

5/81

ECOLE NATIONALE POLYTECHNIQUE

1ex

DEPARTEMENT GÉNIE CHIMIQUE

PROJET DE FIN D'ETUDES

Sujet :

RECHERCHE SUR LES COURBES DE REPONSE

DANS LE CAS D'ADSORPTION EN PHASE LIQUIDE.

Proposé par : A.TYCZKOWSKI. Etudié par : OMAR.BARKAT.

UNIVERSITÉ DES SCIENCES ET DE LA
TECHNOLOGIE D'ALGER

ÉCOLE NATIONALE POLYTECHNIQUE

DÉPARTEMENT DE GENIE CHIMIQUE

PROJET DE FIN D'ÉTUDES
EN VUE DE L'OBTENTION DU DIPLOME
D'INGÉNIEUR EN GENIE CHIMIQUE

PRÉSENTÉ PAR:

O. BARKAT.

RECHERCHE SUR LES COURBES
DE RÉPONSE DANS LE CAS
D'ADSORPTION EN PHASE LIQUIDE

DIRIGÉ ET PROPOSÉ PAR:

A. TYCZKOWSKI

JANVIER 1981

Dédicaces

à mon chère Père
à ma chère Mère
pour leurs sacrifices, leur compréhension
pour m'avoir tout donné.

à mes Frères
Kamel
Boualem
Toufik
pour leur soutien, et leur aide.

à ma Soeur
Fatima
et à sa petite famille

à mon Ami
Nacer
et
à tout ceux qui me sont chers
Je dédie ce modeste travail

Quon
Boualem

PROJET DE FIN D'ETUDES.

soutenu le 3 / 02 / 1981

Devant.

MEMBRES DU JURY

PRESIDENT.

M^r S.E. CHITOUR. Docteur es. sciences,
Professeur à l'E.N.P.A, chef de Département du
Genie chimique.

EXAMINATEURS.

- M^{lle} ALIA, Maitre assistante à l'E.N.P.A.
M^r OBRETENOV, Professeur à l'ENPA.
M^r DOUCHANOV, Maitre de conférence à l'E.N.P.A.
M^r TYCZKOWSKI, Maitre de conférence à l'E.N.P.A.

REMERCIEMENTS.

Ce travail a été proposé et dirigé par M^r A. TYCZKOWSKI auquel je tiens à exprimer ma vive reconnaissance pour tous les conseils précieux qu'il m'a prodigués au cours de mon travail.

A M^r S. E. CHITOUR qui m'a fait l'honneur de présider ce jury je tiens à affirmer ma profonde gratitude.

Mes remerciements s'adressent à tous les membres qui ont bien voulu m'honorer de leur présence dans ce jury.

Que tous les enseignants, tant du primaire, du secondaire que du supérieur trouvent ici mes remerciements et ma profonde reconnaissance.

Dans un même remerciement, j'associerai toutes les personnes qui ont contribué de près ou de loin à l'élaboration de ce travail.

Il m'est agréable enfin de souligner tout ce que je dois à mes camarades du Génie chimique pour le climat de sympathie qu'ils ont su créer et pour la collaboration dont beaucoup m'ont fait bénéficier.

-TABLE DES MATIERES-

chapitre I

INTRODUCTION.

- But de notre étude.
- Résumé de notre étude.

chapitre II

RAPPELS THÉORIQUES

II.1. GÉNÉRALITÉS SUR L'ADSORPTION.

- II.1.1. L'adsorption
- II.1.2. Types d'adsorption
- II.1.3. Phénomènes d'adsorption.

II.2. LES CHARBONS ACTIFS.

- II.2.1. Définition.
- II.2.2. Fabrication des charbons actifs.
- II.2.3. Particularités des charbons actifs.
- II.2.4. Techniques d'utilisation.

II.3. APPLICATIONS DE L'ADSORPTION.

II.4. DYNAMIQUE D'ADSORPTION.

- II.4.1. Introduction.
- II.4.2. Analyse d'un problème théorique sur la dynamique d'adsorption.
- II.4.3. Adsorption en lit fixe.
- II.4.4. Facteurs pratiques contrôlant la dynamique d'adsorption.

chapitre III

PARTIE EXPÉRIMENTALE.

- III.1. Schéma de l'installation.
- III.2. Produits chimiques utilisés.
- III.3. Technique d'analyse.
- III.4. Préparation des solutions.
- III.5. Mode opératoire.

chapitre IV

RÉSULTATS EXPÉRIMENTAUX.

chapitre V

INTERPRÉTATION DES RÉSULTATS.

- V.1. Temps de capture et équation de SHILOV.
- V.2. Calcul de la hauteur de la zone d'adsorption.
- V.3. Activité dynamique.
- V.4. Activité statique.
- V.5. Vitesse de déplacement.
- V.6. Temps stoéchiométrique.
- V.7. Temps de rupture conventionnel.
- V.8. Activité dynamique pour les lits de charbon actif régénéré.

chapitre VI

- CONCLUSION GÉNÉRALE.

- BIBLIOGRAPHIE.

I/ INTRODUCTION

Depuis l'apparition sur le marché des adsorbants, l'adsorption n'a cessé d'étendre son domaine d'utilisation face à des procédés plus classiques tels que la distillation ou l'extraction.

Initialement limitée au séchage de gaz ou à l'élimination d'impuretés en phase fluide, l'adsorption s'est développée en pétrochimie pour le fractionnement des hydrocarbures et à une époque où la lutte contre la pollution bouleverse les notions de rentabilités, l'adsorption s'affirme comme un procédé de plus en plus compétitif à grande échelle. De nos jours la pollution de l'eau et de l'atmosphère par des produits chimiques toxiques issus des industries chimiques et pétrochimiques est devenue un problème soucier. Il semble qu'un traitement sur charbon actif pourrait être une méthode excellente, à l'épuration des eaux résiduaires avant leur rejet dans les cours d'eau, à la purification de l'eau d'usage pour l'alimentation en eau potable et à la récupération de certains produits organiques. Des recherches dans ce domaine sont nécessaires afin de développer un procédé, pour pouvoir combattre contre le manque d'eau d'une part et pour la récupération des produits éliminés qui constitue une économie importante d'autre part.

L'adsorption se manifeste, lorsqu'on met en contact un fluide et un solide, par une différence de composition entre la phase adsorbée au voisinage immédiat du solide et la phase fluide.

C'est un phénomène qui peut être physique ou chimique, et qui se passe à l'interface de deux constituants.

Elle est en pratique utilisée dans les cas suivants :

- Séparation des mélanges, quand tous les constituants sont de grandes valeurs.
- Récupération des produits organiques.
- Élimination des contaminants de l'air ou de l'eau.
- Récupération des constituants coûteux.
- Séchage des gaz.

Le développement des installations d'adsorption depuis quelques années a montré les perspectives qui se présentent actuellement aux Ingénieurs qui cherchent des solutions aux nombreux problèmes que la conjoncture leur présente.

OBJET DE NOTRE ETUDE.

Nous nous sommes intéressés au comportement d'un lit fixe de charbon actif granulé au cours de l'adsorption de l'acide acétique (CH_3COOH) dilué dans de l'eau non adsorbable.

Nous avons choisi d'étudier l'adsorption de ce système à une température de 30°C , un débit de liquide de 5 ml par minute et concentration du mélange à traiter de 0,5 mole par litre.

L'objet de cette étude a été à partir d'expériences réalisées sur une petite colonne d'analyser les processus de transfert mis en œuvre par l'adsorption dynamique et d'étudier l'influence des phénomènes liés à la hauteur du lit, afin de donner un exemple d'évaluation des paramètres indispensables au calcul d'un adsorbent industriel.

RÉSUMÉ DE NOTRE ÉTUDE.

Nous avons mis au point un appareillage d'adsorption en vue de l'étude de l'adsorption dynamique de l'acide acétique sur du charbon actif granulé.

Nous avons étudié la forme des courbes de réponse.

Nous avons ensuite donné l'équation de Shilov relative à notre système donnant le temps de rupture en fonction de la hauteur du lit.

Enfin nous avons étudié l'influence de la hauteur du lit d'adsorbant sur divers paramètres importants nécessaires pour un calcul d'adsorbent.

Les expériences ont été faites dans une colonne de 15 millimètres de diamètre intérieur avec une solution aqueuse d'acide acétique de concentration $\frac{1}{2}$ mole par litre sur un lit de charbon actif granulé à une température de 30°C et un débit liquide de 5 ml par minute.

II / RAPPELS THEORIQUES.

II.1. Généralités sur l'adsorption.

II.1.1. L'adsorption.

Les molécules, ions ou atomes formant la surface d'un solide sont soumis à des forces dissymétriques qui se traduisent par un champ de force attractif. Ce champ a une portée limitée à des distances de l'ordre de grandeur des dimensions des atomes (quelques Å), mais il est suffisant pour attirer les molécules de gaz ou de liquide situées au voisinage immédiat de l'interface. Ce sont ces forces qui provoquent la fixation des molécules à la surface; Ce phénomène est appelé adsorption. (6).

L'adsorption phénomène de surface est donc à distinguer de l'absorption phénomène de profondeur dans laquelle interviennent des facteurs chimiques (10). Suivant la nature des phases contiguës, on peut distinguer cinq types d'interfaces : gaz-solide, liquide-solide, gaz-liquide, liquide-liquide, solide-solide. L'adsorption par un solide peut donc être définie comme étant le phénomène d'enlèvement des molécules d'une phase gazeuse ou liquide par la surface de ce solide. Dans ce cas le terme surface doit s'étendre à la totalité de la surface externe géométrique et de la surface interne engendrée par les fissures, cavernes ou capillaires. (10).

La théorie de l'adsorption des liquides par les solides est beaucoup moins complète que celle de l'adsorption des gaz ou des vapeurs par les solides; ce n'est sans

aucun doute dû à de nombreux facteurs qui rendent l'étude de tels phénomènes beaucoup plus difficile à interpréter avec certitude que l'adsorption en phase gazeuse.

II.1.2. types d'adsorption

Il existe deux types d'adsorption: l'adsorption physique ou *physisorption* et l'adsorption chimique ou *chimisorption*.

Une distinction entre deux catégories de forces d'attraction doit cependant être faite.

a) forces attractives de nature physique, comprenant les forces dites de Van der Waals qui sont à l'origine de déviation des gaz réels par rapport aux gaz parfait et aussi de liquéfaction d'un gaz. Ces forces ne détruisent pas l'individualité des molécules et lorsqu'elles opèrent, correspondent à des énergies faibles; dans ce cas on a une adsorption physique ou *physisorption*.

b) forces attractives de nature chimique qui sont responsables des liaisons chimiques entre atomes. lorsqu'elles interviennent, il y a transfert ou mise en commun d'électrons et en conséquence destruction de l'individualité des molécules.

Les énergies mises en jeu sont plus élevées, par conséquent nous avons une adsorption chimique ou *chimisorption*.

En principe, la distinction entre ces deux types d'adsorption est nettement claire. La différence entre l'adsorption physique et chimique se ramène donc à une différence entre les types de forces, donc de liaisons qui retiennent les molécules de gaz ou de liquide à la surface du solide. (6).

Expérimentalement il est possible de distinguer ces deux types d'adsorption à partir des énergies d'adsorption.

II.1.2.1. Chaleur d'adsorption.

Durant l'adsorption physique l'énergie d'adsorption libérée par mole de gaz ou de liquide adsorbée est généralement de 2 à 10 Kcal par mole, alors que celle libérée pendant l'adsorption chimique est élevée et supérieure à 10 Kcalories par mole (17)

Quelque soit le type d'adsorption, le processus est toujours exothermique (ΔH négative). Ce fait est en accord avec les prévisions thermodynamiques. Par conséquent d'après la relation bien connue

$$\Delta G = \Delta H - T\Delta S$$

la chaleur d'adsorption doit être négative.

II.1.2.2. Vitesse d'adsorption.

C'est un autre critère qui permet de distinguer expérimentalement entre la chimisorption et la physisorption.

Pour l'adsorption physique cette vitesse est très rapide et conduit à une condensation. En chimisorption cette vitesse est très lente. (6).

II.1.2.3. Spécificité du phénomène d'adsorption

Le type d'adsorption peut aussi se déterminer à partir de la spécificité. L'adsorption physique est non spécifique, tandis que l'adsorption chimique est spécifique. (17).

II.1.2.4. Température.

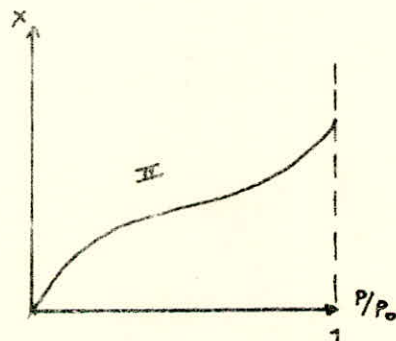
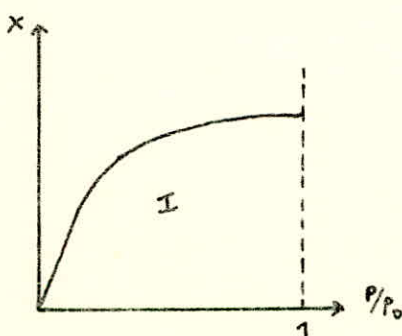
La physisorption ne pourrait avoir lieu qu'aux températures inférieures à la température d'ébullition de l'adsorbant dans les conditions opératoires de pression, tandis que l'adsorption chimique est possible même à des températures d'ébullition de l'adsorbant dans les mêmes conditions à l'exception des solides poreux. (17).

II.1.3. Phénomènes d'adsorption

Les isothermes d'adsorption sont le plus souvent utilisés pour représenter ce phénomène.

Les isothermes sont généralement représentés dans un diagramme avec en ordonnées la quantité adsorbée (exprimée en masse ou en volume à TPN) et en abscisses la pression relative ; c'est à dire le rapport P/P_0 de la pression effective à la pression saturante P_0 de l'adsorbant à la température d'expérience.

Les isothermes d'adsorption s'apparentent à l'un des cinq types représentés ci-dessous. (10).



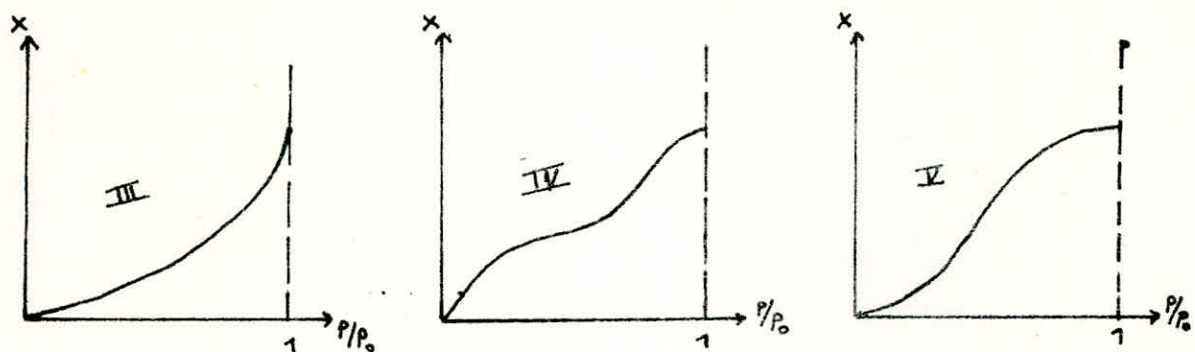


fig. 1

x: quantité adsorbée

P: pression effective

P₀: pression saturante

II.2/ LES CHARBONS ACTIFS.

II.2.1. Définition.

Par charbons actifs, on désigne des charbons ayant subi un traitement dit d'activation leur conférant une grande porosité fine, d'où découlent des propriétés adsorbantes et décolorantes.

II.2.2. Fabrication des charbons actifs

Les procédés divers de préparation des charbons actifs se rattachent à l'un des deux modes d'activation suivants dénommés: activation chimique et activation par les gaz, à partir de diverses matières premières telles que: bois, coques de noix de coco, tourbe, charbon minéral.

Dans l'activation par les gaz, le cas le plus général utilise l'action de vapeur d'eau à température élevée sur du charbon; une réaction analogue à celle de la formation du gaz à l'eau:



entraîne une combustion du charbon, notamment interne, lui communiquant une grande porosité.

Dans l'activation chimique, on attaque des matières carbonées comme la sciure de bois par un produit chimique tel que l'acide phosphorique ou le chlorure de zinc, qui, dans les conditions de traitement, carbonise, en l'activant, la matière première.

Le pH des charbons actifs peut être modifié et réglé à une valeur donnée. Dans le cas où une pureté chimique très poussée est exigée, les charbons actifs sont soumis à un déendrage par des lavages acides

suivis de rinçage à l'eau pure.

Pour certaines applications, la catalyse notamment, les charbons actifs peuvent recevoir une imprégnation par un corps adéquat.

Selon le mode d'utilisation auquel ils sont destinés, les charbons actifs sont présentés sous des formes différentes obtenues avant ou après activation:

- poudre pour le traitement des liquides par mélange.

- granulés, filés ou concassés pour le traitement des liquides et des gaz par percolation, en lit fixe, mobile ou fluidisé. (7).

II.2.3. Particularités des charbons actifs.

Les charbons actifs présentent la particularité par rapport aux autres adsorbants couramment utilisés dans l'industrie, gel de silice, alumine activée, tamis moléculaires, de mal adsorber l'eau dans certaines conditions et d'avoir une capacité d'adsorption très favorable pour la majorité des produits organiques. (3)

De ce fait si un charbon actif a une certaine humidité, son action ne sera guère gênée, les corps adsorbables déplaçant l'eau.

Dans les traitements en phase liquide, où l'eau est le milieu à épurer, les impuretés adsorbables sont retenues sans que l'eau intervienne, tout au moins dans une certaine mesure du fait qu'elle représente en général le composant principal. (7).

II.2.4. Techniques d'utilisation.

II.2.4.1. Traitement en phase liquide par des charbons actifs en poudre.

Des charbons actifs en poudre sont incorporés au liquide et laissés en contact normalement de 15 à 30 minutes, sous bonne agitation; exceptionnellement, certains cas particuliers nécessitent des temps de contact pouvant atteindre une heure.

Dans tous les cas, le charbon actif doit être éliminé par filtration.

II.2.4.2. Traitement en phase liquide sur charbons actifs granulés

Alors que le traitement par charbon actif en poudre entraîne la perte de ce dernier, l'emploi de la percolation sur charbon actif granulé permet de récupérer celui-ci lorsqu'il est saturé et de le régénérer. Le passage du liquide s'effectue généralement de haut en bas. Lorsque le charbon actif est épuisé, il peut être récupéré et régénéré, en tenant compte des impuretés qu'il contient.

II.2.4.3. Traitement en phase gazeuse sur charbons actifs granulés.

Le procédé s'apparente à celui décrit en phase liquide. (7)

II.2.5. Régénération ou désorption de l'adsorbant.

Lorsque l'adsorbant a fixé une quantité d'adsorbat telle que l'on atteint le point de rupture, il faut

effectuer sa régénération en procédant à sa désorption, opération qui nécessite un apport d'énergie extérieure pour vaincre les forces d'adsorption et vaporiser les liquides condensés.

L'air ou les gaz chauds sont surtout utilisés pour la désorption de l'eau fixée par les adsorbants utilisés pour la dessiccation de l'air ou des gaz.

Dans le cas de désorption par la vapeur d'eau, l'adsorbant est séché par un courant de gaz chaud et est ensuite refroidi avant d'être utilisé.

Cependant, si la substance à adsorber a une affinité pour l'adsorbant beaucoup plus élevée que l'eau, on peut permettre en œuvre l'adsorbant humide, car, durant l'adsorption, l'adsorbant à fixer chassera l'eau et, de plus, la chaleur adsorbée pour la désorption de cette dernière, compensera de façon appréciable la chaleur d'adsorption de l'adsorbant, ce qui limitera l'élévation de température.

Du point de vue économique, on n'a pas intérêt, le plus souvent, à désorber complètement l'adsorbant; en effet si au début une faible quantité de fluide régénérant expulse une forte proportion d'adsorbant, il n'en est plus de même en fin d'opération, et l'élimination totale de l'adsorbant entraînerait une consommation excessive d'air chaud, de gaz chaud ou de vapeur suivant le type de substance à désorber, ce qui augmenterait le prix de revient de cette désorption.

On laisse donc dans l'adsorbant une charge résiduaire dont l'importance dépend de la nature de l'adsorbant. (10)

II.3. Applications de l'adsorption.

L'adsorption trouve son application dans plusieurs branches de l'industrie - En pratique elle est utilisée dans les cas suivants:

- séparation des mélanges, quand tous les constituants sont de grandes valeurs.

- récupération des constituants coûteux: comme exemple, on a la régénération des solvants de l'air. Elle est aussi utilisée dans le cas d'élimination des combinaisons organiques quand:

- 1°/ la concentration des constituants est faible
- 2°/ les constituants ne sont pas oxydés.

de part cela, on l'utilise aussi comme dernière étape de purification des effluents industriels. (12)

Dans le cas de l'emploi du charbon actif, son action adsorbante porte notamment sur la récupération des produits organiques. (3).

des principales industries intéressées par l'adsorption sont les suivantes:

- Industrie textile (13)
- traitement des eaux (7)
- Industrie pétrochimique (2)

Comme exemple de corps couramment récupérés, nous avons:

- phénol (9)
- para-chlorophénol (14)
- para-nitrophénol (8)
- crésol (4)
- Acétone (4)
- Acétate éthylique (5)

- les combinaisons pesticides. (15)

II.4 - DYNAMIQUE D'ADSORPTION

II.4.1. Introduction.

La façon la plus courante d'effectuer une opération d'adsorption consiste à faire passer le mélange fluide sur un lit fixe d'adsorbant.

Lorsque le mélange est liquide, l'opération prend le nom de percolation. (22)

Le processus d'adsorption peut être réalisé en phase gazeuse, liquide ou solide, tout dépendra de la technologie.

Deux groupes d'opérations sont réalisables :

- a) Opération en discontinue.
- b) Opération en continue.

Chaque opération peut être réalisée dans un adsorbant avec une couche fixe ou fluidisée.

Le processus en continue participe au groupe des opérations cinétiques du génie chimique, par contre dans l'opération en discontinue ou processus périodique il y a une opération typiquement dynamique. Dans ce cas on parle de la dynamique d'adsorption.

II.4.2. Analyse d'un problème théorique sur la dynamique d'adsorption.

Pour obtenir une solution générale à ce problème il faut tenir compte des équations suivantes :

- 1/ équation du bilan de matière
- 2/ équation de la vitesse d'adsorption.

- 3/ équation de l'isotherme d'adsorption
- 4/ équation de Navier-Stockes.
- 5/ équation de continuité
- 6/ système d'équation caractérisant les propriétés thermiques.

seules les cinq premières équations suffisent à la résolution de ce genre de problème.

