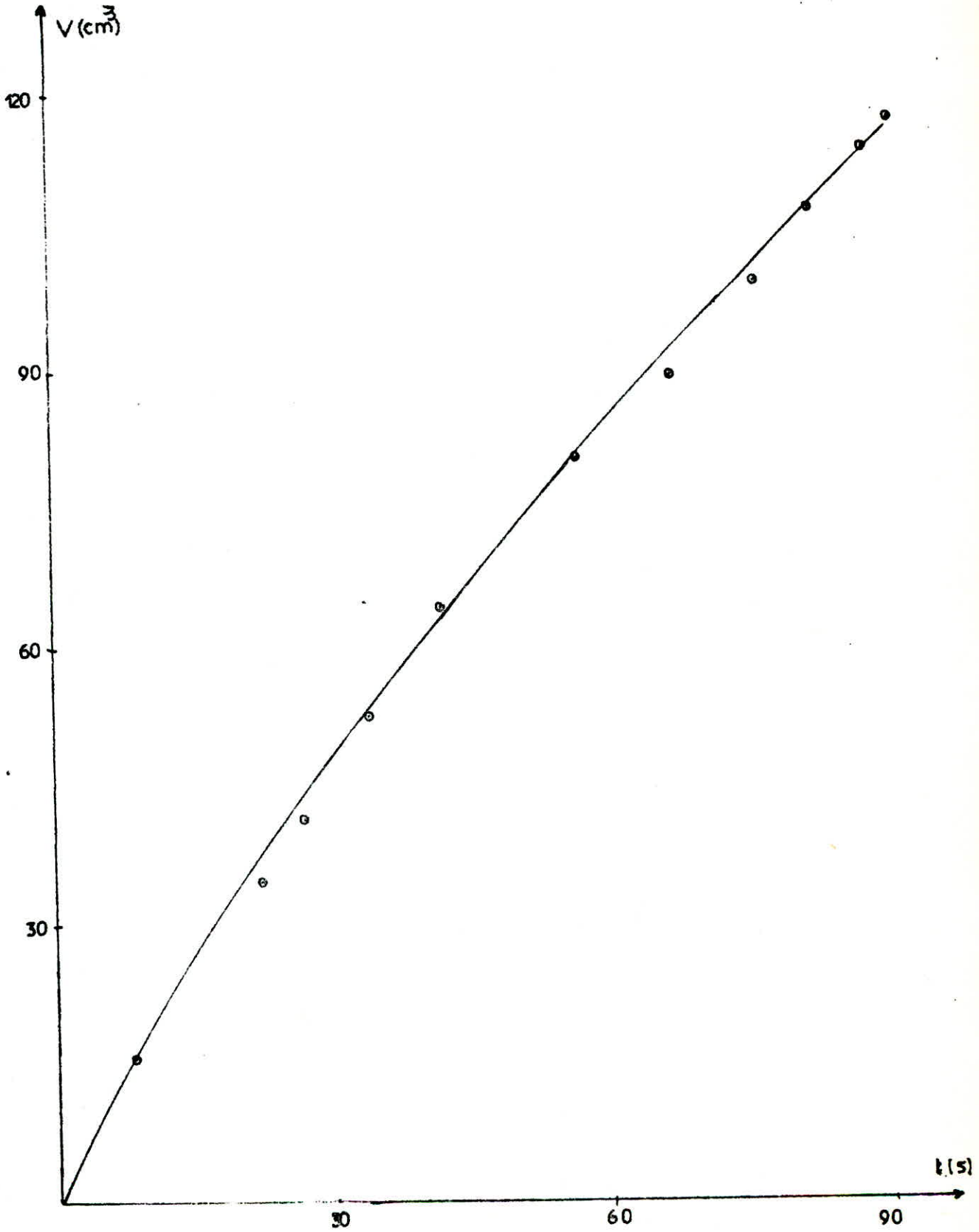


FIG: 24

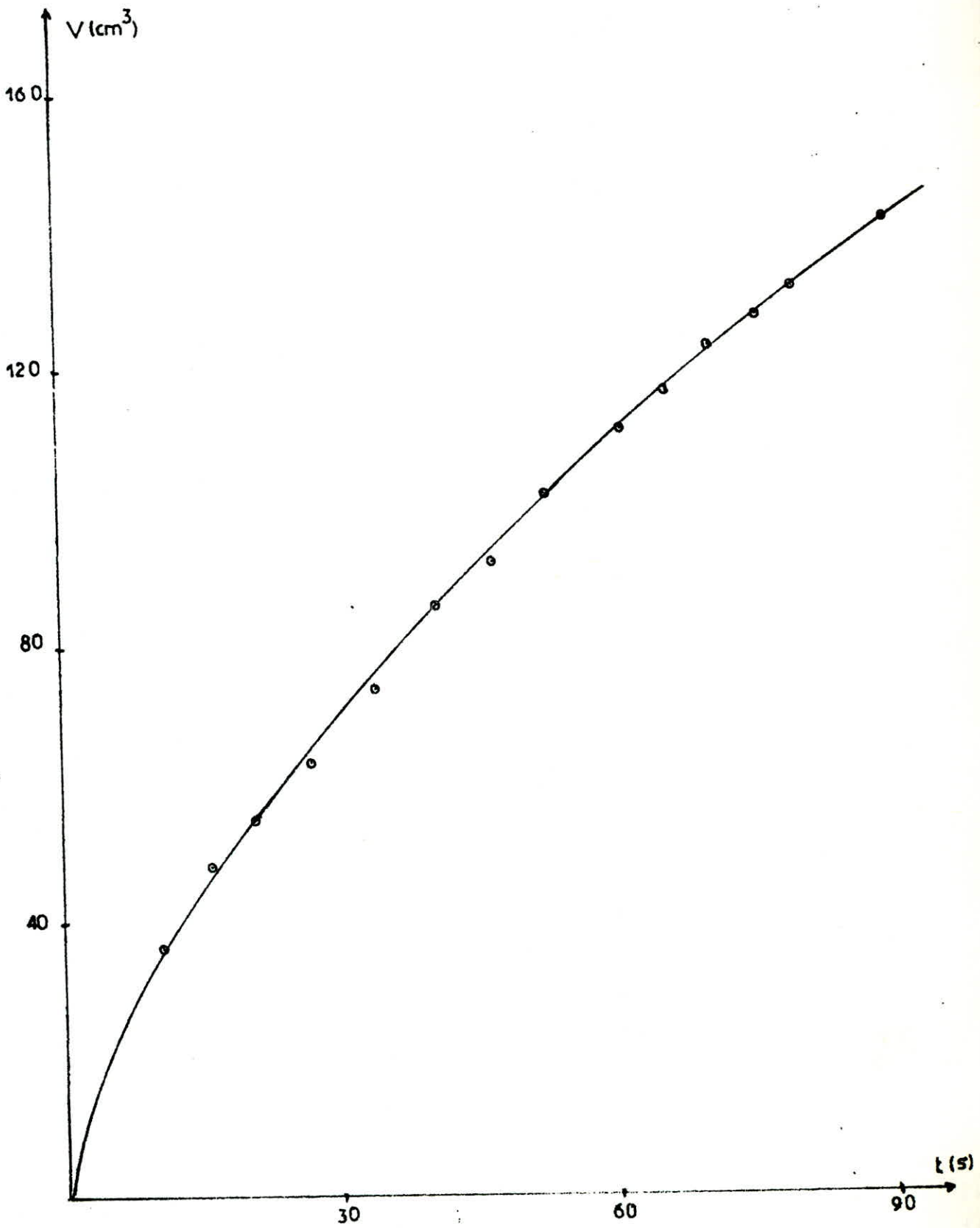


FIG : 25

2. - Exploitation des résultats.

Les paramètres du liquide à 56°C sont

$$\rho_L = 1,071 \text{ g/cm}^3$$

$$\eta = 0,775 \cdot 10^{-2} \text{ Pi}$$

Les résultats expérimentaux sont portés dans le tableau ci-dessous :

Pulpe à	Filtrabilité Kg/m ² /h	α (m Kg ⁻¹)	% H	Taux de Déplacement	Finesse de filtration	R_s (m ⁻¹)
175 μm	637,23	$3,099 \cdot 10^9$	34,08	25,08	bonne	$3,235 \cdot 10^{10}$
250 μm	768,05	$4,254 \cdot 10^9$	33,21	30,11	bonne	$1,372 \cdot 10^{10}$

suivant ces résultats, nous remarquons en un premier temps, que même à haute température, la pulpe à 250 μm donne un meilleur résultat que celle à 175 μm , et pour la même pulpe la nette augmentation de la filtrabilité avec la température.

