

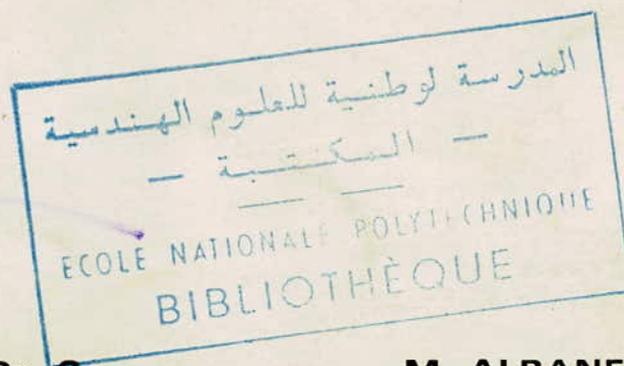
UNIVERSITÉ D'ALGER  
ECOLE NATIONALE POLYTECHNIQUE  
Département de Génie Chimique

1/71

TEX

## THESE DE FIN D'ETUDES

ETUDE D'UN EXTRACTEUR  
LIQUIDE - LIQUIDE A CYLINDRES  
COAXIAUX  
METHODE DE CALCUL DE CE  
TYPE D'APPAREIL



Proposé par

**G. COGNET, Dr. Sc.**

Étudié par

**M. ALBANE et B. ACHOUR**

**Année Universitaire 1970 - 1971**

UNIVERSITE D'ALGER  
ECOLE NATIONALE POLYTECHNIQUE  
DEPARTEMENT DE GENIE CHIMIQUE

THESE DE FIN D'ETUDES

ETUDE D'UN EXTRACTEUR LIQUIDE-LIQUIDE  
A CYLINDRES COAXIAUX  
METHODE DE CALCUL DE CE TYPE D'APPAREIL

SUJET

Proposé par  
G. COGNET, Dr. Sc.

Etudié par  
M. ALBANE et B. ACHOUR

Année Universitaire 1970-1971

La soutenance de cette thèse de fin d'Etudes s'est tenue  
le 26 juin 1971 à l'Ecole Nationale Polytechnique d'Alger.

---

C O M M I S S I O N

Président : M. COCHET, Dr.Sc., maître de Conférence à l'E.N.P.A.

Examineurs :

M. : DUMARGUE, Dr.Sc., maître de Conférence à la Faculté des  
Sciences d'Alger  
OUARTSI, Ingénieur

---

Nous adressons nos vifs remerciements aux personnes citées  
pour avoir bien voulu accepter de faire partie de cette commission.

---

Que tous les professeurs qui ont contribué à notre formation veuillent bien trouver dans ce modeste ouvrage l'expression de toute notre gratitude.

Nous tenons particulièrement à assurer M. COGNLET de notre reconnaissance pour ses critiques et suggestions, ainsi que pour tout l'intérêt qu'il a porté à nos travaux.

B. ACHOUR      et      M. ALBANE

à mes parents,  
à ma femme,



Mahfoud ALBANE

à mes parents,  
à mes frères et soeurs,



Bachir ACHOUR

# S O M M A I R E

	page
I - Introduction	1
2- Généralités sur l'extraction	3
3- Théorie de l'extraction	7
4- L'extracteur à cylindres coaxiaux	27
5- Ecoulement des fluides	29
6- Détermination des débits d'engorgement pour nos colonnes	39
7- PARTIE EXPERIMENTALE :	41
7-1 description de l'installation	42
7-2 but de l'étude	43
7-3 avantages du système choisi	44
7-4 mode opératoire	45
7-5 calculs	51
7-6 résultats et interprétation	55
CONCLUSION	66

---

## Méthode de calcul d'un extracteur liquide-liquide à cylindres coaxiaux

---

I- Introduction	69
2- Mise en oeuvre d'une extraction liquide-liquide	69
3- Méthode de calcul	72
4- Exemples de calcul	76
5- Conclusion	81
Notation	82
Bibliographie	84

---

I -

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

L'extraction liquide-liquide est un procédé de séparation qui se développe de plus en plus, en remplacement de procédés plus classiques, tels que la distillation par exemple; il permet de réaliser le transfert d'un composé d'un mélange vers un solvant;

La mise en oeuvre d'une extraction liquide-liquide nécessite le choix du solvant le plus approprié à la séparation et de l'équipement dans lequel on va réaliser cette opération .