En admettant que le processus est isothermique et que l'écoulement se fait seulement dans une seule direction, on peut résoudre ce problème en obtenant les équations suivantes:

II.4.2.1. équation des bilans de matière.

$$\boxed{E \frac{\partial c}{\partial \tau} = -w \frac{\partial c}{\partial h} - \frac{\partial a}{\partial \tau} + D_E \frac{\partial^2 c}{\partial h^2}} \quad (1)$$

- où
- E : porosité de la couche
 - τ : temps en seconde
 - c : concentration de l'adsorbant en phase gazeuse ou liquide en Kg/m^3
 - w : vitesse superficielle en m/s .
 - h : distance de l'entrée en m .
 - a : concentration d'adsorbant en phase solide en Kg/m^3
 - D_E : coefficient de la diffusion longitudinale en m^2/s .

Le coefficient de diffusion longitudinale est très difficile à obtenir.

d'existence de ce coefficient dépend :

- de la structure de la couche qui n'est pas homogène.
- de la fluctuation de la vitesse. (pas de vitesse constante)
- de la convection naturelle.
- de la diffusion moléculaire.

II.4.2.2. Equation cinétique.

Elle est de la forme -

$$\frac{\partial c}{\partial \tau} = \beta [c - c^*(a)] \quad (2)$$

où

β : coefficient global de transfert de matière en s^{-1}

$c^*(a)$: Concentration en phase gazeuse ou liquide en équilibre avec l'adsorbant en Kg/m^3 .

c : Concentration de l'adsorbant en phase gazeuse ou liquide en Kg/m^3 .

II.4.2.3. Equation de l'isotherme.

Elle est de la forme

$$a^* = f(c)_T \quad (3)$$

des conditions aux limites sont les suivantes:

$$\text{pour } h=0 \quad c=0 \quad \frac{\partial c}{\partial h} = 0 \quad (4)$$

$$\text{pour } \tau=0 \quad c=0 \quad a=0 \quad \frac{\partial c}{\partial h} = 0$$

Pratiquement il n'existe pas de solution générale. L'obtention d'une solution est possible si on admet que:

- a) il n'y a pas de diffusion longitudinale. $D_L = 0$
- b) $\beta \rightarrow \infty$ (processus rapide).

Le chercheur WICKE a obtenu une solution en établissant l'équation suivante :

$$U_c = \frac{W}{1 + f'(c)} \quad (5)$$

où :

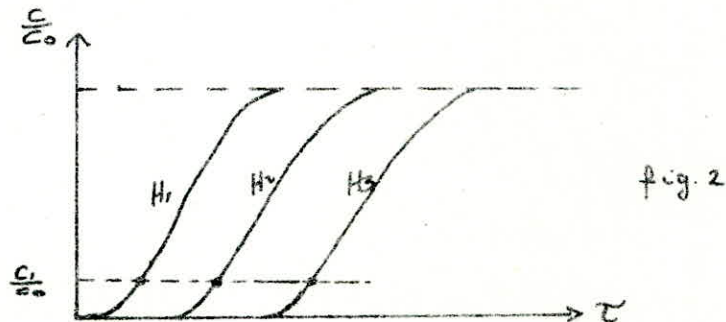
U_c : est la vitesse de déplacement des points correspondant à la concentration c du front d'adsorption

$f'(c)$: exprime la valeur de la dérivée de l'isotherme d'adsorption pour une concentration c .

Exemple :

Soit le graphe $\frac{c}{c_0} = f(\tau)$

c_0 : concentration de l'adsorbat en phase gazeuse ou liquide à l'entrée de la colonne.



tous les points de concentration c_i se déplaceront à la même vitesse U_{c_i} .

Conformément à l'équation de vitesse de WICKE chaque point du front d'adsorption se déplace avec une vitesse

III / PARTIE EXPERIMENTALE

III.1. SCHEMA DE L'INSTALLATION.

Voir page

III.2. Produits chimiques utilisés.

III.2.1. Acide acétique BDH (CH_3COOH)

Masse molaire : 60,05 g.

densité à 20°C = 1,05 g/cm³

pureté : supérieure à 99,5%

impuretés :

Composés non volatils 0,01%

(Cl) 0,0005%

(SO₄) 0,0005%

(As) 0,0002%

(Fe) 0,0002%

(Pb) 0,0002%

III.2.2. Charbon actif.

charbon actif granulé

pureté 98,5%

masse volumique 485 g/l

origine du charbon actif : charbon de bois activé.

III.3. Technique d'analyse utilisée.

La technique d'analyse que nous avons utilisée, et celle du dosage chimique par une base forte, puisque c'est la méthode qui a donné les meilleurs résultats. Au départ nous avons utilisé deux méthodes d'analyses pour la comparaison de nos résultats : celle déjà citée, la deuxième étant l'analyse par

caractéristique constante car la vitesse de déplacement ne dépend que de la vitesse d'écoulement w qui est constante et de la valeur de la dérivée. (20, 21).

II.4.2.4. isothermes d'adsorption

Comme il a été signalé, en pratique il existe plusieurs types d'isotherme mais on peut limiter ce nombre à trois types d'isotherme.

- isotherme rectiligne

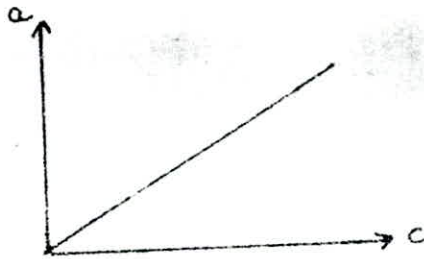


fig 3

- isotherme convexe

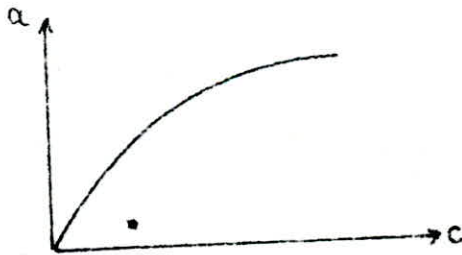


fig 4

- isotherme concave

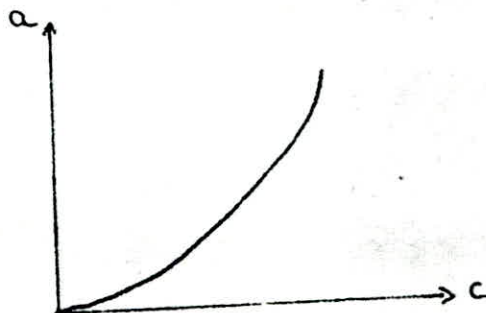


fig 5

a) isotherme rectiligne.

dorsque nous avons l'isotherme rectiligne la dérivée de l'isotherme en chaque point c est constante ainsi que la vitesse superficielle w . Ce qui implique que la vitesse de déplacement U_c est constante.

$$f'(c) = \text{cste} \text{ et } w = \text{cste} \Rightarrow U_c = \text{cste.}$$

Donc tous les points se déplacent avec la même vitesse, ainsi le front d'adsorption se déplace parallèlement conformément à l'équation de Shilov.

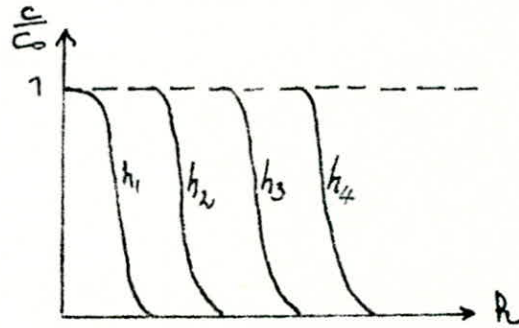


fig 6

b) isotherme convexe.

dorsqu'on est en présence de ce type d'isotherme, la valeur de la dérivée diminue pendant que la concentration augmente d'où la vitesse de déplacement des points correspondant à une concentration c augmente.

$$f'(c) \downarrow, c \uparrow \Rightarrow U_c \uparrow$$

Dans ce cas pour t très grand le front devient plat

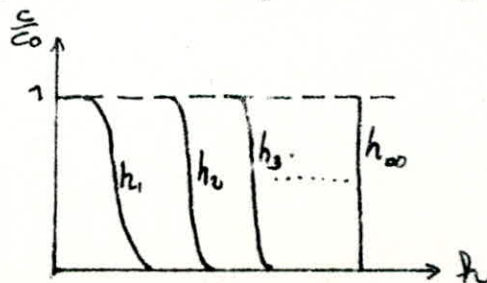


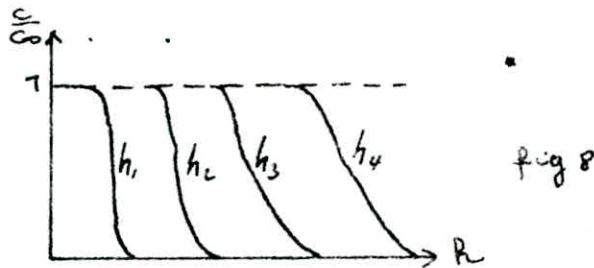
fig 7

c) isotherme concave.

dorsque celle ci existe, pendant que la valeur de la dérivée de l'isotherme augmente la concentration augmente ce qui entraîne une diminution de la vitesse de déplacement des points correspondant à la concentration c .

$$f'(c) \uparrow, c \uparrow \Rightarrow U_c \downarrow$$

Dans ce cas la hauteur du front d'adsorption grandit très vite.



Nous n'avons : envisagé que l'influence de l'isotherme sur le processus, mais normalement il faut tenir compte du coefficient de transfert de matière et de l'influence du coefficient de diffusion longitudinale D_L .

Il faut se rappeler que le processus isothermique existe rarement, mais l'effet calorifique n'agit pas sur la façon du déplacement du front, il ne cause que l'accroissement de la hauteur d'adsorption.

II.4.2.3. Analyse des divers cas.

On prend en considération les équations suivantes:

$$U_c = \frac{W \cdot c_0}{c_0 + c^*} \quad (\text{I})$$

$$U_c = \frac{W}{1 + f'(c)} \quad (\text{II})$$

(6)

$$\tau_R = \frac{1}{U_c} \cdot H \quad (\text{III})$$

$$\tau_R = \frac{1}{U_c} \cdot H - \tau_0 \quad (\text{IV})$$

où :

τ_r : temps de rupture

τ_0 : temps nécessaire pour la saturation de la première couche

H : hauteur du lit.

D_E	β	type d'isotherme	caractéristique du processus	H_a	U_c	τ_r
0	$\rightarrow \infty$	Convexe	Contraction du front	$\rightarrow 0$	eq (I)	eq (III)
0	$\rightarrow \infty$	rectiligne	stabilisation du front	cte	eq (IX)	eq (IV)
0	$\rightarrow \infty$	concave	extension du front	$\propto \tau$	eq (II)	—
0	$\neq \infty$	Convexe	stabi. déplacement //	$\neq f(\tau)$	eq (I)	eq (IV)
0	$\neq \infty$	rectiligne	extension lente	$\propto \sqrt{\tau}$	eq (I) $\frac{S_0-1}{S_0+1}$	—
0	$\neq \infty$	Concave	extension rapide	$\propto \tau$	eq (II)	—
$\neq 0$	$\rightarrow \infty$	Convexe	stabi. déplacement //	$\neq f(\tau)$	eq (I)	IV
$\neq 0$	$\rightarrow \infty$	rectiligne	extension lente	$\propto \sqrt{\tau}$	(I) $\frac{S_0-1}{S_0+1}$	—
$\neq 0$	$\rightarrow \infty$	concave	extension rapide	$\propto \tau$	eq (II)	—
$\neq 0$	$\neq \infty$	Convexe	stabi. depla. //	$= f(\tau)$	eq (I)	IV
$\neq 0$	$\neq \infty$	rectiligne	extension du front	$\propto \sqrt{\tau}$	(I) $\frac{S_0-1}{S_0+1}$	—

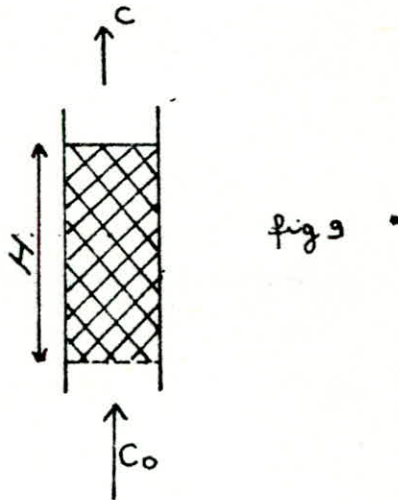
(78).

H_a : hauteur de la zone d'adsorption.

II.4.3. ADSORPTION EN LIT FIXE.

II.4.3.1. ÉVOLUTION DES CONCENTRATIONS DANS UN LIT FIXE.

Considérons un adsorbateur contenant une couche H d'adsorbant, et soit C_0 la concentration d'entrée du mélange binaire



Examinons alors comment évoluent les concentrations dans ce lit fixe au cours de l'adsorption.

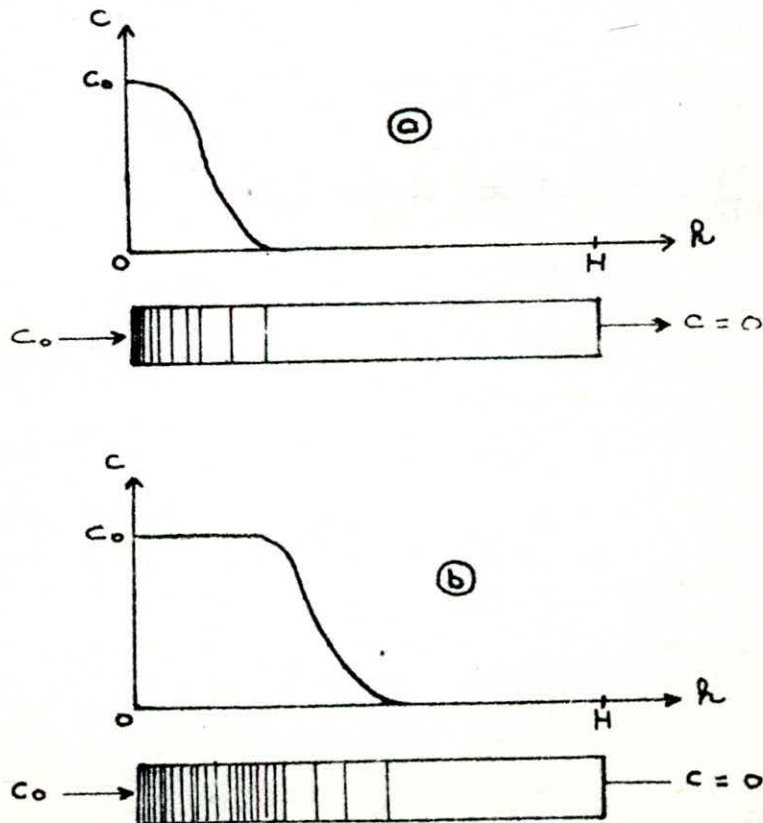


fig 10

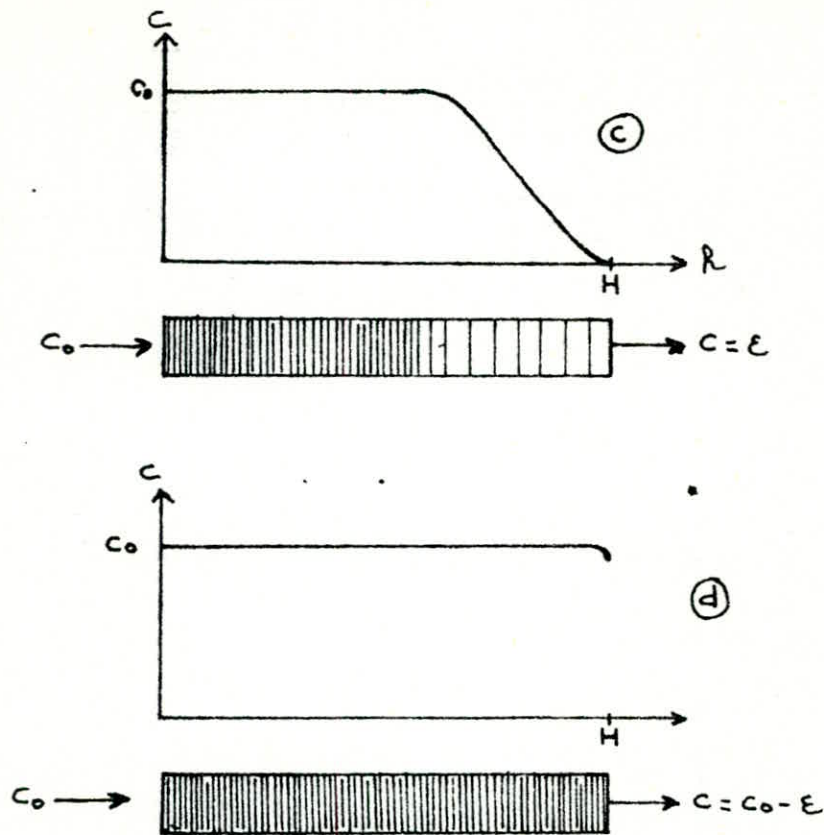


fig 10

La figure 10a correspond à un instant où peu de fluide a encore pénétré dans la colonne. La première couche d'adsorbant reçoit un mélange à concentration initiale c_0 , les couches suivantes reçoivent un mélange appauvri par l'adsorption dans les couches précédentes; par suite, la concentration du fluide diminue quand on s'éloigne de l'entrée et l'intensité d'adsorption de la couche qui se trouve près de l'entrée diminue car elle se sature. A une certaine distance de l'entrée, le fluide ne contient pratiquement plus d'adsorbat: $c=0$. On a donc, à un instant voisin de l'état initial, un profil de concentration tel que celui de la figure 10b. Quelques instants plus tard, une partie plus importante de la colonne est saturée: les concentrations ne commencent à varier qu'à une certaine distance de l'entrée et s'annulent

avant l'extrémité de la colonne; de celle-ci sort encore un fluide débarrassé d'adsorbant.

La zone où les concentrations varient s'appelle la ZONE D'ADSORPTION ou ONDE D'ADSORPTION. C'est dans cette région que produisent les phénomènes d'échanges entre le fluide et l'adsorbant. Sa forme et son étendue dépendent de l'isotherme d'adsorption et de la cinétique du transfert de matière.

La figure (10 c) correspond à l'instant T_R où la zone d'adsorption atteint l'extrémité H de la couche. A partir de ce moment, du soluté commence à apparaître dans l'effluent.

T_R est le temps de "rupture" ou breakthrough time ou encore le temps d'adsorption.

En pratique, ce temps de rupture T_R est celui pour lequel la concentration dans l'effluent atteint une certaine valeur de c . C'est vers ce moment qu'on arrête l'adsorption et on passe à la désorption.

Toutefois, si on continue d'envoyer le fluide dans la colonne, tout l'adsorbant finit par être en équilibre avec la charge; le lit entier est saturé (fig 10 d)

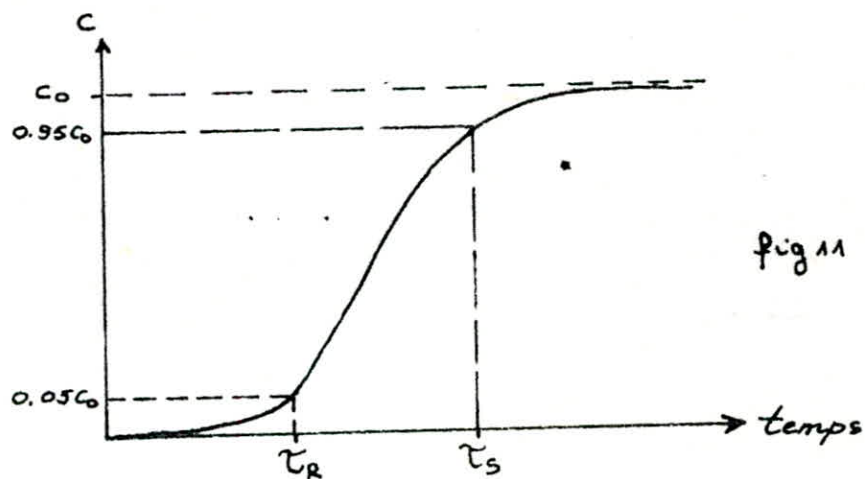
Le temps au bout duquel la concentration de l'effluent est pratiquement égale à celle de la charge s'appelle "temps de saturation" on le note T_S . (22)

Le temps de rupture est très important; il faut absolument savoir le calculer pendant l'établissement d'un projet d'adsorbant.

Dans le cas de recherches scientifiques, ce temps peut varier entre des valeurs de concentration $0,02 c_0 - 0,05 c_0$.

Pendant qu'on mesure la concentration c de l'effluent

en fonction du temps, on obtient ce qu'on appelle la "courbe de réponse" ou "courbe de rupture" ou encore "courbe de percée" (breakthrough curve) dont la connaissance est indispensable pour le calcul d'un adsorbateur. (22).



Généralement les courbes de rupture ont une forme en S comme le montre la figure ci-dessus, mais peuvent varier dans quelques cas. Le mécanisme du procédé d'adsorption, la nature de l'équilibre d'adsorption, la vitesse du fluide, la concentration du soluté dans la charge, et la longueur du lit - particulièrement si la concentration du soluté dans la charge est haute, tous contribuent à la forme de la courbe produite pour n'importe quel système.

Si une vapeur est en train d'être adsorbée adiabatiquement à partir d'un mélange de gaz, de cette manière, l'évolution de la chaleur d'adsorption cause une onde de température s'écoulant à travers le lit d'adsorbant d'une manière à peu près similaire à l'onde d'adsorption, et l'augmentation en température du lit peut toutefois être utilisée, comme une indication du temps de rupture.

② Dans le cas d'adsorption en phase liquide, l'augmentation de température est généralement petite. (19)

II.4.3.2. Equation de SHILOV

① après la théorie contemporaine de l'adsorption dynamique on peut concevoir deux étapes.

1^{ère} étape: formation de la zone d'adsorption ou du front d'adsorption; pendant son établissement la première couche se sature jusqu'à équilibre.

2^{ème} étape: déplacement de la zone d'adsorption conformément au sens de l'écoulement.

On distingue trois cas de déplacement de la zone d'adsorption.

1^{er} cas: Déplacement parallèle

c'est à dire que la hauteur H_a de la zone d'adsorption est constante

$$\frac{dH_a}{dt} = 0 \quad (7)$$

H_a : hauteur de la zone d'adsorption.