Comme le taux de déplacement est faible, le débit d'eau de lavage sera augmenté pour récupérer le maximum de filtrat retenu dans les pores du gâteau.

Pulpe à 250 μm .

T (°C)	Filtrabilité Kg/m ² /h	α (mKg ⁻¹)	% H	taux de déplacement	finesse de filtration	R_s (m ⁻¹)
20	587,98	$1,861 \cdot 10^9$	33,93	52,29	bonne	$1,333 \cdot 10^{10}$
56	768,05	$4,254 \cdot 10^9$	33,21	30,11	bonne	$1,372 \cdot 10^{10}$

C H A P I T R E V.ESSAI PILOTE.

Les essais de laboratoire nous ont permis de déterminer les paramètres optimaux pour le filtre pilote:

- granulométrie -----	$d_p = 250 \mu\text{m}.$
- vitesse de rotation du tambour -----	$N = 0,33 \text{ t/mn}.$
- perte de charge -----	$\Delta P = 0,605 \cdot 10^5 \text{ Pa}.$
- flocculant -----	FA 208 à 200 g/tonne
- température -----	$T = 56^\circ\text{C}.$

Un essai pilote a donné les résultats suivants :

	Volume (l)	concentration en U(g/l)	$\rho_L (\text{g/cm}^3)$
Solution de lixiviation	9,5	1,74	1,0710
Filtrat recueilli	8,5	1,20	1,0394
Eau de lavage recueilli	3,5	0,78	1,0235

Le temps de filtration est de 12 mn.

Le volume non filtré restant dans le bac = 1,5 l.

Le volume d'eau de lavage = 4,5 l, correspondant à un débit de 23 l/h.

Surface de filtration $A = \frac{0,1}{3} \text{ m}^2$

V.1. - Calcul de la filtrabilité :

$$F = V_f \cdot \rho_L \cdot \frac{3600}{t} \cdot \frac{1}{A}$$

$$F = (9,5 - 1,5) \cdot 10^{-3} \cdot 1039,4 \cdot \frac{3600}{60 \cdot 12} \cdot \frac{3}{0,1}$$

$$F = 1247,3 \text{ Kg/m}^2/\text{h.}$$

V.2. - Humidité du gâteau.

Nous avons pris plusieurs échantillons de gâteau que nous avons pesés humides puis secs. Les valeurs moyennes des résultats sont :

$$M_{GH} = 40,73 \text{ g.}$$

$$M_{GS} = 27,90 \text{ g.}$$

d'où le pourcentage d'humidité :

$$\% H = \frac{40,73 - 27,90}{40,73} \times 100$$

$$\% H = 31,5$$

V.3. - Bilan massique :

Nous considérons le bilan massique en uranium qui s'écrit sous la forme :

$$\begin{aligned} \text{masse d'uranium dans la solution} &= \text{masse d'uranium dans le filtrat.} \\ &+ \text{masse d'uranium dans l'eau de} \\ &\quad \text{lavage.} \\ &+ \text{masse d'uranium dans le gâteau.} \end{aligned}$$

d'où :

$$\text{Conc } U_{S.L} \cdot V_{S.L} = \text{Conc } U_f \cdot V_f + \text{Conc } U_{e.L} \cdot V_{e.L} + \text{Conc } U_g \cdot M_g$$

Masse d'uranium dans la solution :

$$M_U(S.L) = 1,74 \times 8 = 13,92 \text{ g}$$

Masse d'uranium dans le filtrat :

$$M_U(F) = 1,2 \cdot 8,5 = 10,2 \text{ g}$$

Masse d'uranium dans l'eau de lavage :

$$M_U(E.L) = 0,78 \cdot 3,5 = 2,73 \text{ g}$$

% d'uranium récupéré pour la période de filtration seule :

$$\%U = \frac{10,2}{13,92} \cdot 100 = 73,3$$

% d'uranium récupéré pour le cycle complet :

$$\%U = \frac{10,2 + 2,73}{13,92} \cdot 100 = 93$$

V.4. - Prévision du volume de filtrat.

Connaissant le temps de filtration on peut à partir des équations (41) ou (42) prévoir le volume de filtrat recueilli. Notons que ce volume représente la quantité minimal; En effet le vide n'est pas appliqué uniquement dans la section filtration. Donc à la valeur calculée il faut ajouter deux termes :

- La quantité d'eau de lavage qui tombe dans l'auge.
- La quantité recueillie par essorage.