Il existe un grand nombre d'équipements pour effectuer une extraction liquide-liquide : l'un de ces appareils, l'extracteur à cylindres coaxiaux, n'a pas encore eu d'utilisation à l'échelle industrielle ; ce type d'extracteur constitue l'objet de notre étude .

---

Le sujet proposé se rapporte à l'extraction liquide-liquide et a pour objet l'étude du transfert de matière entre deux phases au moyen d'un extracteur à cylindres coaxiaux :

- montage de l'appareillage et mise au point
- étude des influences des divers paramètres sur l'extraction
- méthode de calcul de ce type d'extracteur

Pour effectuer cette étude, il nous fallait adopter un système diluant-soluté-solvant répondant aux critères suivants :

- produits disponibles
- diluant et solvant immiscibles
- facilité de régénération des phases

- facilité de dosage du soluté dans les phases

Notre choix, qui sera motivé dans la suite,  
s'est fixé sur le système :

EAU + IODURE , IODE , TOLUENE

---

2. GENERALITES SUR L' EXTRACTION

---

2-I Définition :

L'extraction liquide-liquide ou extraction par solvant est une méthode de séparation des composants d'une solution; c'est une opération unitaire du Génie Chimique, car elle met en jeu des phénomènes de transport de matière entre deux phases : les constituants sont séparés grâce à leur différence de solubilité dans le solvant et à leur distribution dans les deux phases immiscibles.

D'une manière générale, le transfert de matière est un processus complexe dont seul l'aspect essentiel est étudié, qui consiste en la migration d'un constituant au sein du mélange par diffusion;

Le passage d'un soluté d'une phase à l'autre peut se décomposer en trois étapes :

- transport, par diffusion moléculaire ou turbulente, de ce soluté du sein de la première phase jusqu'à la surface de séparation des deux phases ( interface );
- passage du soluté à travers l'interface
- transport jusqu'au sein de la seconde phase par diffusion moléculaire ou turbulente;

Il existe ainsi une compétition entre deux processus distincts :

- . processus de transport dans les phases homogènes
- . processus de traversée de l'interface

Il est évident que le processus le plus lent imposera sa vitesse.

---

2-2 Inconvénients et avantages inhérents à cette méthode de séparation:

L'extraction liquide-liquide est une méthode indirecte de séparation, car elle utilise un solvant; aussi présentera t'elle des inconvénients comparativement à la distillation, qui est un procédé direct:

- l'addition d'une substance étrangère ( solvant ) peut polluer la substance que l'on veut extraire

- le solvant peut s'avérer corrosif : d'où nécessité d'investir un matériel coûteux

- la récupération du soluté par régénération du solvant crée un poste de dépense supplémentaire

On peut citer trois principaux avantages :

- les deux phases en contact sont de nature très différente, car immiscibles : en conséquence, cela fait naître un passage préférentiel important du soluté dans le solvant; aussi, la séparation sera aisée et plus rapide que dans la distillation.

- la possibilité de choisir le solvant permet d'opérer avec celui qui donne la meilleure extraction; nous reviendrons à ce sujet important dans les chapitres qui suivent.

- ce type d'extracteur est d'une mise en oeuvre très simple

## 2-3 Intérêt et importance de cette méthode de séparation :

L'extraction liquide-liquide est utilisée dans les domaines où la distillation et les méthodes directes sont soit impossibles à réaliser soit très coûteuses. Nous indiquons dans la suite quelques cas typiques où l'extraction par solvant s'est avérée comme méthode la plus adéquate et la plus économique.