2^{ème} cas: Élargissement de la zone d'adsorption

$$\frac{dH_a}{dt} > 0 \quad (8)$$

3^{ème} cas: Contraction du front d'adsorption.

$$\frac{dH_a}{dt} < 0 \quad (9)$$

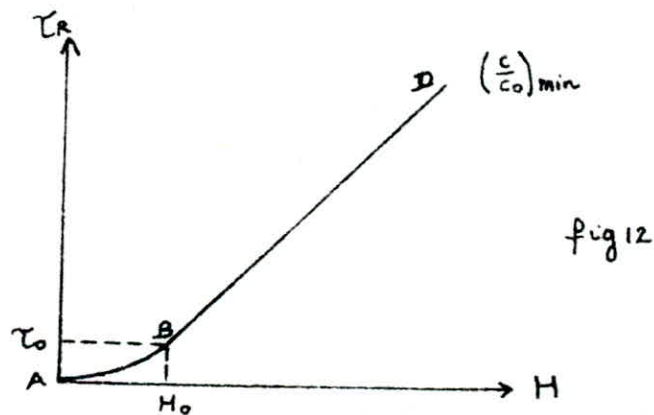
Le plus souvent, en pratique, on rencontre le cas où le

déplacement du front d'adsorption est parallèle.
Dans ce cas, on utilise l'équation de Shilov qui pour un processus réel est de la forme:

$$\tau_R = \tau_0 + K (H - H_0) \quad (10)$$

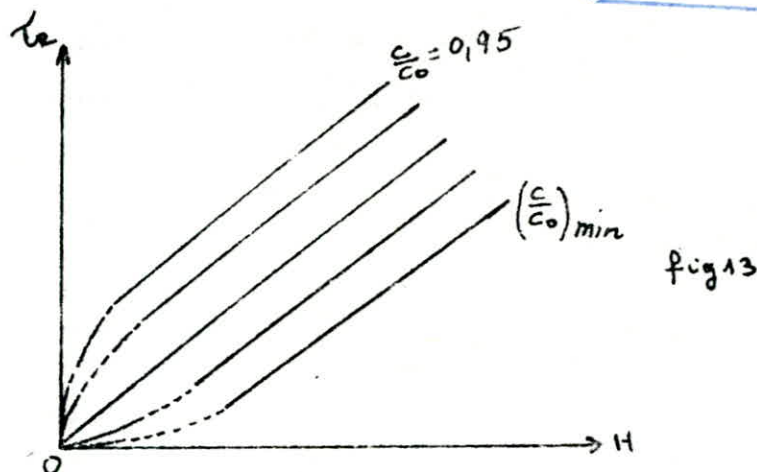
- où
- τ_R : temps de rupture
 - τ_0 : temps nécessaire pour la saturation de la 1^{ère} couche
 - H_0 : hauteur de la couche correspondant au temps τ_0
 - K : coefficient

- Représentation graphique



La portion de courbe A-B correspond à la formation de la zone d'adsorption, tandis que la droite B-D correspond à l'équation de Shilov. (16)

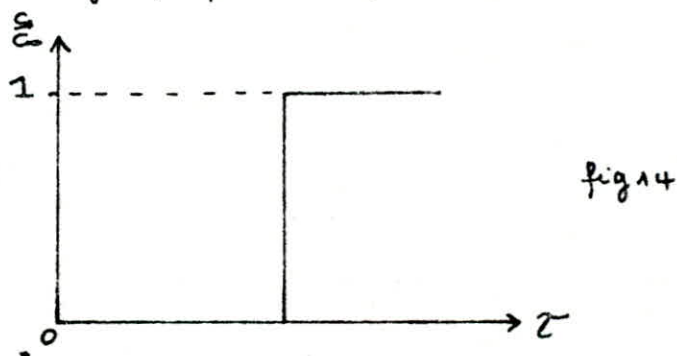
On peut représenter un diagramme plus général sur lequel on représente plusieurs courbes pour différentes concentrations allant de $(\frac{c}{c_0})_{min} \approx 0,05$ jusqu'à $\frac{c}{c_0} = 0,95$. La ligne droite passant par l'origine des axes correspond à un processus idéal; c'est à dire sans résistance de transfert de matière.



Pour un processus idéal l'équation de Shilov est de la forme

$$\tau_R = K H \quad (11)$$

représentation graphique d'un processus idéal.



* détermination du coefficient K de l'équation de Shilov.

Soit \dot{m}_i le débit en masse du composant inerte [Kg_i/s]

τ_R le temps de rupture en [seconde]

C_0 la concentration initiale d'adsorbant à l'entrée de la colonne en [Kg_{abat}/Kg_i]

H la hauteur du lit d'adsorbant en [m]

A : section droite du lit d'adsorbant en [m²]

a^* la quantité adsorbée à l'équilibre par unité de volume d'adsorbant $[Kg_{\text{abat}}/m^3]$.

Ecrivons alors l'expression qui donne la quantité d'adsorbat introduite dans la colonne jusqu'au temps τ_R .

$$m = \dot{m} \tau_R c_0$$

par ailleurs, la quantité d'adsorbat qui est adsorbée est

$$m' = A H a^*$$

dans le cas d'un processus idéal nous avons

$$m' = m$$

$$\Rightarrow \dot{m} \cdot \tau_R \cdot c_0 = A \cdot H \cdot a^*$$

$$\Rightarrow \tau_R = \frac{A \cdot a^*}{\dot{m} \cdot c_0} H \quad (12)$$

par identification avec l'équation de Shilov relative au processus idéal nous avons

$$K = \frac{A \cdot a^*}{\dot{m} \cdot c_0} \quad (13)$$

la quantité adsorbée à l'équilibre par unité de volume d'adsorbant a^* peut être obtenue à l'aide de l'isotherme d'adsorption.

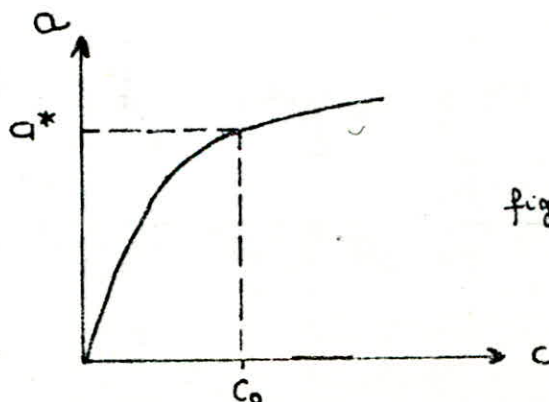


fig 15

d'inverse du coefficient K exprime la vitesse linéaire de déplacement du front d'adsorption. (18).

II.4.3.3. théorie de MICHAELS

D'après cette théorie qui est basée sur l'interprétation des courbes de réponse, on peut calculer la hauteur de la zone d'adsorption H_a .

Elle est donnée par l'équation originale de MICHAELS qui est :

$$H_a = \frac{\tau_s - \tau_R}{\tau_s - (\tau_s - \tau_R)(1 - \beta)} \cdot H = \frac{\tau_s - \tau_R}{\tau_R + \beta(\tau_s - \tau_R)} H \quad (14)$$

où

H_a : hauteur de la zone d'adsorption

H : hauteur du lit

τ_s : temps de saturation

τ_R : temps de rupture

β : coefficient de symétrie des courbes de réponse.

Le coefficient de symétrie β des courbes de réponse est obtenu à partir d'un rapport de deux surfaces :

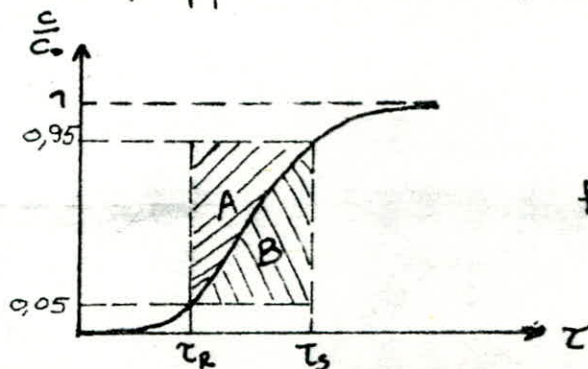


fig 16

$$\beta = \frac{S_A}{S_A + S_B} \quad (15) \quad \text{où } S_A \text{ et } S_B \text{ sont les aires hachurées sur la fig.} \quad (11)$$

II.4.3.4. Activité dynamique A_d

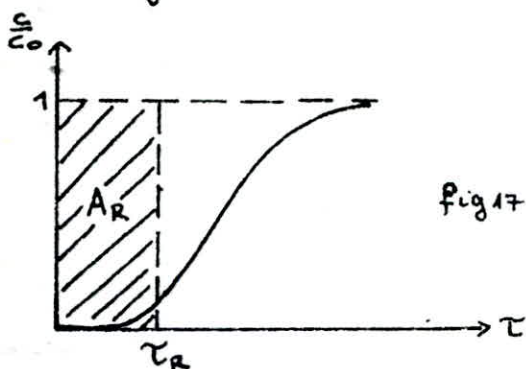


fig 17

L'activité dynamique est donnée par le rapport de la quantité adsorbée jusqu'au temps de rupture à la masse du lit d'adsorbant :

$$A_d = \frac{A_R}{ma} \quad (16)$$

La quantité adsorbée A_R est donnée par l'aire hachurée sur la fig 17

$$A_R = D \cdot C_0 \int_0^{\tau_R} \left(1 - \frac{s}{C_0}\right) d\tau \quad (17)$$

Comme les rapports $\frac{s}{C_0}$ (points) sont généralement faibles on peut approximer l'équation 17 à : $A_R = D \cdot C_0 \tau_R$

d'où $A_d = \frac{D \cdot C_0 \cdot \tau_R}{ma} \quad (18)$

II.4.3.5. Activité statique A_s

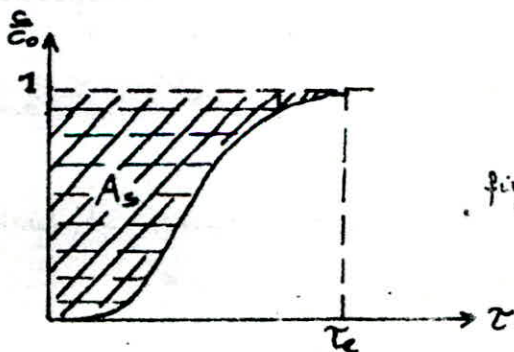


fig 18

τ_e : temps d'équilibre.

L'activité statique a_s est donnée par le rapport de la quantité adsorbée A_s jusqu'au temps d'équilibre τ_e à la masse du lit.

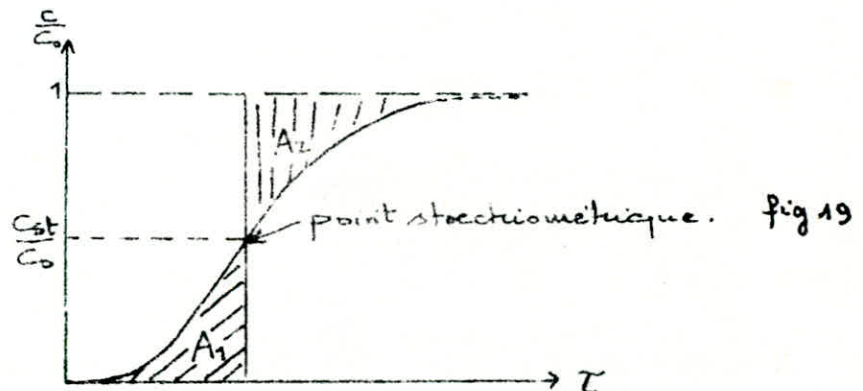
$$a_s = \frac{A_s}{m a} \quad (19)$$

La quantité adsorbée A_s jusqu'à l'équilibre est donnée par l'aire hachurée sur la fig. 18

$$A_s = D \cdot c_0 \int_0^{\tau_e} \left(1 - \frac{c}{c_0}\right) d\tau \quad (20)$$

II.4.3.6 Détermination du temps stoechiométrique τ_{st} .

Théoriquement, c'est le temps de rupture correspondant à un processus idéal.



graphiquement, on le détermine au point où la surface A_1 et la surface A_2 sont égales. Ce point est appelé point stoechiométrique.

Au temps stoechiométrique τ_{st} correspond une concentration stoechiométrique c_{st} .

Par le calcul, le temps stoechiométrique est déterminé à partir d'un bilan de matière.

écrivons alors que:

$$D \cdot C_0 \tau_{st} = m a \cdot a^* + V_L \cdot E \cdot C_0$$

où

D: débit

C₀: concentration à l'entrée

a*: quantité adsorbée à l'équilibre

V_L: volume du lit

E: porosité de la couche

$$\Rightarrow \tau_{st} = \frac{m a \cdot a^* + V_L \cdot E \cdot C_0}{D \cdot C_0} \quad (21)$$

Comme la quantité V_L · E · C₀ est petite devant m a · a* l'équation 21 devient

$$\tau_{st} = \frac{m a \cdot a^*}{D \cdot C_0} \quad (22) \quad (18)$$

II.4.3.7. Expression du temps de rupture conventionnel τ_{RC}.

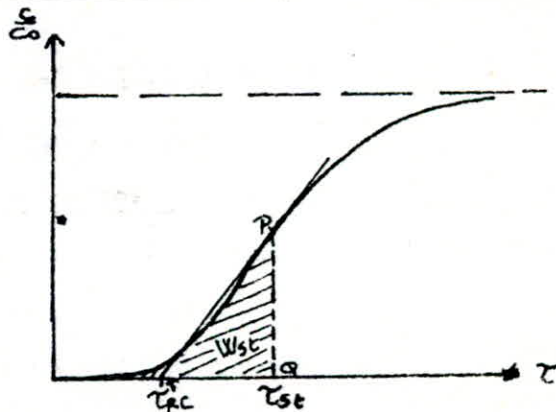


fig 20

graphiquement τ_{RC} est obtenu au point R lorsque la surface du triangle PQR est égale à l'aire hachurée.

τ_{RC} est aussi donné par la formule suivante

$$\tau_{RC} = \tau_{st} - \frac{E W_{st}}{\left(\frac{C_{st}}{C_0}\right) D \cdot C_0} \quad (23)$$

où W_{st} est la quantité d'adsorbant qui s'écoule jusqu'au temps τ_{st} .

W_{st} est donnée par l'aire hachurée sur la fig 20

$$W_{st} = D \cdot C_0 \int_0^{\tau_{st}} \frac{c}{C_0} d\tau \quad (24) \quad (18).$$

II 4 4. Facteurs pratiques contrôlant l'adsorption dynamique

Dans la réalisation et l'exploitation des installations mettant en œuvre les phénomènes d'adsorption, il faut tenir compte de divers facteurs qui affectent plus ou moins le résultat final cherché.

II 4 4 1. température.

Étant donné qu'à pression constante, la quantité adsorbée décroît quand la température augmente, l'élevation de celle-ci peut libérer l'adsorbant (désorption). En règle générale, l'augmentation de la température abaisse non seulement le taux de saturation, mais également l'efficacité et, en outre, elle agit sur le point de rupture qui devient moins prononcé quand la température s'élève.

II 4 4 2. Concentration.

La réduction de la concentration de l'adsorbant, soit par l'effet du vide, soit par dilution avec un fluide contenant peu ou pas d'adsorbant, engendre la désorption.

II 4 4 3. La granulation.

Bien que la granulation de l'adsorbant n'ait aucune influence sur sa capacité à saturation, elle a, par contre, un effet appréciable sur son efficacité. L'efficacité avant le point de rupture reste sensiblement la même,

mais le taux de chargement de l'adsorbant en ce point diminue lorsqu'on augmente ses dimensions.

II.4.4.4. L'épaisseur du lit.

En augmentant l'épaisseur du lit, on accroît la capacité au point de rupture. Il existe d'ailleurs une hauteur minimale au dessous de laquelle il y a fuite dès le début de l'adsorption.

II.4.4.5. Vitesse du fluide.

Une augmentation du débit accélère l'élévation de température de l'adsorbant, et conduit à une rupture plus rapide, donc à une diminution de la capacité pratique de chargement.

Le choix de la granulation, de la hauteur du lit et du débit du fluide est conditionné par des sujétions de perte de charge de l'ensemble de la colonne d'adsorbant, donc de consommation d'énergie nécessaire pour véhiculer le fluide.

II.4.4.6. Nature de l'adsorbant.

Le développement de la surface est insuffisant pour caractériser un adsorbant. En effet, si on le met en présence d'un mélange de gaz ou de vapeurs, il montre une adsorption sélective, fait que l'on rattache au degré de polarité de sa surface.

Dans un mélange de vapeur d'eau et d'hydrocarbures paraffiniques, le gel de silice adsorbe de préférence l'eau, alors que le charbon actif adsorbe de préférence les hydrocarbures. Le gel de silice est de nature plus polaire que le charbon actif, et ceci implique son action sélective pour une substance

polaire telle que l'eau. L'eau sera naturellement adsorbée par le charbon actif si elle est seule ou sa présence, mais en mélange avec des composés moins polaires, ce sont ces derniers qui seront surtout adsorbés par le charbon.

II.4.4.7. Nature de l'adsorbant.

Il existe une certaine relation entre la température critique ou le point d'ébullition de l'adsorbant et la quantité de ce dernier qui peut être adsorbée à une température donnée, bien qu'il ne puisse pas être établi de relation quantitative simple à ce sujet. (10)

II.4.4.8. Intensité d'adsorption.

Elle caractérise la force avec laquelle l'adsorbant est fixé sur l'adsorbant. Si un corps A présente vis à vis du charbon actif une intensité plus grande que le corps B, A sera capable de déplacer B.

Si tous les deux ont la même intensité il n'y aura pas de déplacement de l'un par l'autre. (7).

II.4.4.9. Chaleur d'adsorption.

L'adsorption est accompagnée d'un dégagement de chaleur qui est de l'ordre de la chaleur latente de condensation de la vapeur. Au cours de l'adsorption, cette chaleur est transmise d'une part à l'adsorbant, d'autre part, et principalement au fluide véhiculant la vapeur. La capacité d'adsorption diminuant avec l'élévation de température, il pourrait être nécessaire dans certains cas de refroidir le fluide avant de l'introduire dans l'adsorbant ou de prévoir un refroidissement de l'adsorbant. Dans le cas du traitement d'un fluide liquide, la chaleur d'adsorption, adsorbée par le liquide, entraînera une moindre élévation de température. (7).

- 1 . SOURCE ELECTRIQUE.
- 2 . BLOC REGULATEUR.
- 3 - AGITATEUR .
- 4 - THERMO-CONTACT.
- 5 . RÉSISTANCES CHAUFFANTES
- 6 - THERMOMETRE .
- 7 . BAC D'ALIMENTATION
- 8 . VANNE .
- 9 . POMPE .
- 10 . DEBITMETRE .
- 11 . COLONNE D'ADSORPTION
- 12 . LIT
- 13 . RECUPERATION DE L'ÉCHANTILLON.
- 14 . BAC DE RECETTE.

réfractométrie.

Après plusieurs essais, nous avons constaté que la réfractométrie donnée de mauvais résultats par rapport au dosage chimique, vu l'imprécision du réfractomètre aux très faibles concentrations.

Comme notre étude demande une bonne précision aux faibles concentrations, car l'effluent pendant les premières minutes contient une très faible quantité d'acide, nous avons donc éliminé cette technique d'analyse par réfractométrie.

L'erreur de lecture faite sur le réfractomètre influe beaucoup sur les résultats car on doit deviner le cinquième chiffre de l'indice de réfraction donné par le réfractomètre. Ce cinquième chiffre perturbe énormément nos résultats. Ainsi, nous avons choisi le dosage chimique par la soude à faible concentration comme technique d'analyse.

On constate bien la différence des résultats donnés par les deux méthodes sur les figures (22 et 23)

Bien entendu, il existe d'autres méthodes d'analyses qui sont de loin plus puissantes comme par exemple: la chromatographie en phase gazeuse. Seulement pour l'utilisation de cette méthode il faudra un intégrateur pour le calcul des aires des pics obtenus.

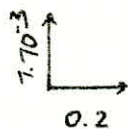
n

indice de réfraction

$$n = f(c)$$

courbe d'étalonnage du réfractomètre avec l'acide acétique.