Pour des conditions opératoires identiques les constantes C et V_f déterminées à partir des essais de laboratoire doivent être exprimées par unité de surface

Exemple de calcul :

L'essai pilote correspond aux conditions telles que :

$$V_f = 37,78 \cdot 10^{-6} \text{ m}^3$$

$$C = 337,77 \cdot 10^{-12} \text{ m}^6/\text{S}$$

$$\text{d'où } V'_f = \frac{V_f \cdot 4}{\pi \cdot 0,01} = V_f \cdot 127,32 \text{ m}^3/\text{m}^2$$

$$C' = \frac{C \cdot 16}{(\pi \cdot 0,01)^2} = C \cdot 1,62 \cdot 10^4 \text{ m}^6/\text{m}^4 \cdot \text{S}$$

L'équation (41) donne :

$$V_{tr} = \sqrt[3]{\frac{1}{4} \left[V (37,78 \cdot 10^{-6} \cdot 127,32)^2 + 337,77 \cdot 10^{-12} \cdot 1,62 \cdot 10^4 \cdot 60 - 37,78 \cdot 10^{-6} \cdot 127,32 \right]}$$

$$V_{tr} = 1,394 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3$$

Pour l'essai pilote qui a duré 12 minutes le volume recueilli pour la seule période de filtration sera :

$$V_F = 1,394 \cdot 10^{-3} \cdot 4 = 5,58 \text{ litres.}$$

V.5. - Conclusion.

Nous remarquons que malgré un lavage plus ou moins poussé, il y a environ 7% en masse d'uranium retenu dans le gâteau.

Notons que l'arrosoir utilisé a été fabriqué au niveau du centre, il ne correspond pas aux normes exigées. Lors de l'essai, une partie d'eau de lavage est tombée dans le bac de filtration d'où le changement des caractéristiques physique du filtrat. Il nous a été difficile de régler le débit d'eau pour que toute la quantité soit récupérée.

C O N C L U S I O N .

La séparation solide - liquide intervient dans plusieurs étapes du schéma de traitement du minerai d'uranium.

Nous nous sommes intéressé à la filtration de pulpe obtenue après lixiviation.

Les essais de laboratoire nous ont permis de déterminer les paramètres optimaux :

- filtre à tambour rotatif.
- granulométrie : 250 microns.
- température : 56°C
- type de flocculant: FA 208 à 200 g/tonne
- durée de cycle: 3 mn
- perte de charge : $0,605 \cdot 10^5$ Pa

Un essai pilote sur filtre à tambour rotatif s'est traduit par de bons résultats de filtrabilité capacité (40l/h), humidité du gâteau et uranium récupéré qui justifient l'emploi de ce type de filtre.

Nous avons rencontré des difficultés dans l'opération de lavage. Le système d'arrosage ne permettait pas une récupération totale de la quantité d'eau utilisée. Nous préconisons donc l'acquisition d'un arrosoir normé auprès du constructeur.

Avec une capacité de 40 l/h et les bons rendements obtenus, ce type de filtre ouvrent de larges perspectives d'application.

B I B L I O G R A P H I E.

- (1). WALTER.L.BADGER et JULIUS T.BACHERO.
Introduction to chemical engineering Mc-GRAW-HILL SERIES.
- (2). LADISLAV SVAROWSKY (Bradford).
Filtration and allied opérations. Chemical Engineering Juli.2.1979.
- (3). P.WUITHIER. Raffinage et Genie chimique
Tome II. EDITION TECHNIP.
- (4). DOMINIQUE LECLERC et PIERRE LE LEC. LA FILTRATION.
Technique de l'ingénieur. J.3.
- (5). B.F. Rith, Ind. Eng. Chem. 27, 708 - 723 (1935).
- (6). B.F. Ruth, G.H. Montillon and R.E. Montonna
Ind. Eng. Chem. 25, 76 - 82 (1933).
- (7). Mc Cabe an SMITH Unit Opérations of Chem. Eng.
Mc GRAW - HILL.
- (8). SNF - FLOERGER. Rapport de travaux sur les flocculants.
- (9). KOUIDER Ali. Thèse de Magister. Université d'Alger. Nov. 1978.
- (10). Rapports de travaux de recherche sur le minerai d'uranium.
- (11). PERRY(J.H) Chemical Engineers Hand book. Mc GRAW - HILL, New-York.
- (12). H.P. Grace Resistance and compressibilité of Filter Cakes Chemical
Engineering Progress Vol 49 N°7 (1953).