### 2-3-1 Cas où les méthodes directes sont impossibles à mettre en oeuvre :

- séparation de substances fragiles et labiles : seule l'extraction permet, par exemple, la séparation de la pénicilline et de la plupart des antibiotiques à partir du milieu de fermentation; en effet, la distillation ou l'évaporation ne peuvent être employées.

- séparation des mélanges qui forment des azéotropes

### 2-3-2 Cas où les méthodes directes sont d'un coût plus élevé :

- séparation de composés ayant des points d'ébullition voisins
- séparation de liquides ayant une faible volatilité relative : extraction, par exemple, de l'acide acétique dilué dans l'eau par l'acétate de butyle.
- séparation des mélanges ayant des points d'ébullition très élevés, et qui nécessiteraient une distillation sous pression réduite : par exemple, les vitamines peuvent être extraites des huiles naturelles à l'aide du propane liquéfié.

-remplacement des procédés d'évaporation, généralement coûteux :

La séparation de l'acide benzoïque de l'eau par évaporation de celle-ci nécessite une chaleur latente de vaporisation de l'ordre de 538 kcal/kg ; la même séparation réalisée avec le benzène comme solvant nécessite, pour l'évaporer par la suite, seulement une chaleur latente de vaporisation de 94,5 kcal/kg.

- remplacement des procédés de cristallisation :

La séparation du thalium et du columbium se réalisait au moyen d'une série de cristallisations fractionnées très coûteuses; l'extraction liquide-liquide par la méthyl-isobutylcétone est plus simple.

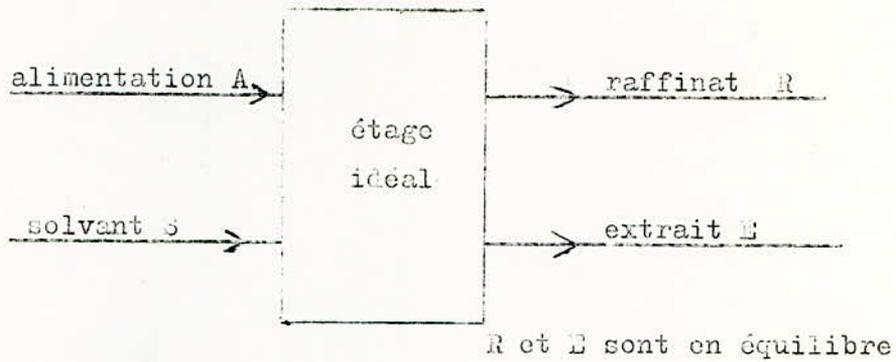
2-3-3 Il existe d'autres cas moins courants où l'extraction liquide-liquide s'est avérée avantageuse : par exemple, l'extraction de solutions hautement radioactives est possible grâce au temps de séjour relativement bas par étage qui est permis par ce type d'appareil.

## 2-4 Différentes méthodes d'extraction :

Deux modes d'extraction permettent la séparation du soluté et du diluant au moyen d'un solvant :

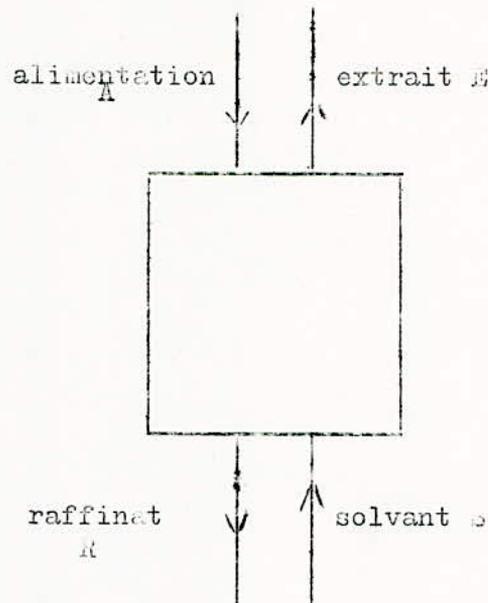
### 2-4-1 Extraction par partage :

Les appareillages appartenant à cette catégorie sont conçus de façon à réaliser un contact intime entre les deux phases jusqu'à atteindre l'équilibre; les phases sont ensuite séparées; l'opération peut être répétée plusieurs fois par l'intermédiaire d'une cascade d'extracteurs et de décanteurs jusqu'à obtention du résultat désiré.