Echelle:



1.345

1.340

1.335

1.330

0

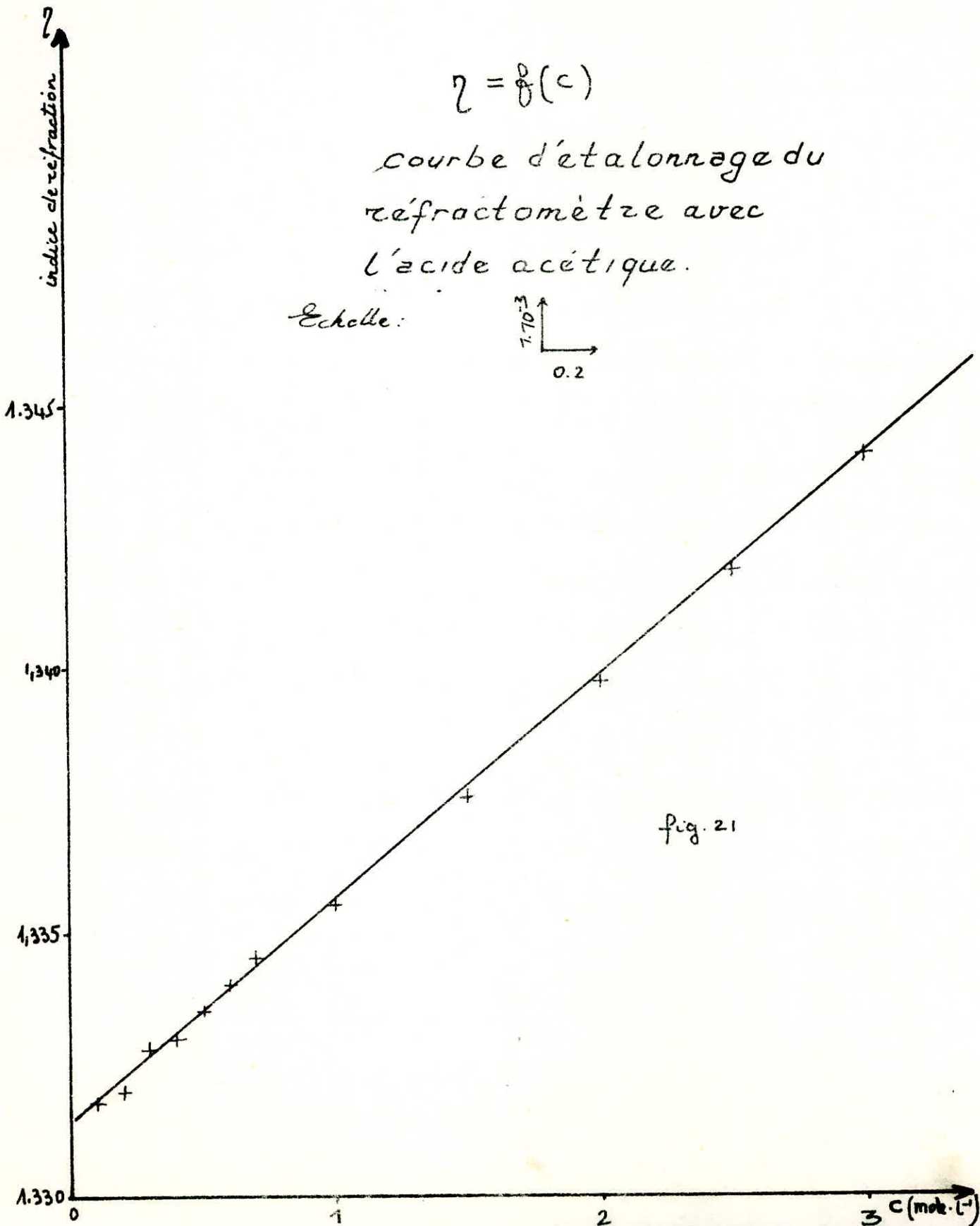
1

2

3

C (mole. l⁻¹)

fig. 21



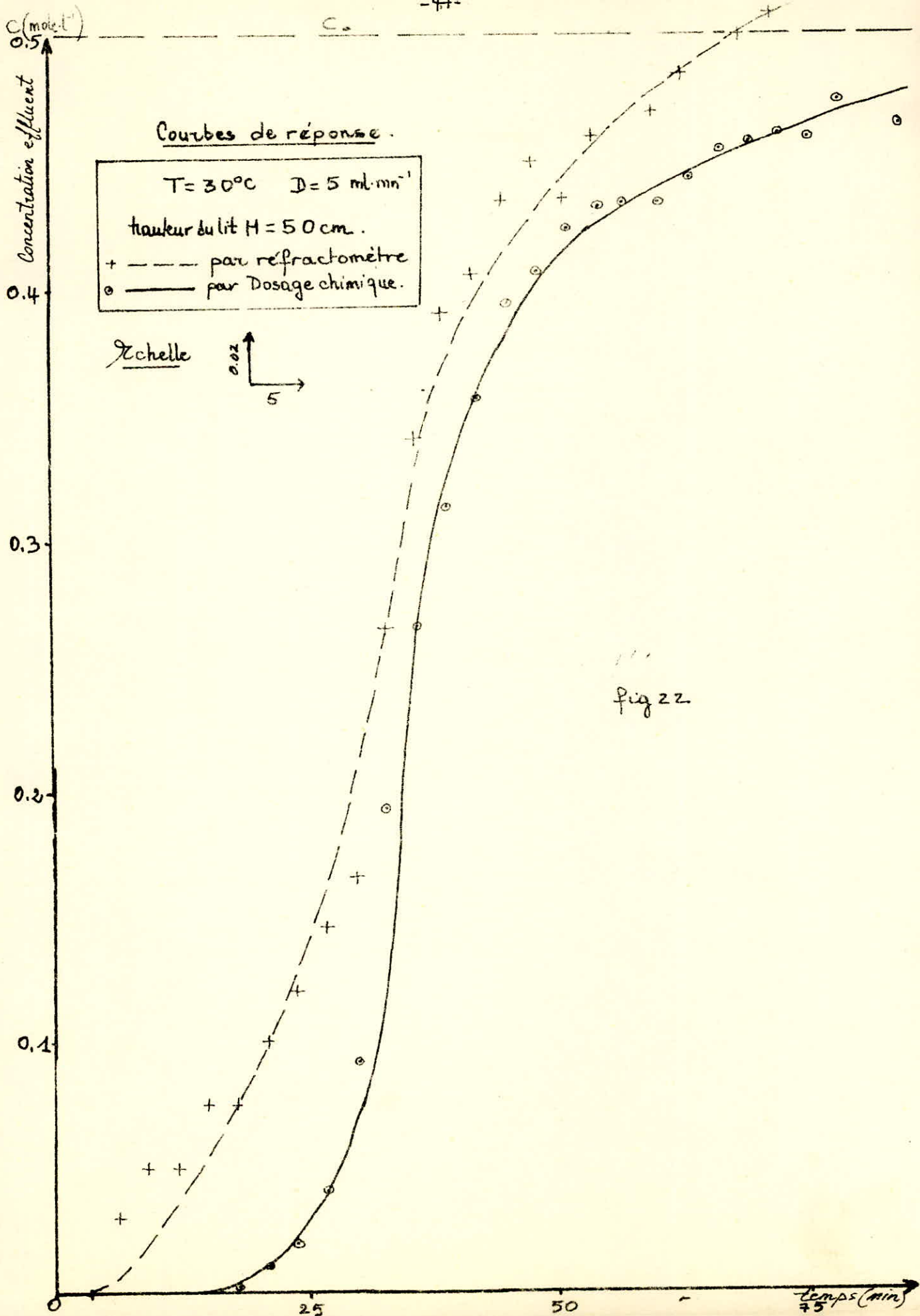


fig 22

Courbes de reponse

$C = f(\tau)$
 $T = 30^{\circ}C$ $D = 5 \text{ ml} \cdot \text{min}^{-1}$
 hauteur du lit $H = 60 \text{ cm}$
 + --- par refractometrie
 o — par dosage chimique
 Echelle: $\begin{matrix} 0.02 \\ \uparrow \\ \rightarrow \\ 5 \end{matrix}$

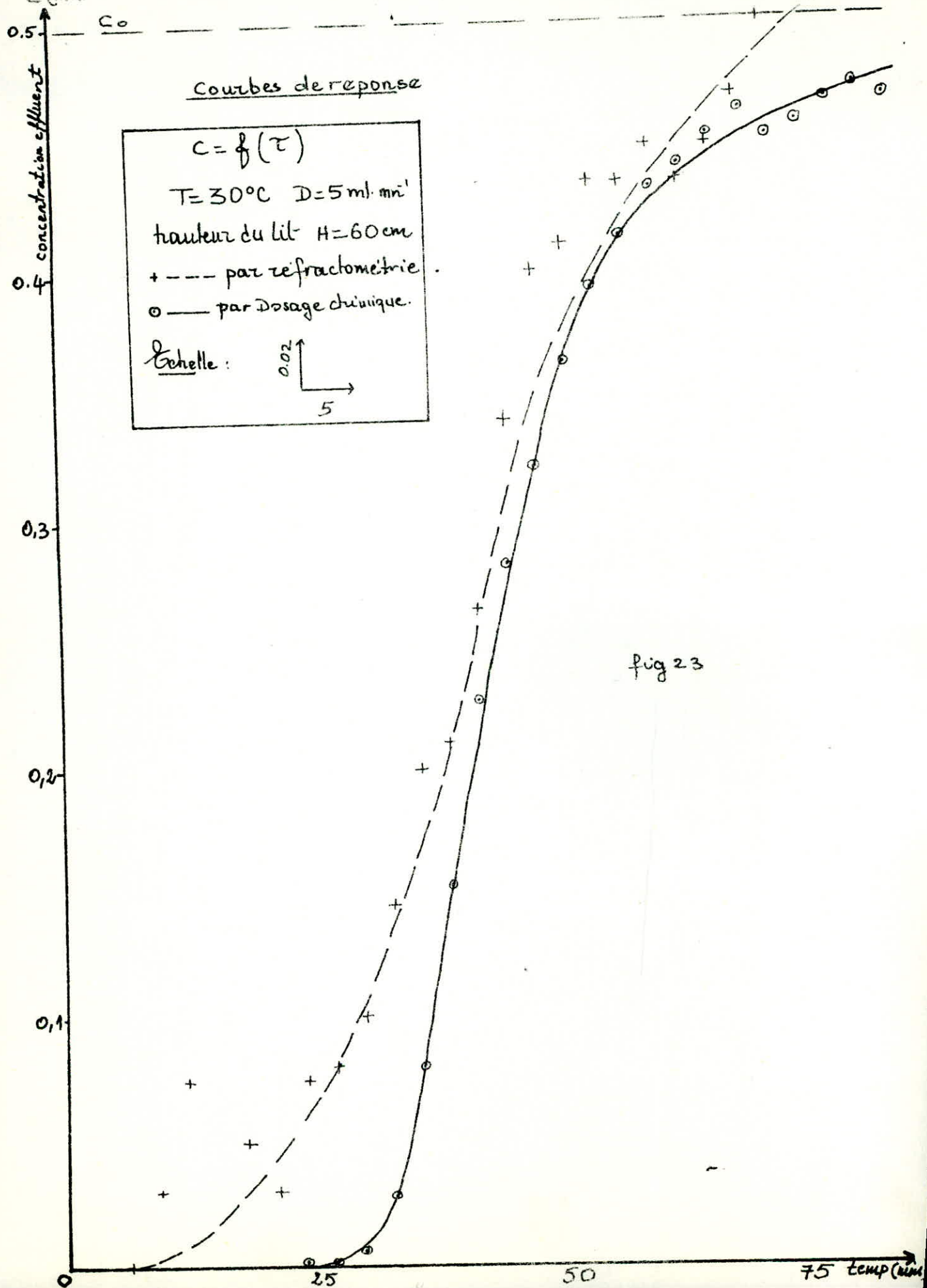


fig 23

III.4. Préparation des solutions

III.4.1. Solution aqueuse d'acide acétique.

Connaissant la densité de l'acide acétique utilisé on calcule le volume nécessaire pour préparer la quantité nécessaire de solution à la concentration c_0 voulue (dans notre cas $c_0 = 0,5 \text{ mole.l}^{-1}$).

A l'aide d'une éprouvette graduée, on prend le volume d'acide acétique nécessaire pour préparer une certaine quantité de solution connue. A ce volume d'acide, on complète avec de l'eau distillée au nombre de litres de solution désirés. Après avoir préparé cette solution, on vérifie à l'aide de la base la concentration de la solution d'acide acétique.

III.4.2. Préparation des solutions de soude.

Pour le dosage chimique des échantillons récupérés en fonction du temps, on prépare des solutions de soude de différentes concentrations (10^{-4} , 10^{-3} , 10^{-2} , 10^{-1} N) inférieures à la concentration de la solution acide initiale.

Cette préparation consiste à peser une masse convenable de soude pour la concentration désirée que l'on dissout dans une fiole, et on complète avec de l'eau distillée jusqu'au trait de la fiole jaugée.

La concentration de ces solutions de soude est vérifiée plusieurs fois à l'aide d'une solution d'acide de concentration connue.

III. 5. MODE OPERATOIRE DE MANIPULATION.

On verse la solution d'acide acétique de concentration C_0 connue dans le bac d'alimentation et on branche au réseau électrique, le bloc régulateur relié au thermo-contact, aux résistances chauffantes et au moteur d'agitation.

A l'aide du thermo-contact on fixe la température à laquelle on désire faire les expériences et on attend jusqu'à ce qu'elle soit atteinte. Cette dernière étant indiquée par l'extinction de la lampe rouge fixée au bloc régulateur. Dès que l'extinction a lieu on débranche une résistance chauffante et on ne laisse que celle assurant la régulation. On vérifie aussi la température de la charge à l'aide d'un thermomètre à mesure fixée dans le bac. Entre temps, on prépare une quarantaine d'érlets de 100ml, préalablement bien lavés, séchés dans l'étuve et bouchés. Tout ceci étant fait, on commence la manipulation qui comprend les opérations suivantes:

1/ Remplir la colonne d'adsorption d'une hauteur H de charbon actif

2/ fixer le débit désiré à l'aide du débitmètre.

3/ ouvrir la vanne.

4/ mettre la pompe en marche

5/ laisser le liquide traverser la couche et récupérer

les premières gouttes en déclanchant le chronomètre.

6/ récupérer plusieurs échantillons en fonction du temps.

7/ prendre un volume V connu de chaque échantillon et faire le dosage chimique.

Obtenir les courbes de réponse pour différentes hauteurs de charbon actif.

Récupérer les échantillons toutes les trois minutes en prenant le soin de boucher chaque erlen.

La durée de récupération se fera pendant trente secondes pour un débit choisi de 5 ml par minute.

Après environ une heure de manipulation, vérifier la concentration de l'échantillon récupéré, et lorsqu'on atteint les 99% de la concentration initiale, on arrête la manipulation.

8/ faire la régénération du charbon actif usé et refaire les mêmes opérations. Obtenir les courbes de réponse avec le charbon actif régénéré.

Régénérer le charbon actif en le faisant bouillir dans de l'eau distillée pendant une durée de 3 à 4 heures, puis le faire sécher à l'étuve sous une température de 110°C durant 4 heures. Enfin mettre le charbon actif dans un dessiccateur.

MATERIEL UTILISÉ.

Erlen, un chronomètre, solution de soude, bechers, pipettes, une burette, un indicateur, ..

Tableau I.

Résultats de la courbe de
réponse. $T = 30^{\circ}\text{C}$ $D = 5 \text{ ml} \cdot \text{mn}^{-1}$
Concentration d'entrée $C_0 = 0,5 \text{ mole} \cdot \text{l}^{-1}$
Hauteur du lit = 10 cm
Masse du lit = 8,65 g.

τ [mn]	C [mole. l ⁻¹]	τ [mn]	C [mole. l ⁻¹]
3	0,0008	24	0,4650
4	0,0310	26	0,4650
6	0,1600	28	0,4650
8	0,2800	30	0,4700
10	0,3550	32	0,4800
12	0,3850	34	0,4850
14	0,4200	36	0,4800
16	0,4300	38	0,4850
18	0,4450	40	0,4900
20	0,4450	45	0,4850
22	0,4550	50	0,4900

Tableau II. Résultats de la courbe de réponse. $T = 30^\circ\text{C}$, $D = 5 \text{ ml} \cdot \text{mn}^{-1}$
 Concentration d'entrée $C_0 = 0,5 \text{ mole} \cdot \text{l}^{-1}$
 Hauteur du lit = 20 cm.
 Masse du lit = 17,404 g

τ [mn]	C [mole. l ⁻¹]	τ [mn]	C [mole. l ⁻¹]
3	0,0005	36	0,4750
4	0,0006	38	0,4750
6	0,0078	40	0,4800
8	0,0825	42	0,4850
10	0,2050	44	0,4800
12	0,2850	46	0,4850
14	0,3350	48	0,4900
16	0,3750	50	0,4900
18	0,4050	52	0,4900
20	0,4250	54	0,4900
22	0,4350	56	0,4950
24	0,4450	58	0,4900
26	0,4550	63	0,4950
28	0,4600	68	0,4950
30	0,4650	73	0,4950
32	0,4650	78	0,4950
34	0,4700		

Tableau III . Résultats de la courbe de
 réponse $T=30^{\circ}\text{C}$ $D=5\text{ ml}\cdot\text{mn}^{-1}$
 Concentration d'entrée $C_0=0,5\text{ mole}\cdot\text{l}^{-1}$
 Hauteur du lit = 30 cm
 Masse du lit = 25,640 g.

τ [mn]	C [mole·l ⁻¹]	τ [mn]	C [mole·l ⁻¹]	τ [mn]	C [mole·l ⁻¹]
3	0,0002	26	0,3280	50	0,4650
4	0,0005	28	0,3590	52	0,4750
6	0,0006	30	0,3840	54	0,4760
8	0,0008	32	0,3940	56	0,4700
10	0,0011	34	0,4090	58	0,4780
12	0,0089	35	0,4290	60	0,4810
14	0,0340	38	0,4450	62	0,4850
16	0,0900	40	0,4460	64	0,4870
18	0,1500	42	0,4570	72	0,4940
20	0,2020	44	0,4680	89	0,4900
22	0,2620	46	0,4680	99	0,4950
24	0,2880	48	0,4600		

Tableau IV. Résultats de la courbe de réponse. $T = 30^{\circ}\text{C}$, $D = 5 \text{ ml} \cdot \text{mn}^{-1}$
Concentration d'entrée $C_0 = 0,5 \text{ mole} \cdot \text{l}^{-1}$
Hauteur du lit : 40 cm
Masse du lit = 34,240 g.

τ [mn]	C [mole · l ⁻¹]	τ [mn]	C (mole · l ⁻¹)	τ [mn]	C [mole · l ⁻¹]
3	0,0001	30	0,2950	57	0,4600
6	0,0004	33	0,3450	60	0,4650
9	0,0007	36	0,3900	63	0,4700
12	0,0006	39	0,4100	66	0,4800
15	0,0019	42	0,4200	69	0,4800
18	0,0109	45	0,4350	72	0,4850
21	0,0580	48	0,4400	81	0,4900
24	0,1340	51	0,4500	90	0,4950
27	0,2200	54	0,4500	93	0,4950

Tableau V

Résultats de la courbe de
réponse. $T = 30^{\circ}\text{C}$, $D = 5 \text{ ml} \cdot \text{mn}^{-1}$

Concentration d'entrée $C_0 = 0,5 \text{ mole} \cdot \text{l}^{-1}$.

Hauteur du lit = 50 cm

Masse du lit = 43,251 g.

τ [mn]	C [mole $\cdot \text{l}^{-1}$]	τ [mn]	C [mole $\cdot \text{l}^{-1}$]	τ [mn]	C [mole $\cdot \text{l}^{-1}$]
3	0,0001	39	0,3130	72	0,4620
6	0,0002	42	0,3560	75	0,4600
9	0,0002	45	0,3940	78	0,4750
12	0,0003	48	0,4060	81	0,4550
15	0,0005	51	0,4240	84	0,4650
18	0,0021	54	0,4330	87	0,4750
21	0,0100	57	0,4340	90	0,4700
24	0,0190	60	0,4340	93	0,4850
27	0,0400	63	0,4440	96	0,4850
30	0,0910	66	0,4550	99	0,4950
33	0,1920	69	0,4580	102	0,4950
36	0,2650				

Tableau VI

Résultats de la courbe de
 réponse - $T = 30^{\circ}\text{C}$, $D = 5 \text{ ml} \cdot \text{mn}^{-1}$
 Concentration d'entrée $C_0 = 0,5 \text{ mole} \cdot \text{l}^{-1}$
 Hauteur du lit = 60 cm
 Masse du lit = 51,905 g.

τ [mn]	C (mole $\cdot \text{l}^{-1}$)	τ [mn]	C (mole $\cdot \text{l}^{-1}$)	τ [mn]	C (mole $\cdot \text{l}^{-1}$)
3	0,0001	36	0,0800	69	0,4550
6	0,0002	39	0,1530	72	0,4540
9	0,0002	42	0,2280	75	0,4600
12	0,0002	45	0,2830	78	0,4690
15	0,0003	48	0,3220	81	0,4750
18	0,0004	51	0,3640	84	0,4690
21	0,0007	54	0,3840	87	0,4800
24	0,0015	57	0,4140	90	0,4850
27	0,0016	60	0,4340	96	0,4890
30	0,0058	63	0,4440	102	0,4850
33	0,0281	66	0,4550	111	0,4950

Tableau VII

Résultats de la courbe de
réponse. $T=30^{\circ}\text{C}$, $D=5\text{ml}\cdot\text{mn}^{-1}$
Concentration d'entrée $C_0=0,5\text{mole}\cdot\text{L}^{-1}$
Hauteur du lit = 70 cm
Masse du lit = 60,574 g.

τ [mn]	C [mole·L ⁻¹]	τ [mn]	C [mole·L ⁻¹]	τ [mn]	C [mole·L ⁻¹]
3	0,0001	36	0,0270	69	0,4420
6	0,0002	39	0,0810	72	0,4540
9	0,0003	42	0,1540	75	0,4580
12	0,0004	45	0,2150	78	0,4600
15	0,0005	48	0,2700	81	0,4640
18	0,0007	51	0,3250	84	0,4680
21	0,0005	54	0,3650	87	0,4700
24	0,0013	57	0,3920	90	0,4740
27	0,0011	60	0,4050	93	0,4780
30	0,0021	63	0,4220	102	0,4800
33	0,0060	66	0,4350	111	0,4900
				145	0,4950

Tableau VIII

Résultats de la courbe de
réponse - $T = 30^{\circ}\text{C}$, $D = 5 \text{ ml} \cdot \text{mn}^{-1}$
Concentration d'entrée $C_0 = 0,5 \text{ mole} \cdot \text{l}^{-1}$
Hauteur du lit = 80 cm
Masse du lit = 69,220 g.

T [mn]	C [mole · l ⁻¹]	T [mn]	C [mole · l ⁻¹]	T [mn]	C [mole · l ⁻¹]
3	0,00009	45	0,0625	90	0,4600
6	0,0001	48	0,1400	93	0,4650
9	0,0003	51	0,1800	96	0,4680
12	0,0005	54	0,2560	99	0,4750
15	0,0006	57	0,3100	102	0,4750
18	0,0007	60	0,3550	105	0,4800
21	0,0009	63	0,3900	108	0,4830
24	0,0009	66	0,3980	121	0,4850
27	0,0009	69	0,4050	126	0,4850
30	0,0009	72	0,4100	131	0,4850
33	0,0012	75	0,4300	136	0,4850
36	0,0025	78	0,4380	141	0,4900
39	0,0031	81	0,4450	151	0,4900
42	0,0192	84	0,4550	161	0,4950
		87	0,4600	171	0,4950

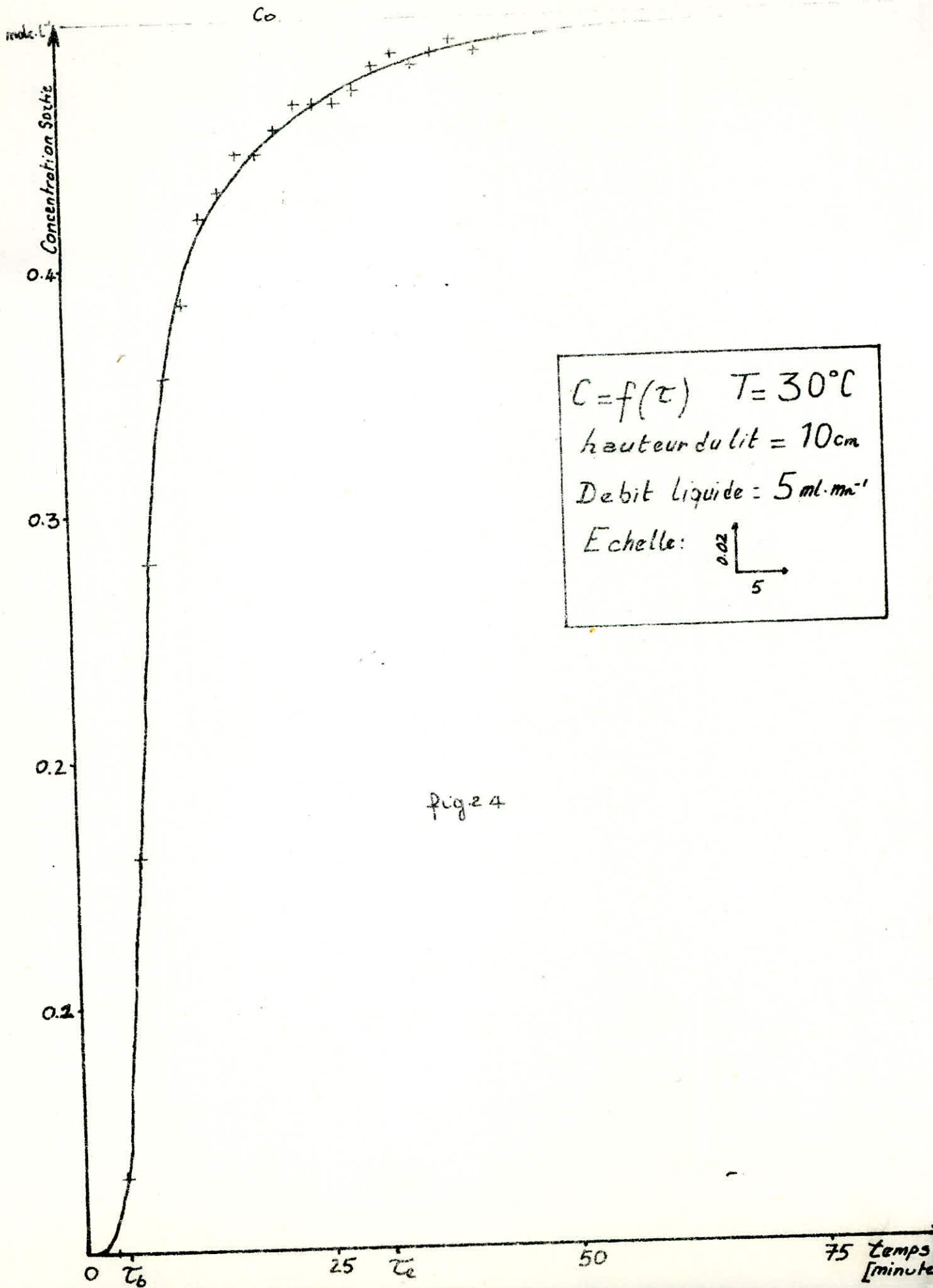


fig 24

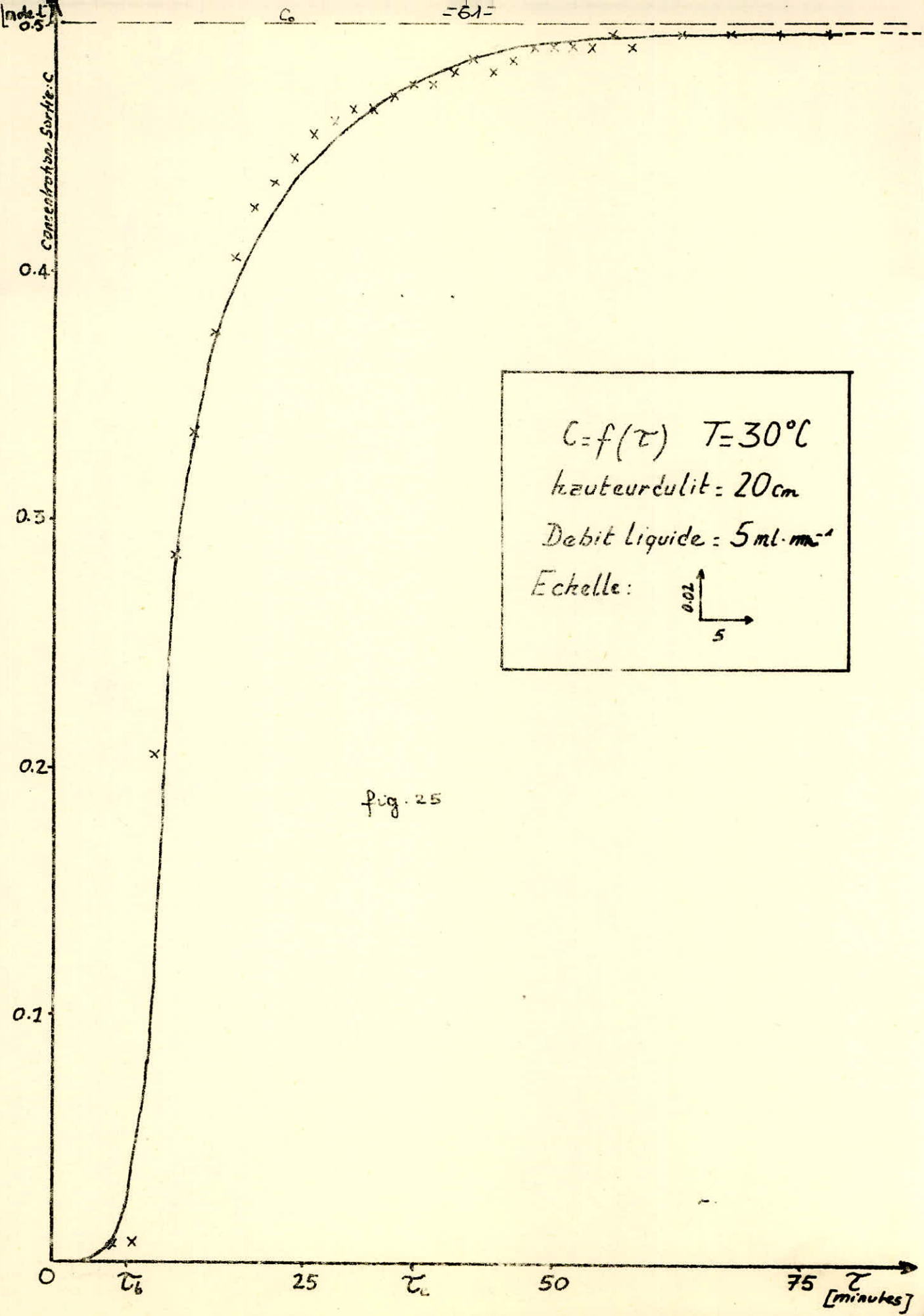
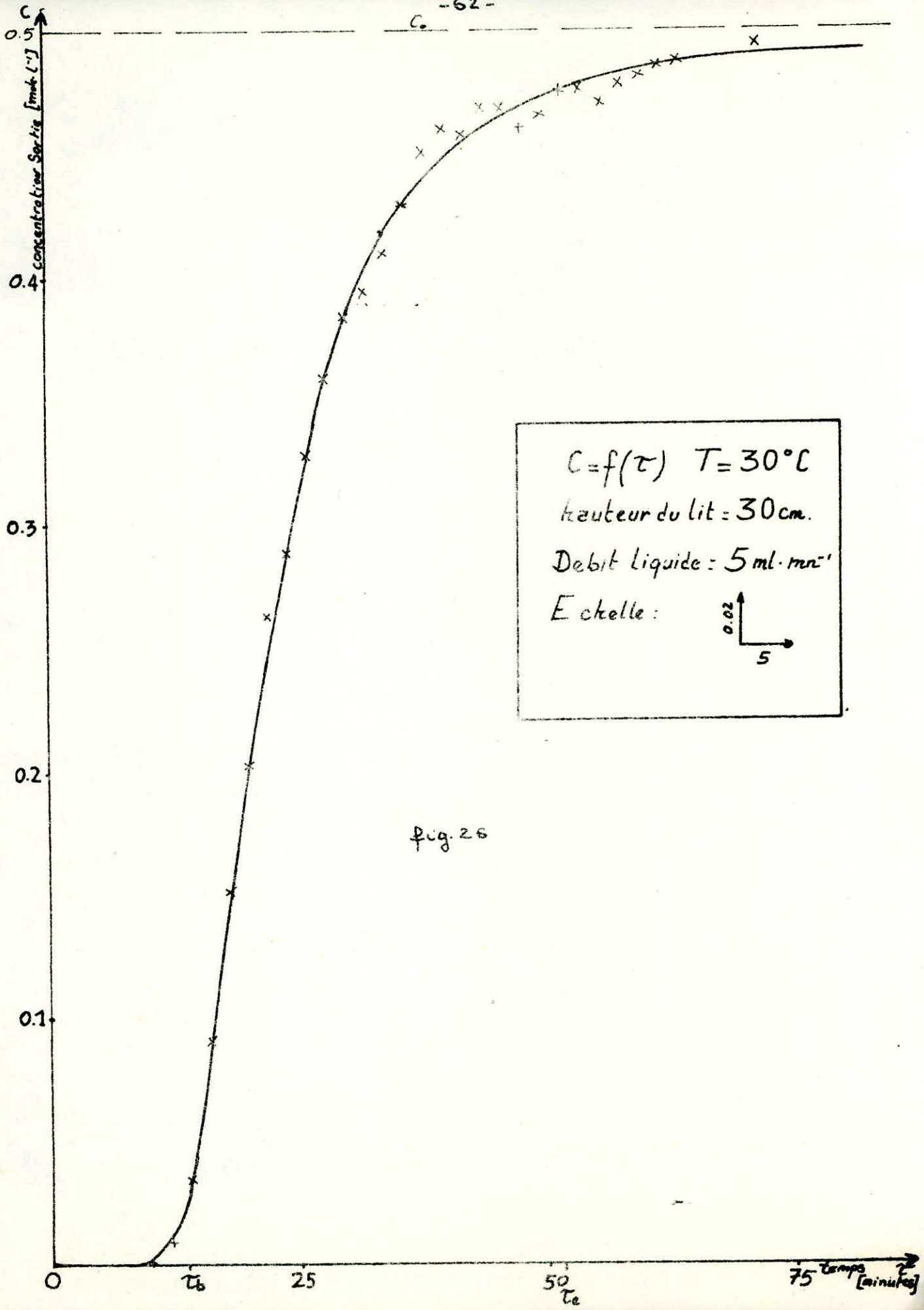
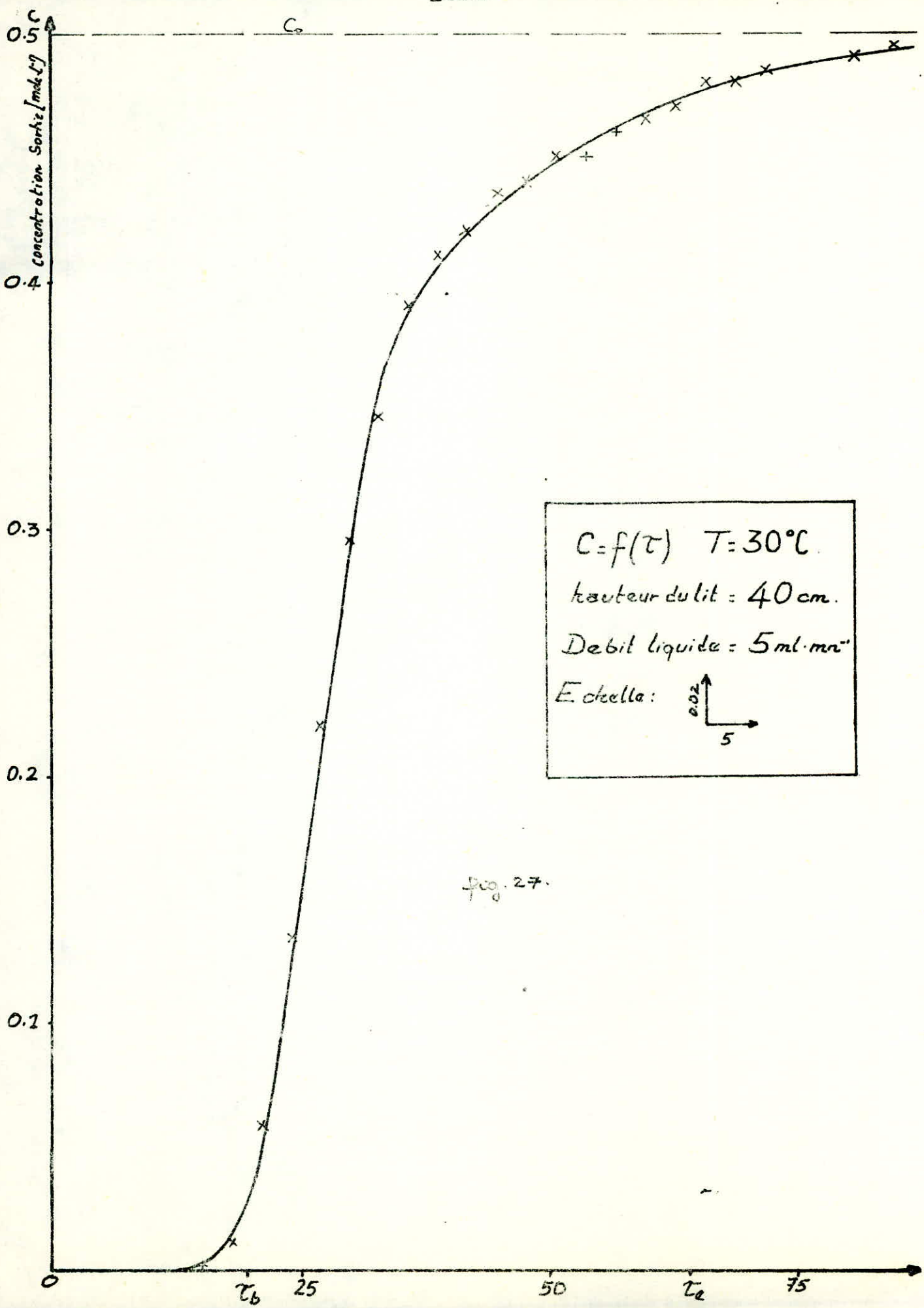
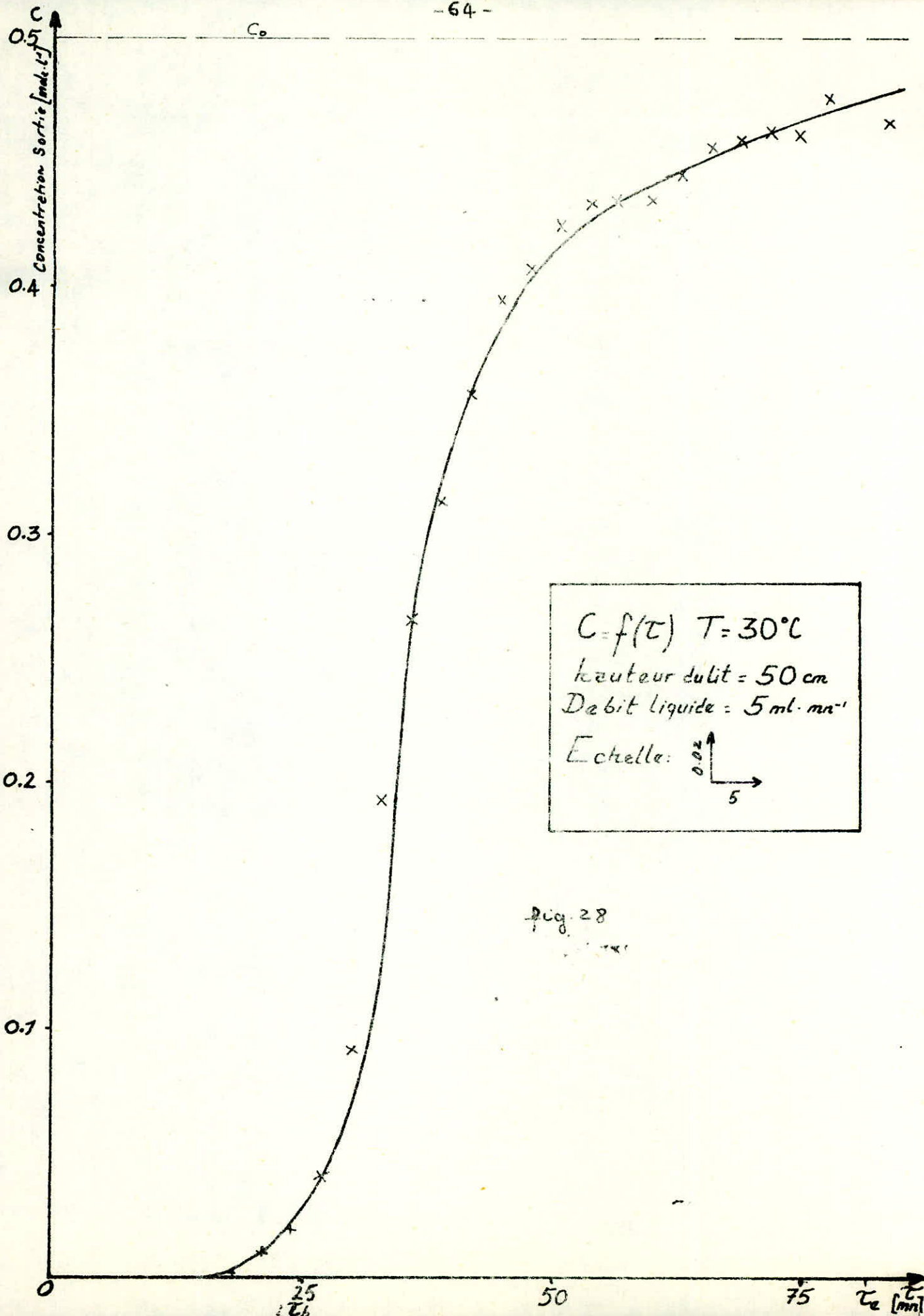


fig. 25







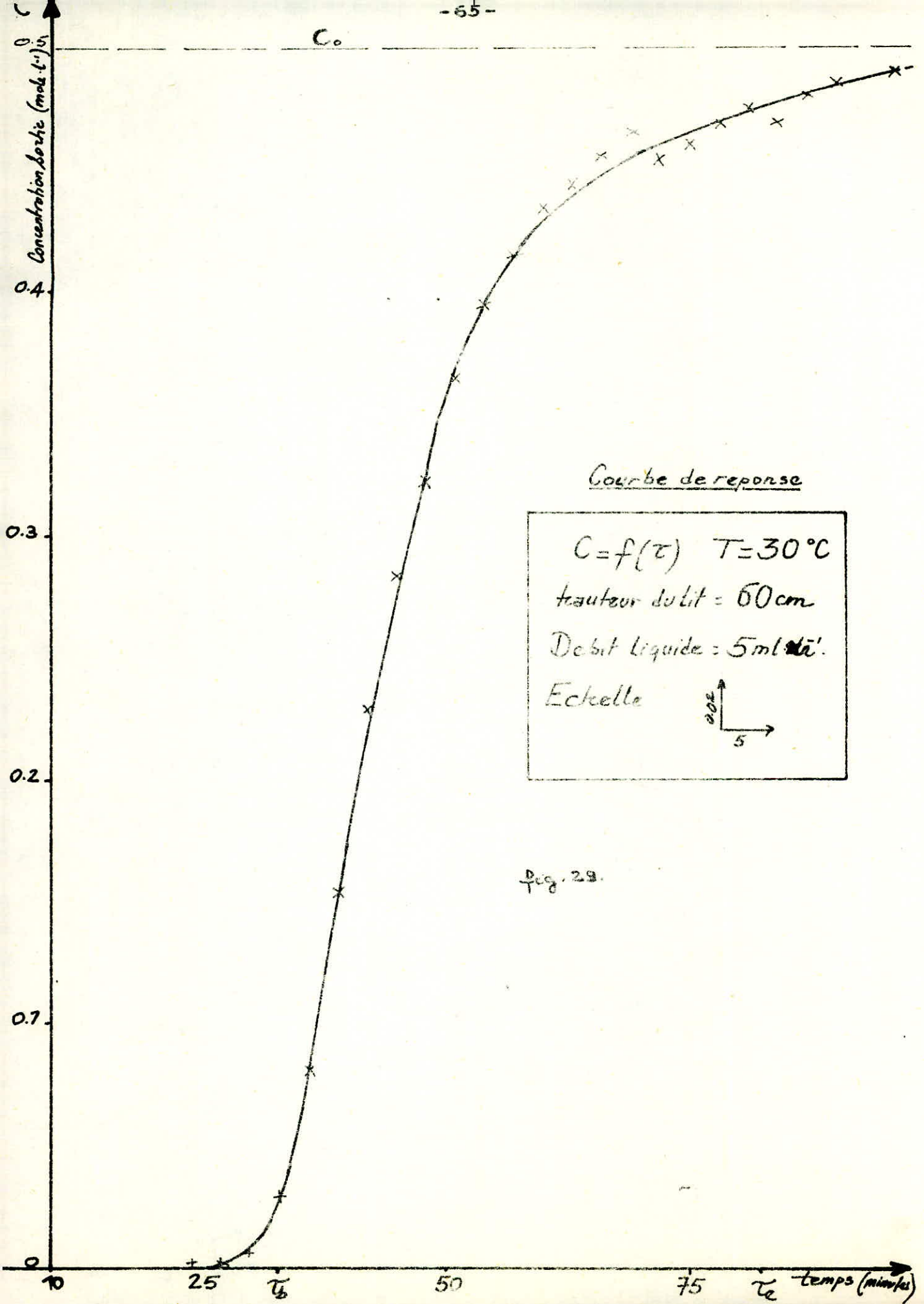
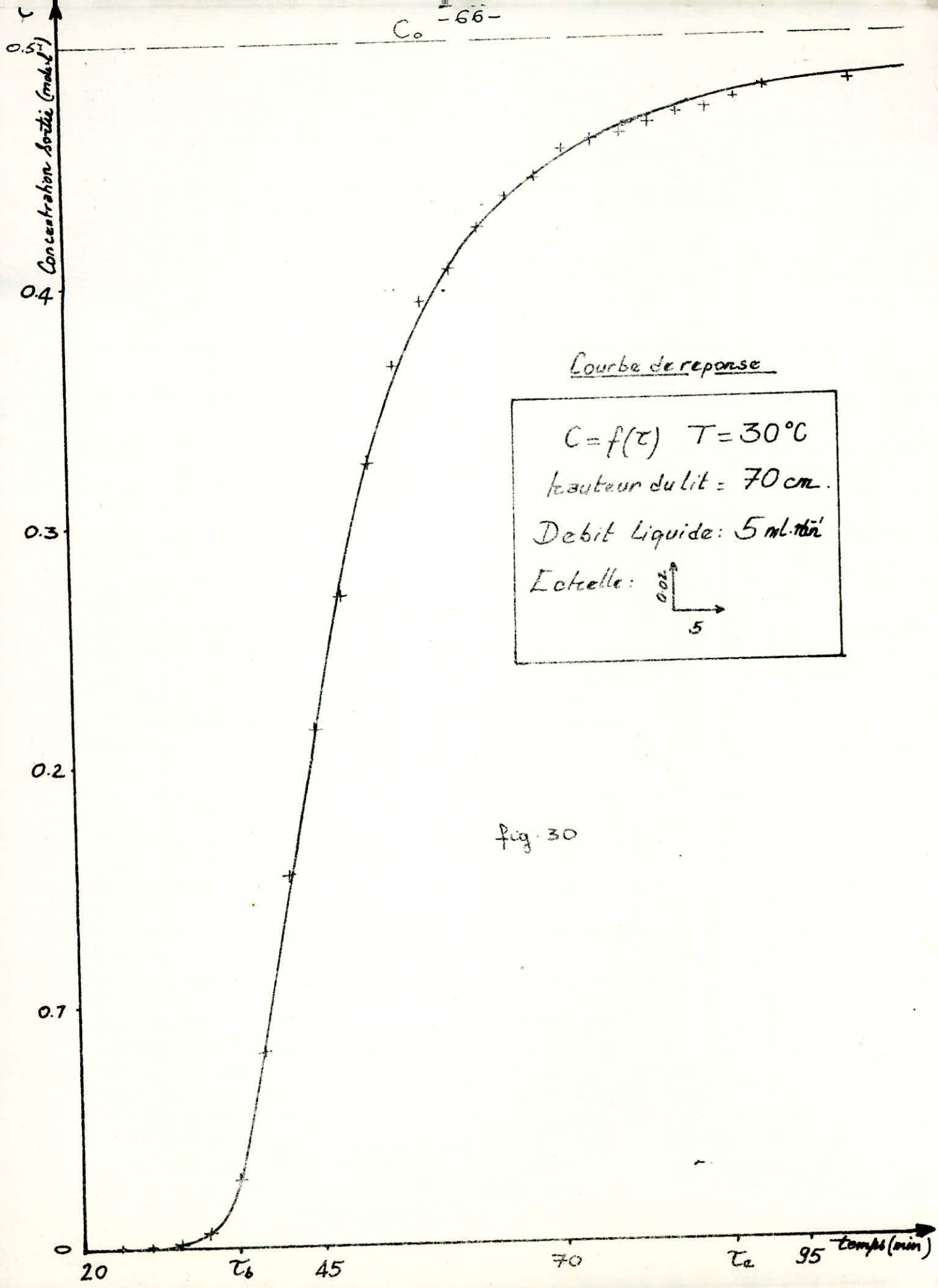


Fig. 28.



$C_0 = 67$

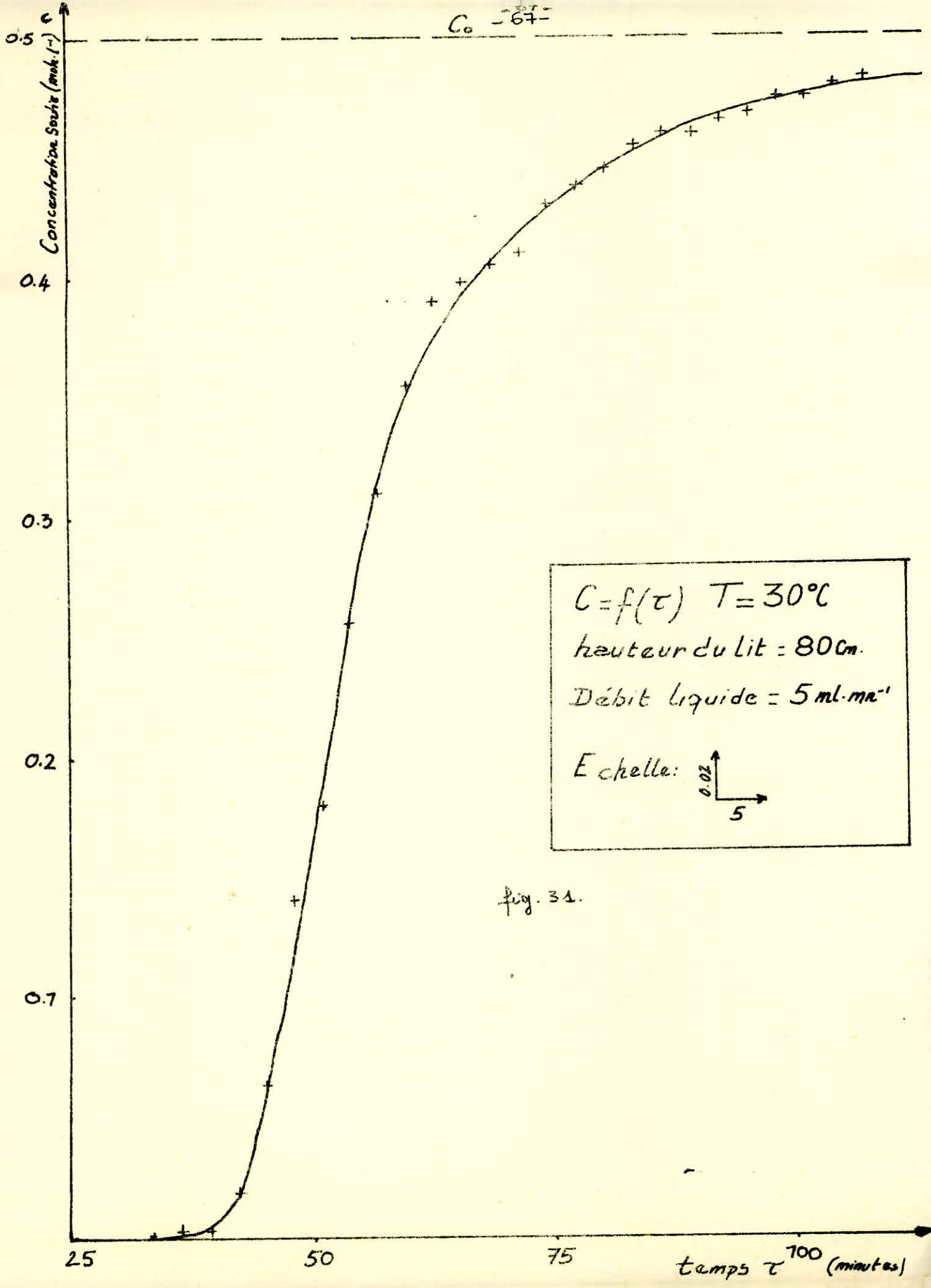


fig. 31.

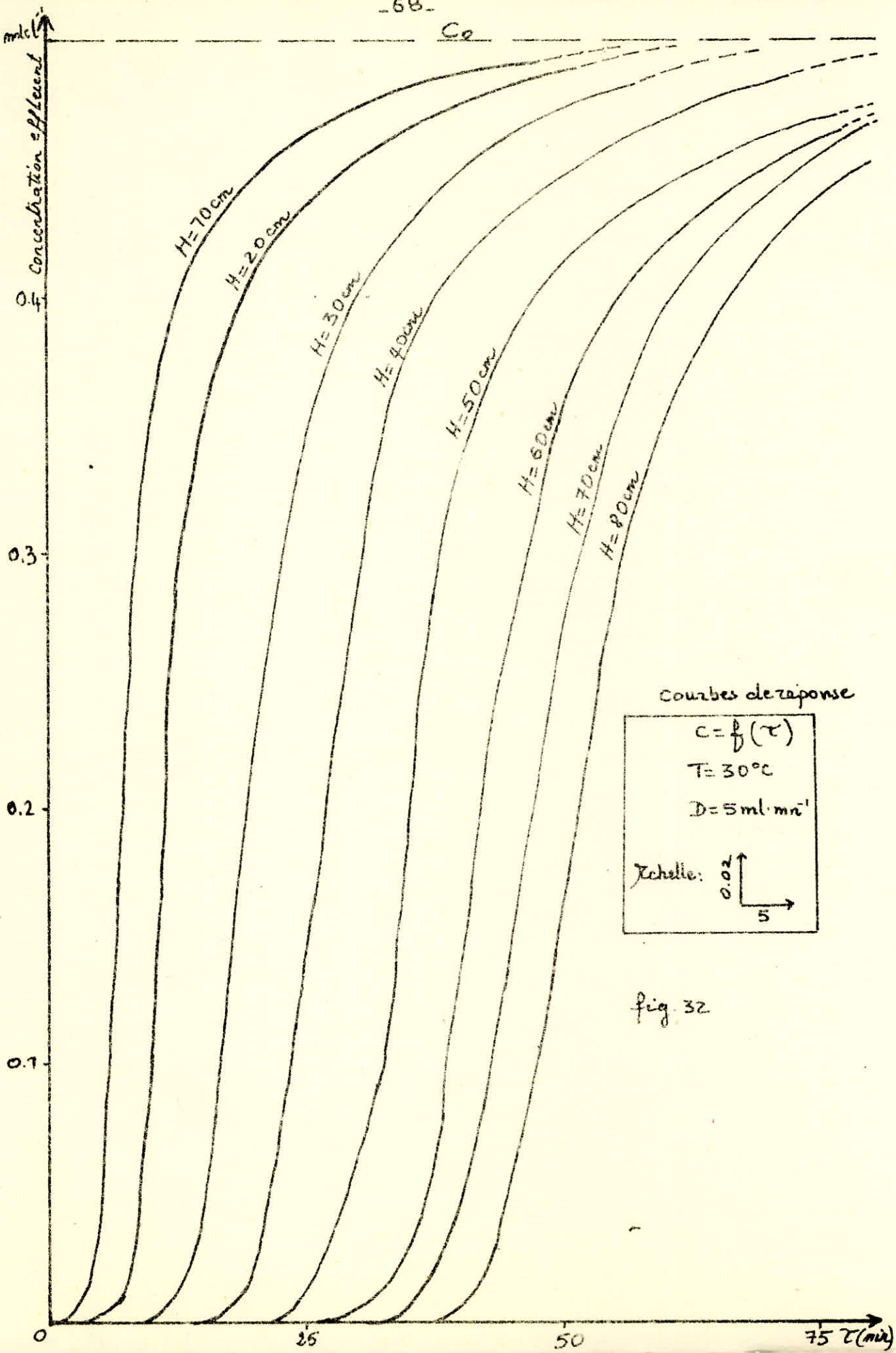


fig. 32

Tableau XI.

Résultats de la courbe de
réponse obtenus avec le charbon
actif granulé régénéré.

$T = 30^{\circ}\text{C}$. $D = 5 \text{ ml} \cdot \text{mn}^{-1}$.

Concentration d'entrée $C_0 = 0,5 \text{ mole} \cdot \text{l}^{-1}$

Hauteur du lit = 30 cm

Massie du lit = 25,348 g.

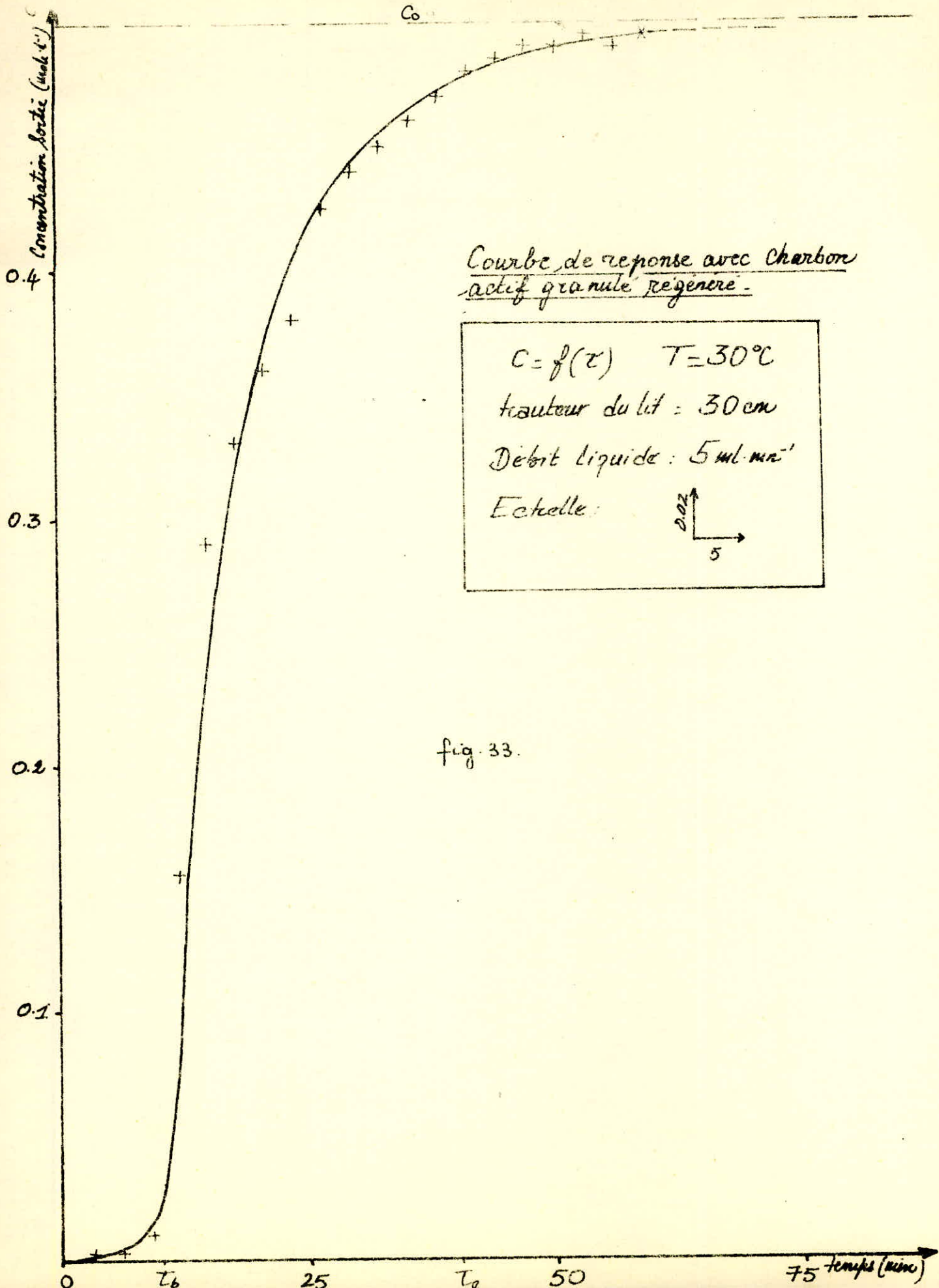
τ [mn]	C [mole $\cdot \text{l}^{-1}$]	τ [mn]	C [mole $\cdot \text{l}^{-1}$]
3	0,0020	33	0,4500
6	0,0023	36	0,4600
9	0,0098	39	0,4700
12	0,1550	42	0,4800
15	0,2900	45	0,4850
18	0,3300	48	0,4900
21	0,3600	51	0,4900
24	0,3800	54	0,4950
27	0,4250	57	0,4900
30	0,4400	60	0,4950

Tableau IX . Résultats de la courbe de
 reponse obtenus avec le charbon
 actif granulé régénéré -
 $T = 30^{\circ}\text{C}$, $D = 5 \text{ ml} \cdot \text{mn}^{-1}$
 concentration d'entrée $C_0 = 0,5 \text{ mole} \cdot \text{l}^{-1}$
 Hauteur du lit : 50 cm .
 Masse du lit : 43,580 g .

T [mn]	C [mole.l ⁻¹]	T [mn]	C [mole.l ⁻¹]	T [mn]	C [mole.l ⁻¹]
3	0,0013	39	0,3800	75	0,4750
6	0,0026	42	0,4000	78	0,4750
9	0,0032	45	0,4050	81	0,4750
12	0,0038	48	0,4300	84	0,4800
15	0,0070	51	0,4420	87	0,4800
18	0,0100	54	0,4500	90	0,4800
21	0,0270	57	0,4600	93	0,4800
24	0,0850	60	0,4700	96	0,4800
27	0,1650	63	0,4700	99	0,4850
30	0,2550	66	0,4700	102	0,4850
33	0,3000	69	0,4700	105	0,4850
36	0,3450	72	0,4700	110	0,4900

Tableau X. Résultats de la courbe de réponse obtenus avec le charbon actif granulé régénéré.
 $T = 30^{\circ}\text{C}$. $D = 5 \text{ ml} \cdot \text{mn}^{-1}$.
 Concentration d'entrée $C_0 = 6,5 \text{ mole} \cdot \text{l}^{-1}$.
 Hauteur du lit : 80 cm
 Masse du lit : 69,314 g .

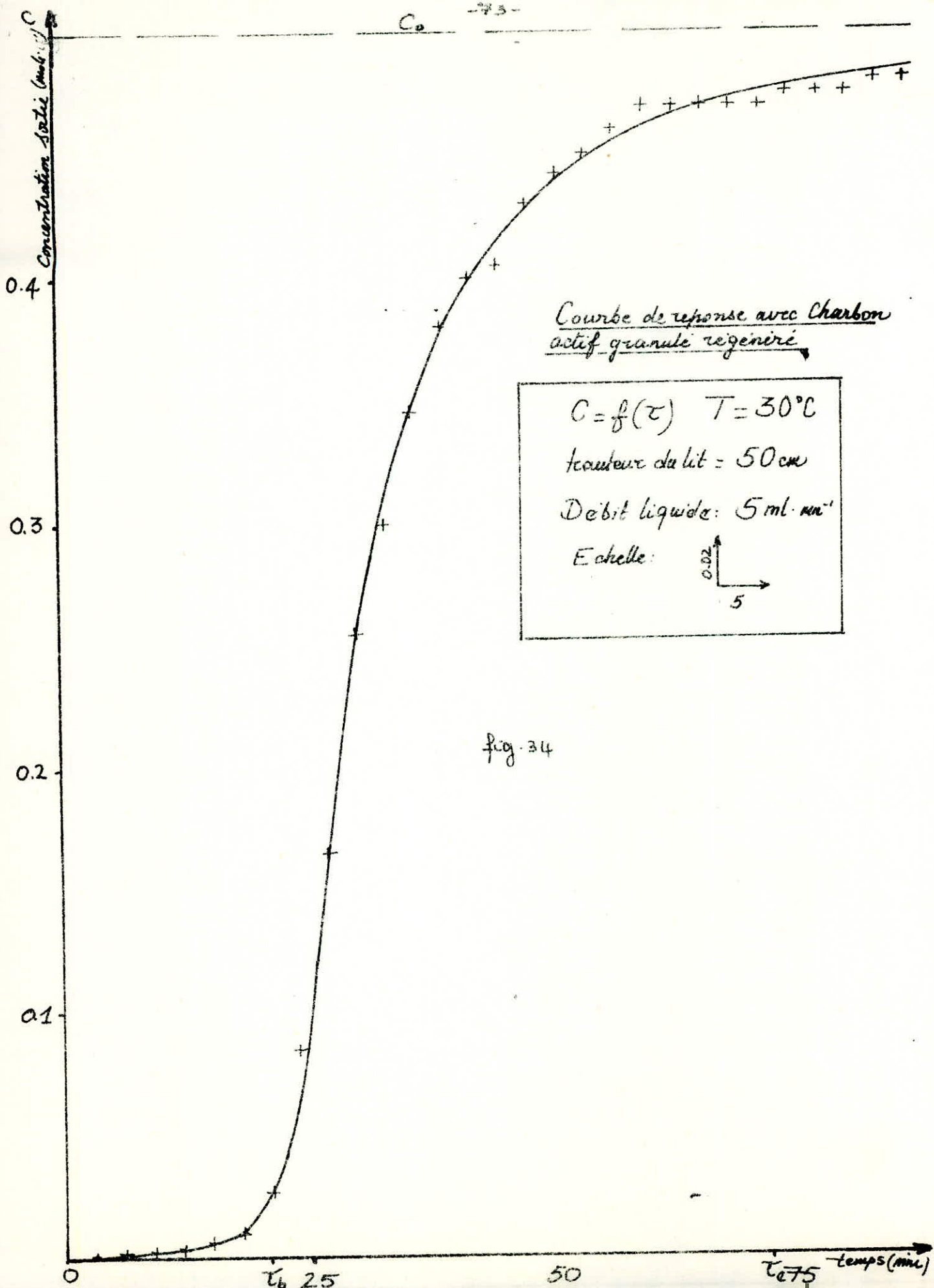
τ [mn]	C [mole · l ⁻¹]	τ [mn]	C [mole · l ⁻¹]	τ [mn]	C [mole · l ⁻¹]
3	0,0017	48	0,2850	93	0,4750
6	0,0017	51	0,3100	96	0,4750
9	0,0018	54	0,3750	99	0,4800
12	0,0022	57	0,3900	102	0,4800
15	0,0023	60	0,4050	105	0,4800
18	0,0025	63	0,4250	108	0,4800
21	0,0042	66	0,4350	111	0,4800
24	0,0060	69	0,4300	114	0,4850
27	0,0070	72	0,4500	117	0,4850
30	0,0110	75	0,4450	120	0,4850
33	0,0310	78	0,4600	123	0,4850
36	0,0875	81	0,4700	126	0,4900
39	0,1350	84	0,4700	129	0,4900
42	0,1900	87	0,4700	132	0,4950
45	0,2300	90	0,4700	135	0,4950




Courbe de reponse avec charbon actif granule regene.

$C = f(\tau)$ $T = 30^\circ\text{C}$
 hauteur du lit : 30 cm
 Débit liquide : $5 \text{ ml} \cdot \text{min}^{-1}$
 Echelle:

fig. 33.



Courbe de rupture avec
Charbon actif granule regeneré

$C = f(\tau)$ $T = 30^\circ\text{C}$
 hauteur du lit: 80cm
 Débit liquide: 5 ml.min⁻¹
 Echelle: 

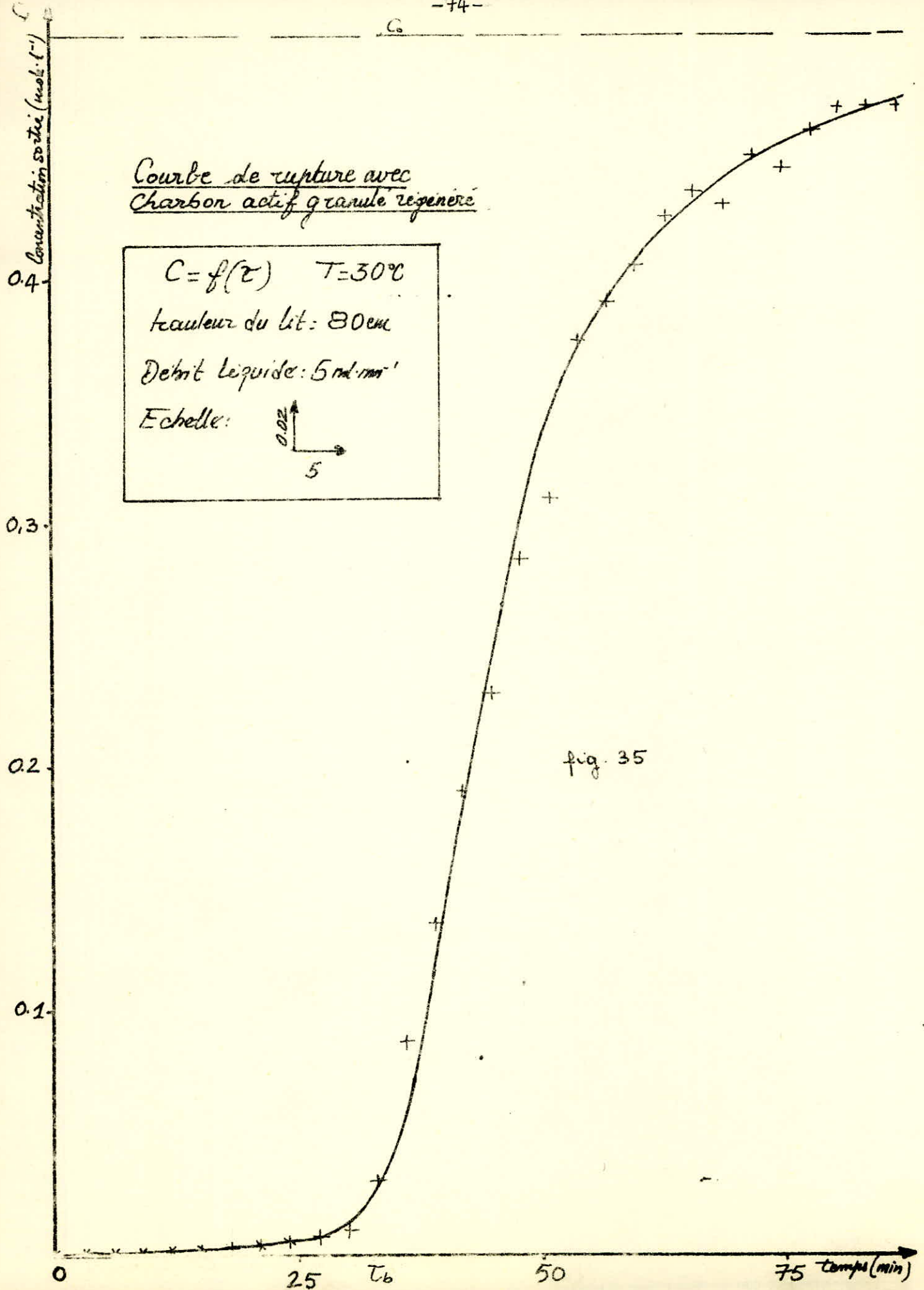


fig. 35

C (g/m³)

C₀

0.5

0.4

0.3

0.2

0.1

0

t_{0.1}

t_{0.2}

25

50

75 temps (min)

1
2

Courbes de réponse.

$C = f(\tau)$
 $H = 30 \text{ cm.}$
 1. avec charbon A. régénéré
 2. avec charbon A. frais.


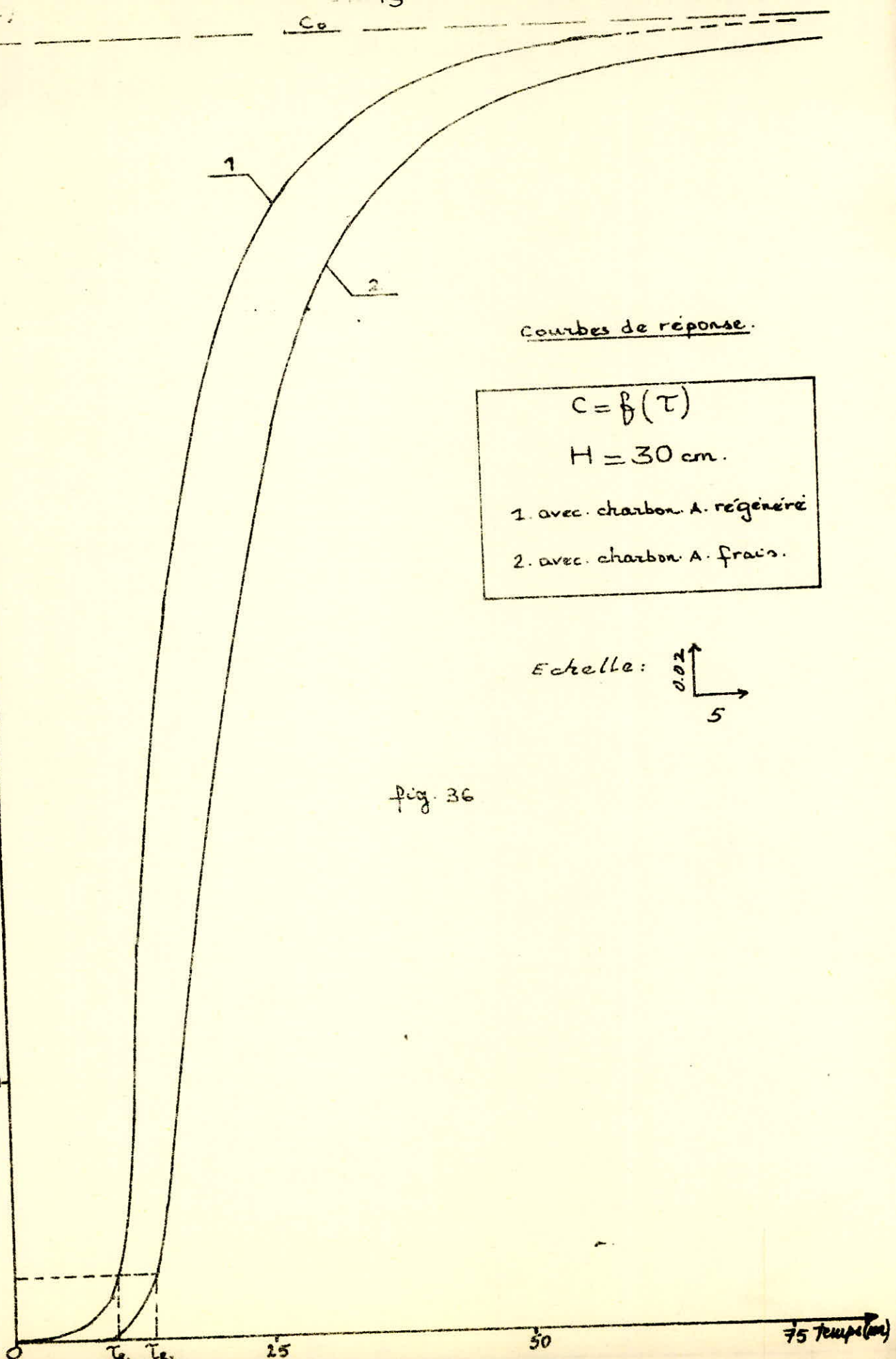
Echelle: 

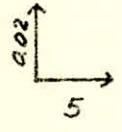
fig. 36



C_0

Courbes de reponse

$C = f(\tau)$
 $H = 50 \text{ cm}$
1- avec charbon A. régénéré
2- avec charbon A. frais.

Echelle:


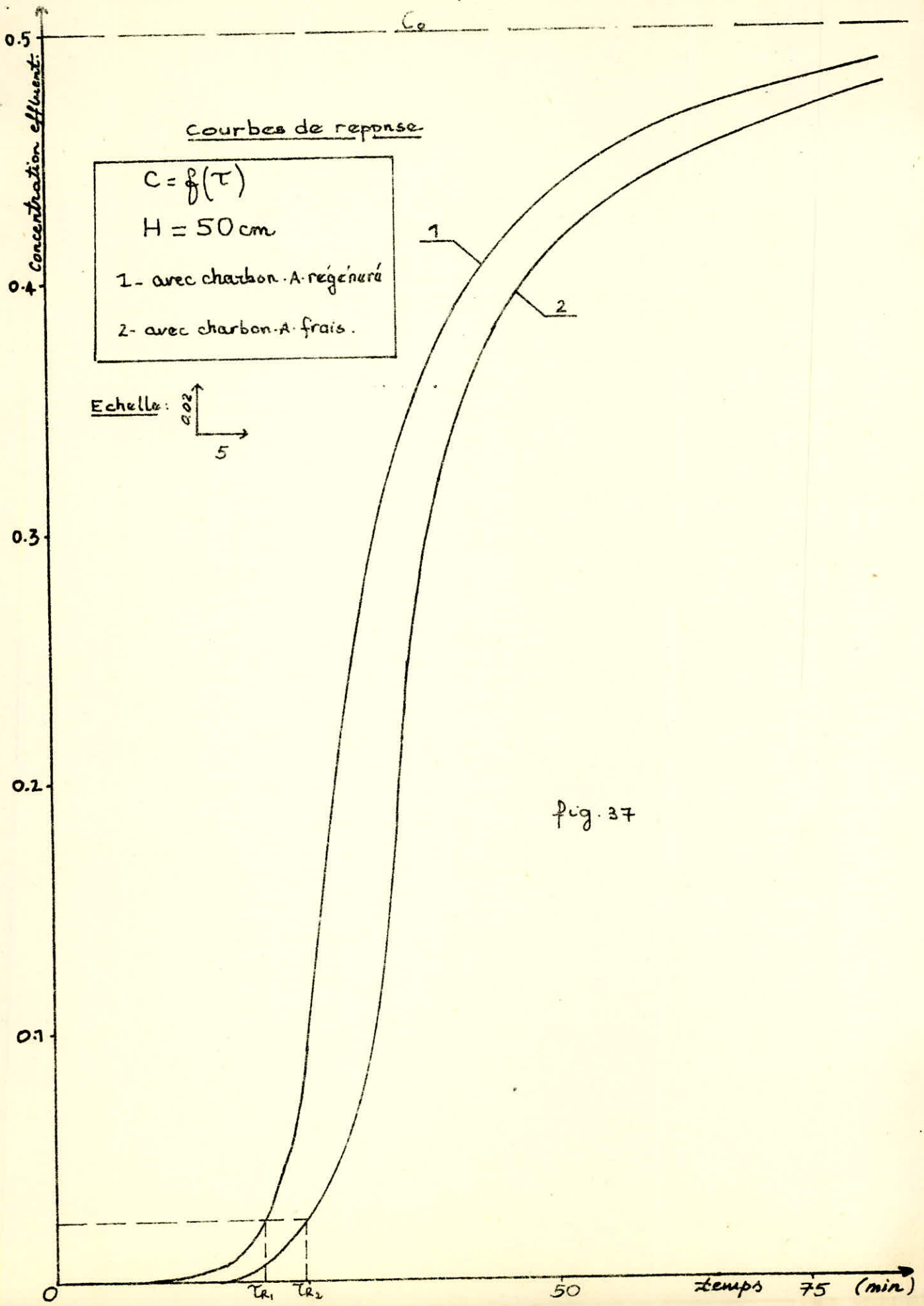


fig. 37

C (mole/l.)

C_0

Courbes de réponse

$C = f(\tau)$
 $H = 80 \text{ cm}$
 1. avec charbon A. régénéré
 2. avec charbon A. frais

Echelle:
 $\begin{matrix} \uparrow \\ 20 \\ N \\ \downarrow \\ 5 \end{matrix}$

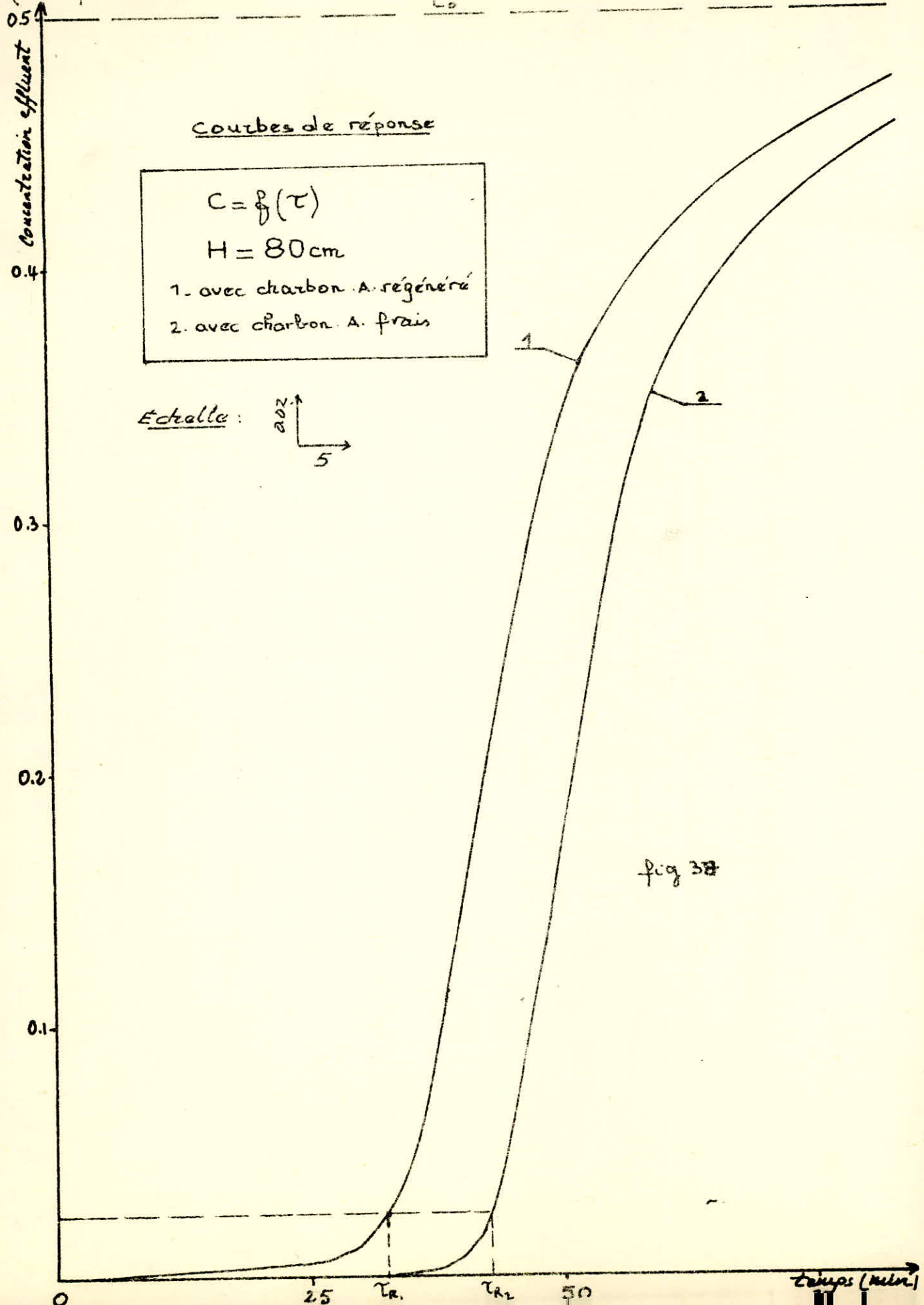


fig 38

V / INTERPRETATION DES RESULTATS.

Tous les calculs que nous allons faire en vue d'interpréter les résultats expérimentaux se feront sur la base d'une concentration minimal de 0,05% et d'une concentration maximale de 0,95%. On signalera le changement s'il y a lieu.

Tous les calculs d'aires sont fait par planimétrie.

V.1. Temps de rupture et équation de SHILOV.

Les valeurs du temps de rupture sont obtenues par lecture directe sur les courbes de réponse et sont résumés en fonction des hauteurs du lit dans le tableau XII.

hauteur du lit H (cm)	10	20	30	40	50	60	70	80
T_R (min)	4,00	7,25	13,50	19,50	24,75	32,75	36,00	42,75

A partir de ces valeurs on trace le graphe donnant le temps de rupture en fonction de la hauteur du lit.

Si la courbe obtenue aura l'allure d'une droite, alors on peut établir l'équation de Shilov relative à notre système. voir fig 39

L'équation de Shilov est de la forme $T_R = T_0 + K(H - H_0)$

la pente de la droite obtenue nous donne le coefficient K dont l'inverse $\frac{1}{K}$ est la vitesse de déplacement du front d'adsorption. A l'origine des abscisses et des ordonnées on obtient T_0 et H_0 .

Les valeurs obtenues sont les suivantes :

$$H_0 = 14 \text{ cm}$$

$$T_0 = 4 \text{ min}$$

$$K = 0,59 \text{ min/cm.}$$

d'où l'équation s'écrit :

$$T_R = 4 + 0,59(H - 14)$$

et la vitesse de déplacement du front d'adsorption

$$u = \frac{1}{K} = 1,69 \text{ cm.min}^{-1}$$

conclusion .

On remarque d'après les résultats obtenus que la hauteur du lit a une nette influence sur le temps de rupture. En augmentant la hauteur du lit, on augmente bien le temps de rupture c'est-à-dire que la quantité de liquide traitée au point de rupture est plus grande. On peut aussi affirmer que l'équation de Shilov obtenue expérimentalement pour notre système est significative et donne de bons résultats.

II.2. Calcul de la hauteur de la zone d'adsorption.

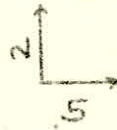
Elle est donnée par la formule (14)

$$H_a = \frac{T_s - T_R}{T_R + f(T_s - T_R)} \cdot H$$

τ_R (min)

Graphie $\tau_R = f(H)$

Echelle



40

30

20

10

τ_0

10

H_0

20

30

40

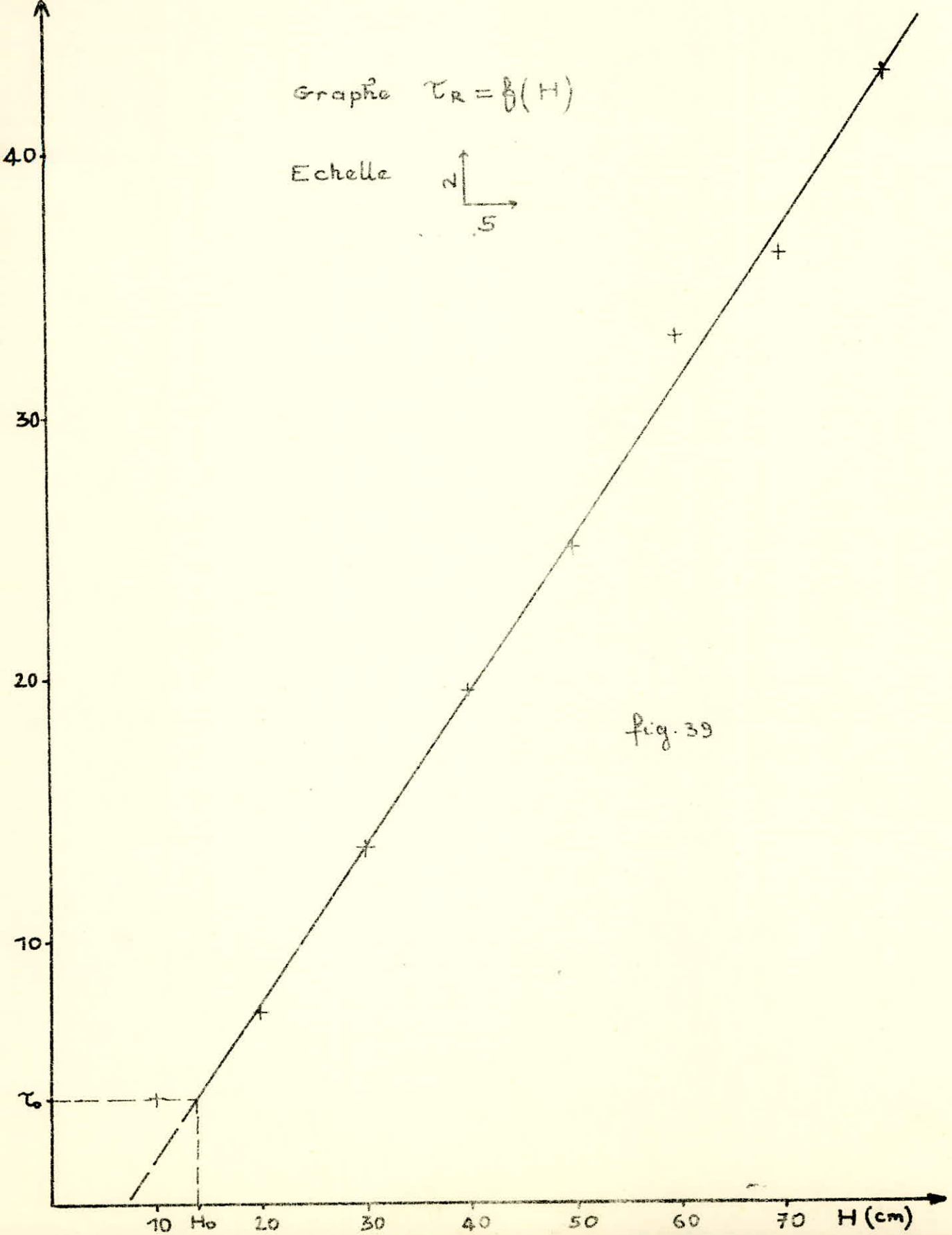
50

60

70

H (cm)

fig. 39



Les calculs se résument dans le tableau suivant :

Tableau XIII.

H (cm)	T_R (min)	T_S (min)	ϕ	H_a (cm)
10	4,00	31,00	0,19	29,57
20	7,25	36,00	0,23	41,48
30	13,50	51,50	0,27	47,98
40	19,50	64,00	0,26	57,29
50	24,75	81,50	0,25	72,87
60	32,75	82,00	0,27	64,17
70	36,00	87,50	0,26	72,99
80	42,75	100,00	0,25	80,26.

conclusion.

La hauteur de la zone d'adsorption H_a augmente avec la hauteur du lit, on peut donc dire qu'on est peut être dans le cas où il y a adsorption avec extension du front d'adsorption.

V.3. Influence de la hauteur du lit sur l'activité dynamique. Q_d (mmole/g)

Nous allons calculer l'activité dynamique de deux manières. L'une par la formule approximative (18) $Q_d = \frac{D C_0 T_a}{m a}$ et la seconde par calcul d'aire.

Q_{d1} : activité dynamique calculée par la formule (18)

Q_{d2} : activité dynamique obtenue graphiquement.

Tableau XIV.

H (cm)	m_a (g)	T_a (min)	Q_{d1} ($\frac{\text{mmole}}{\text{g}}$)	Q_{d2} (mmole/g)
10	8,65	4,00	1,16	1,13
20	17,40	7,25	1,04	1,03
30	25,64	13,50	1,32	1,31
40	34,24	19,50	1,42	1,40
50	43,25	24,75	1,43	1,42
60	51,90	32,75	1,57	1,57
70	60,57	36,00	1,49	1,48
80	69,22	42,75	1,54	1,54

conclusion.

Tout d'abord on remarque que l'erreur faite pendant le calcul de l'activité dynamique entre ces deux méthodes est faible.

D'une manière générale l'activité dynamique augmente quand la hauteur du lit augmente, ce qui confirme

nos résultats. Les quelques irrégularités qui existent peuvent cependant être des erreurs expérimentales.

De cette manière donc, on peut prévoir la quantité de liquide à traiter au point de rupture pour une certaine masse de charbon actif.

V.4. Calcul de l'activité statique A_s (m.mole.g⁻¹)

Les calculs sont résumés dans le tableau ci-dessous.

Tableau XV

H (cm)	A_s (mille/mole)	m_a (g)	T_s (min)	A_s (m.mole/g)
10	19,51	8,65	31,00	2,26
20	31,97	17,40	36,00	1,84
30	55,73	25,64	51,50	2,17
40	71,83	34,24	64,00	2,10
50	90,67	43,25	81,50	2,10
60	107,42	51,90	82,00	2,07
70	115,40	60,57	87,50	1,91
80	133,38	69,22	100,00	1,93

Conclusion.

Dans ce cas les résultats obtenus pour l'activité statique ne sont pas très significatifs puisqu'elle varie pour les différentes hauteurs. L'activité statique ne doit pas varier, c'est donnée caractéristique pour chaque adsorbant.

En se basant sur les 4 valeurs du milieu du tableau XV,

on peut donner une valeur approximative de l'activité statique pour notre charbon actif granulé. Cette valeur est de 2,10 millimole par gramme de charbon actif. La valeur moyen est de 2,05 millimole par gramme.

Les variations sur les résultats de l'activité statique sont dues à l'inexistence d'un équilibre, aussi proviennent t-elles de la façon dont on a tracé les courbes de rupture.

Calculons l'activité statique jusqu'à une concentration égale à 90% et comparons la à celle déjà calculée.

TABIEAU XVI

H (cm)	As (mmole)	Ma (g)	As (mmole/g)
10	17,64	8,65	2,04
20	29,14	17,40	1,67
30	51,34	25,64	2,00
40	66,15	34,24	1,93
50	83,63	43,25	1,93
60	100,11	51,90	1,93
70	107,57	60,57	1,78
80	124,25	69,22	1,80

Dans l'activité statique varie autour 1,93 mmole/g. On peut donc dire d'après ces deux méthodes que l'activité statique oscille autour de 2 mmole.g⁻¹.

VI.5. vitesse de déplacement u_c des points d'une concentration donnée.

Pour l'obtention de la vitesse de déplacement des points d'une concentration donnée, on trace en fonction de la hauteur du lit le temps correspondant à cette concentration.

voir fig 60 page 86.

Le tableau ci-dessous résume les résultats:

Tableau XVIII.

Concentr. (% Co)	- temps correspondant (minutes)								K ($\frac{\text{min}}{\text{cm}}$)	u_c ($\frac{\text{cm}}{\text{min}}$)
	H= 10cm	H= 20cm	H= 30cm	H= 40cm	H= 50cm	H= 60cm	H= 70cm	H= 80cm		
2	3,00	6,00	11,75	17,00	21,00	30,50	34,00	40,50	0,53	1,89
5	4,00	7,25	13,50	19,50	24,75	32,75	36,00	42,75	0,55	1,82
10	4,75	8,50	14,75	21,00	28,00	34,50	37,50	44,25	0,57	1,75
20	5,50	9,75	16,50	23,25	32,00	36,75	39,75	47,00	0,59	1,69
30	6,25	10,50	18,25	25,00	33,50	38,00	42,00	49,50	0,60	1,67
40	7,00	11,00	20,00	26,75	34,50	41,00	44,50	51,50	0,63	1,59
50	7,75	11,50	22,00	28,50	35,50	43,50	46,75	53,75	0,67	1,49
60	8,25	12,50	24,75	30,50	38,75	46,50	49,50	56,00	0,75	1,33
70	10,00	14,75	27,50	32,75	41,25	49,50	53,00	60,00	0,79	1,27
80	12,50	18,50	32,00	38,00	47,50	55,00	59,00	67,50	0,84	1,15
90	21,00	27,50	41,00	52,00	65,00	67,00	71,50	83,00	0,96	1,04
95	31,00	36,00	51,50	64,00	81,50	82,00	87,50	100,00	0,97	1,03

Graphes $\tau = f(H)$ donnant les vitesses de déplacements U_c .

Echelle:

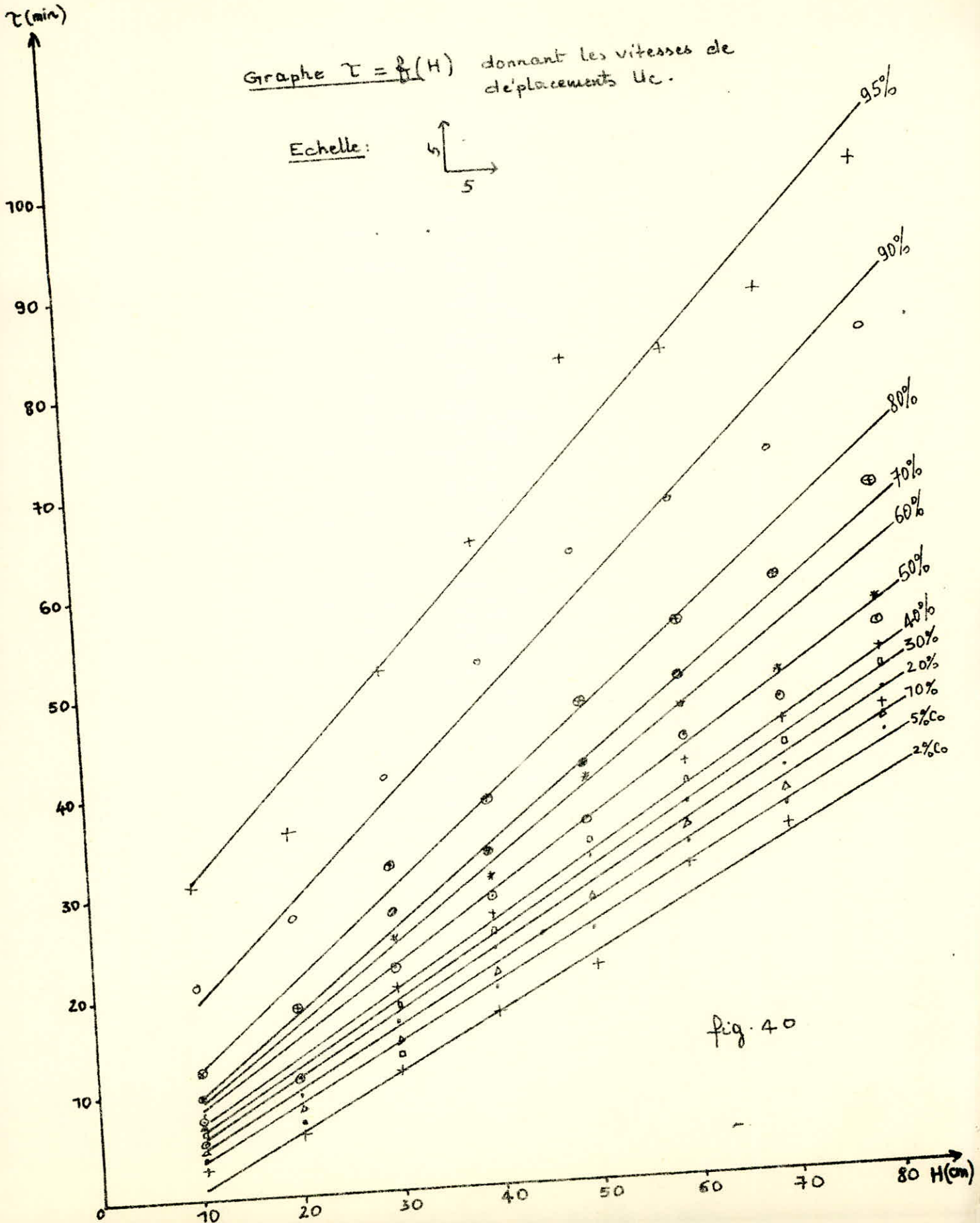
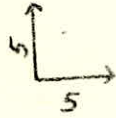
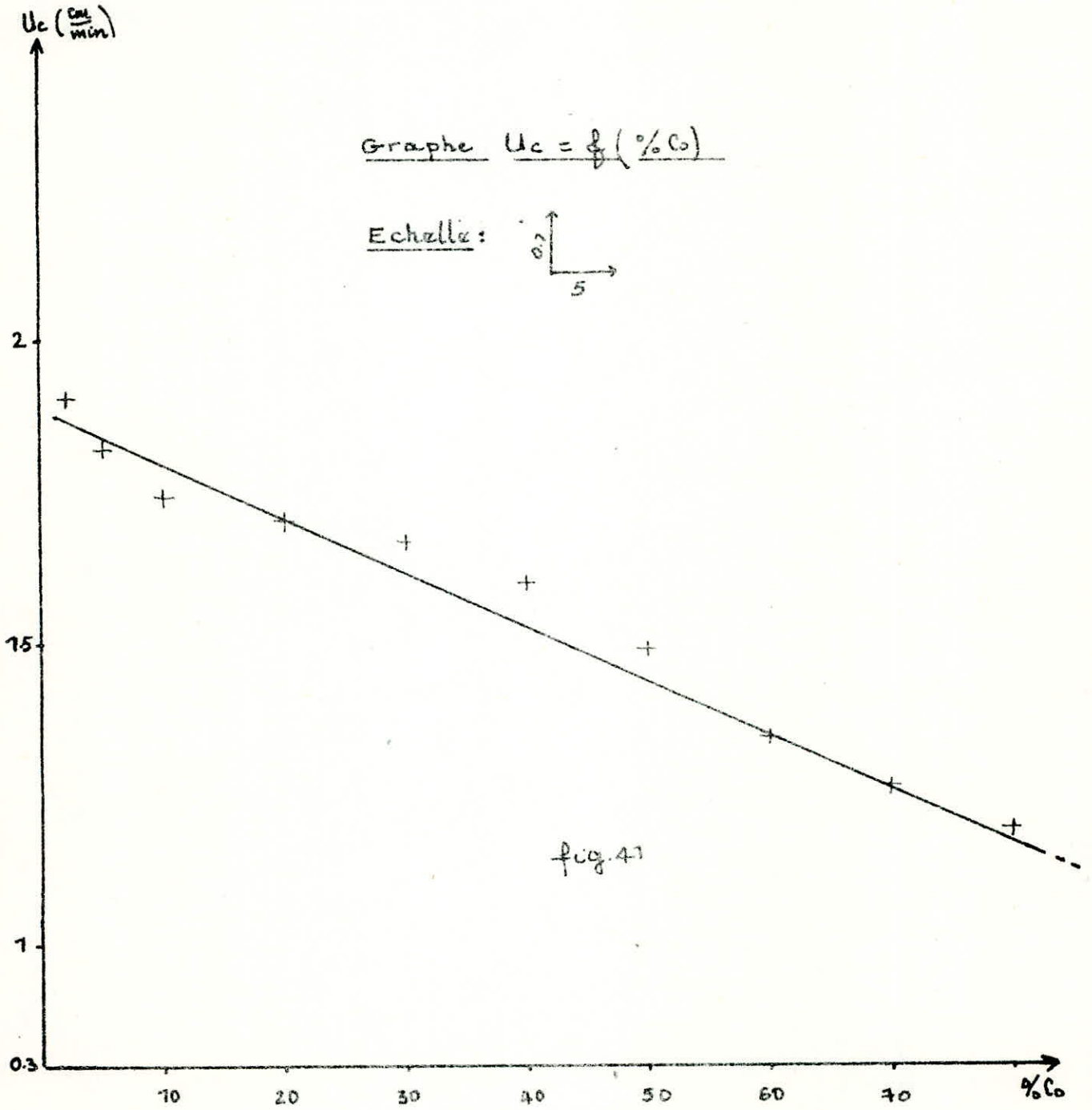


fig. 40



Conclusion.

Remarquons que la vitesse de déplacement des points décroît quand la concentration augmente. Avec ce résultat, et en plus le résultat de la hauteur de la zone d'adsorption, on peut affirmer que l'adsorption se fait avec extension du front d'adsorption.

IV.6. temps stoechiométrique.

Le temps stoechiométrique est calculer directement à partir de la formule $\tau_{st} = \frac{m \cdot a^*}{D \cdot C_0}$.

La valeur de la quantité adsorbée à l'équilibre a^* est prise égale à la valeur moyenne de l'activité statique A_s obtenue expérimentalement: soit - $A_{sm} = 2,05 \text{ mmole/g}$.

Le tableau ci-dessous résume les résultats.

Tableau XVIII

H (cm)	10	20	30	40	50	60	70	80
$\tau_{st}(\text{min})$	7,09	14,27	21,02	28,08	35,47	42,56	49,67	56,76
$C_{st} \left(\frac{\text{mmole}}{\text{l}} \right)$	0,218	0,340	0,224	0,230	0,232	0,230	0,300	0,300
$\frac{C_{st}}{C_0}$	0,434	0,680	0,450	0,460	0,460	0,460	0,600	0,600

IV.7. temps de rupture conventionnel τ_{rc} .

Calculé à partir $\tau_{rc} = \tau_{st} - \frac{2W_{st}}{\left(\frac{C_{st}}{C_0}\right) \cdot D \cdot C_0}$

avec $W_{st} = D \cdot C_0 \int_0^{\tau_{st}} \frac{C}{C_0} d\tau$.

Tableau XIX

H (cm)	W _{st} (mole)	T _{st}	$\frac{C_{st}}{C_0}$	T _{RC} (min)
10	1,85	7,09	0,43	3,73
20	6,65	14,29	0,68	6,47
30	5,17	21,02	0,45	11,83
40	4,00	28,08	0,46	21,12
50	4,03	35,47	0,46	28,46
60	6,19	42,56	0,46	31,79
70	11,09	49,67	0,60	34,88
80	11,22	56,76	0,60	41,80

A partir du temps de rupture conventionnel on peut aussi établir l'équation de shilov relative au système étudié.

voir fig. 32

Sur cette figure on lit les valeurs suivantes:

$$\tau_0 = 4 \text{ min}$$

$$H_0 = 9,5 \text{ cm}$$

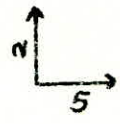
$$t_{g\alpha} = K = 0,54 \text{ min/cm}$$

L'équation de shilov s'écrira
$$\underline{\tau_{RC} = 4 + 0,54 (H - 9,5)}$$

τ_{RC} [min]

Graphique $\tau_{RC} = f(H)$

Echelle



40

30

20

10

τ_0

0

H_0

20

30

40

50

60

70

H (cm)

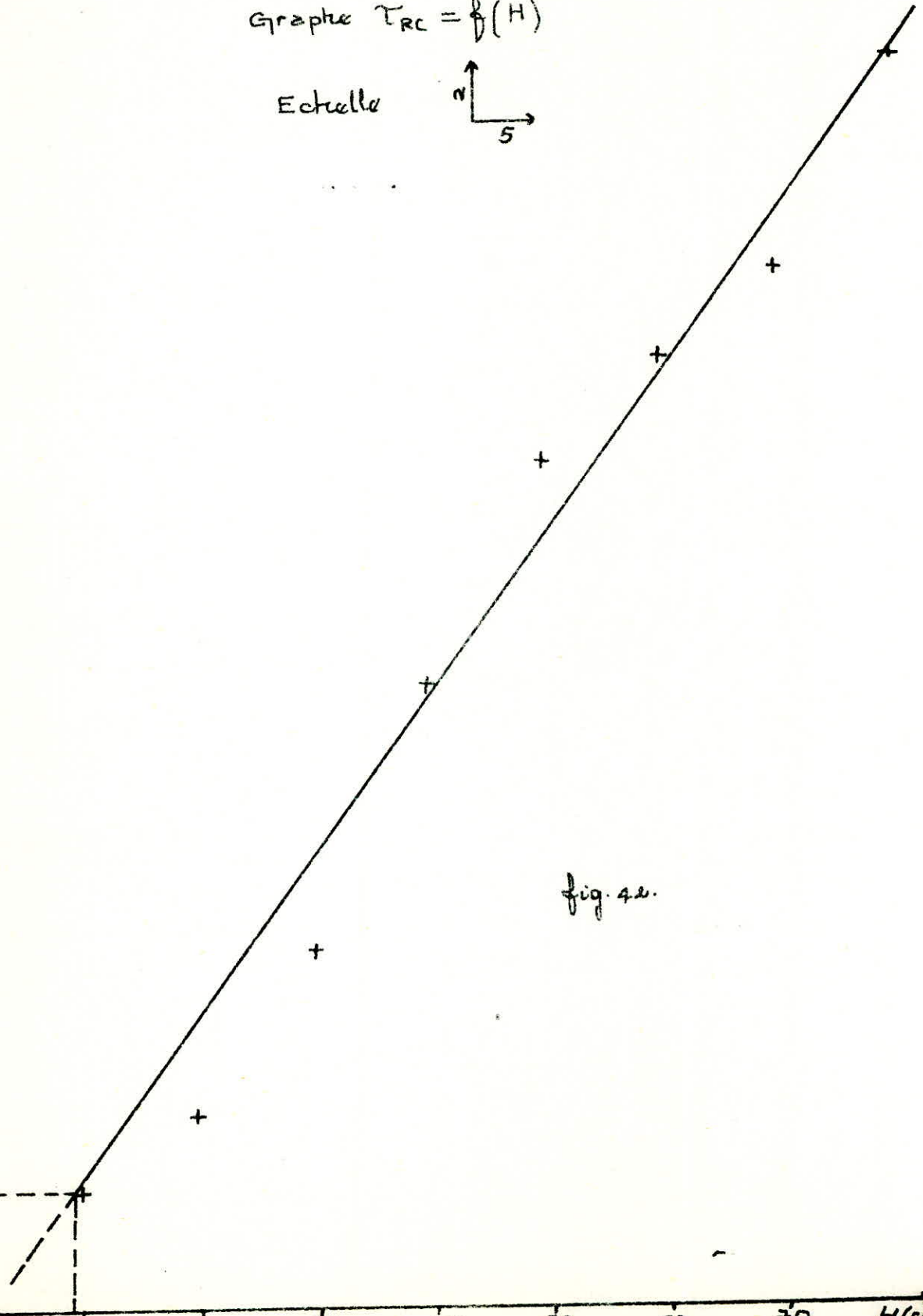


fig. 42.

V.8. Calcul de l'activité dynamique pour les lits de charbon actif régénéré.

Tableau

H (cm)	T_R (min)	A_d (mmole)	m_a (g)	C_d (mmole/g)
30	10	24,75	25,35	0,98
50	20,5	50,8	43,58	1,17
80	32	83,3	69,31	1,20

Conclusion.

On remarque que l'activité dynamique dans ce cas est inférieure à celle calculée avec le charbon frais pour une même hauteur, ce qui est normal. En comparant ces deux résultats (charbon frais, charbon régénéré), la régénération a donné de bons résultats. Par exemple si on fait une comparaison entre les temps de rupture, une hauteur de 50 cm avec le charbon régénéré correspond à une hauteur de 40 cm avec le charbon frais. Si la comparaison se fait à partir des activités dynamique, ce qui est d'ailleurs plus exacte, les résultats pour le charbon régénéré ne sont très rentables par rapport au charbon frais.

Conclusion

- L'étude de l'adsorption en lit fixe que nous avons faite nous a permis de montrer l'une des applications majeures de l'adsorption dans le cas de l'élimination de l'acide acétique de l'eau en obtenant les courbes de réponse pour différentes hauteurs d'adsorbant. Elle nous a également aidé de conclure que le mode de transfert se fait avec extension du front d'adsorption.
- L'ensemble des résultats obtenus nous a conduit à proposer l'équation de Stielow de deux manières différentes pour le système dans les conditions opératoires.
- Dans cette même étude, nous avons calculé l'activité dynamique et l'activité statique comme étant des paramètres les plus importants. Ainsi, à partir de cette étude on peut faire un calcul d'un adsorbant pour le système étudié dans les mêmes conditions. A partir des expériences et des calculs que nous avons faits, on pourra d'une part calculer la masse d'adsorbant nécessaire pour traiter un certain volume de liquide, et d'autre part obtenir le temps de rupture pour n'importe quelle hauteur du lit ou prévoir la hauteur du lit pendant qu'on se fixe arbitrairement le temps de rupture.
- Parallèlement nous avons pu constater que les résultats obtenus après régénération du charbon usé sont acceptables, et sans aucun doute seraient meilleurs si la régénération se faisait juste après le temps de rupture.
- Cependant cette étude nous a conduit à étudier uniquement l'influence de la hauteur du lit sur les courbes de réponse. Il reste donc beaucoup à faire dans ce domaine pour que cette étude que nous avons entamée soit complète et trouve son application dans l'industrie.

- A cet effet, dans une prochaine étude, il serait intéressant d'étudier l'influence du débit, de la concentration sur les courbes de réponse. Nous espérons enfin, que dans l'avenir nos recherches sur l'adsorption offriront à l'industrie chimique des possibilités et des solutions éprouvées pour résoudre les problèmes spécifiques à cette industrie. L'économie d'énergie et l'amélioration de la productivité sont à l'ordre du jour et nul doute que les techniques de l'adsorption peuvent contribuer largement à promouvoir des solutions intéressantes et techniquement valables.

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

- 1 - H. BLASINSKI , A. TYCZKOWSKI , A. GRZELAKOWSKA
INZYNIERIA CHEMICZNA III, (1) , 3 (1973)
- 2 - H.L. BARNEBEY
Chem. Eng. Progr. 67 (11) , 45 (1971)
- 3 - R. BLIN , G. POULENC et G. PALLIER
Inform. Chim. Fr. N° 135 , 149 (1974)
- 4 - C.D. BARKER
Chem. Eng. Progr. 69 , (8) , 77 (1973)
- 5 - A.D. BRYAN
Brit. Chem. Eng. 6 , 114 (1961)
- 6 - S.E. CHITOUR
"Chimie - Physique des phénomènes de surface" ALGER 79
- 7 - A. DEXANT
Chimie et Industrie - Genie Chimique Vol. 105,23,1589 (1972)
- 8 - W. FRITZ, E.U. SFLUENDER
Chem. Eng. Sci. 29 , 1972 (1974)
- 9.- K. HASHIMOTO, K. MIURA, S. NAGATA
J. Chem. Eng. JAPAN 8, (5) , 367 (1976)
- 10 - C. MONTEIL
Technique de l'Ingénieur T2 (J 2732)
- 11 - A.S. MICHAELS
Ind. Chem. Eng. 44 , 1922 (1952)
- 12 - A.E. PEROTTI , C.A. RODMANN
Chem. Eng. Progr. , 69 (11) 63 (1973)
- 13 - J.J. PORTER, W.F. NOLAN, A.R. ABERNATHY
Chem. Eng. Progr. Symp. Ser. 67,471 (1970)

- 14 - C.J. RADKE , J.M. PRAUSNITZ
A.J. Chem. Eng. Journal, 18 (4), 761, (1972)
- 15 - J. RYBINSKI, E.N. EMIRICZ
Przem. Chem. 56 (2) 93 (1977)
- 16 - N.A. SHILOV, L.K. LEPIN, S.A. WOZNIESIENSKI.
J. Ru. Phys. Chim. Ob. 61 , 1107 (1929)
- 17 - J.M. THOMAS and W.J. THOMAS
Introduction of hétérogèneous catalyses
Académie Press. London. (1967)
- 18 - A. TYCZKOWSKI
INZYNIERIA CHEMICALNA VIII (3) , 763 (1978)
- 19 - R.E. TREYBAL
"MASS - TRANSFEROPERATIONS"
Mc. GRAW HILL BOOK Company New York, II Edition (1968)
- 20 - E. WICKE , Z. KOLL.
86 , 167 (1939) , 86 , 295 (1939)
- 21 - E. WICKE, E. WEYDE, Z. KOLL
90 , 156 (1940)
- 22 - P. WUITHIER.
"Raffinage et GENIE CHIMIQUE" T1 (1972).