2-4-2 Extraction par contact continu :

Le mélange à séparer et le solvant sont mis en contact continu dans la colonne durant toute l'opération; avec ce type d'appareil, l'équilibre n'est jamais atteint.



3 - T H E O R I E   D E   L ' E X T R A C T I O N

PLAN

3.1 - THEORIE DES DEUX RESISTANCES DE WHITMAN.

- 3.1.A - Définition des coefficients de transfert individuels.
- 3.1.B - Exposé de la théorie.
- 3.1.C - Définition des coefficients de transfert globaux.
- 3.1.D - Validité de la théorie.

3.2 - DEFINITION DES GROUPEMENTS QUI MESURENT L'EFFICACITE DU TRANSFERT (HUT, NUT, HETS) ET RELATIONS QUI LES RELIENT.

- 3.2.A - Unités de transfert.
  - 3.2.A.1 - Unités de transfert individuels des films NUT.
  - 3.2.A.2 - Unités de transfert globaux (NUT)<sub>0</sub> .
- 3.2.B - Coefficients de transfert.
- 3.2.C - Résistances globales et individuelles des films.
- 3.2.D - Nombre d'étages théoriques et hauteur équivalente à un étage théorique ( HETS).

### 3.1 - THEORIE DES DEUX RESISTANCES DE WHITMAN.

#### 3.1.A - Coéfficients de transfert individuels.

Lorsqu'un solvant immiscible est mis en contact avec une solution dans le but d'en extraire un soluté, le transfert de ce dernier va s'effectuer à travers l'interface séparant les deux liquides; ce transfert cessera quand le potentiel chimique du soluté ( ou son activité) sera le même dans les deux phases ; l'équilibre est alors atteint.

Désignons par R le raffinat (solution) et par E l'extrait (solvant ayant dissous du soluté) ; durant le transfert, il existe nécessairement entre le raffinat et l'extrait un gradient de concentrations qui permet la diffusion du soluté jusqu'à l'interface ; de même, le soluté ne pourra diffuser de l'interface vers l'extrait que s'il existe un gradient de concentration entre l'interface et E ; ces deux points entraînent généralement une discontinuité de la concentration à l'interface ; la figure N° 2 représente ces gradients de concentration au sein des phases ; l'interface a été assimilé à un plan ; en général, les liquides sont en mouvement, et le plus souvent de façon turbulente, de sorte que la concentration du soluté dans les deux phases est pratiquement uniforme à chaque instant.

Soit respectivement :

$C_R$  et  $C_E$  les concentrations moyennes du soluté dans le raffinat et dans l'extrait.

$C_{Ri}$  et  $C_{Ei}$  les concentrations du soluté à l'interface dans R et E. Etant donné qu'à l'équilibre l'activité du soluté est la même dans R et dans E , on ne peut prendre comme différence de potentiel représentative du transfert de matière entre les deux phases la quantité  $( C_R - C_E )$  du fait de l'existence des gradients de concentration de part et d'autre de l'interface.

Le flux de soluté qui atteint l'interface en provenance de R est donné par l'expression :

$$N_A = k_R ( C_R - C_{Ri} )$$

Le flux de soluté diffusant de l'interface vers E s'exprime de même par par la quantité :

$$k_E ( C_{Ei} - C_E )$$

Lorsque le régime permanent est atteint, ces deux flux sont égaux :  
alors

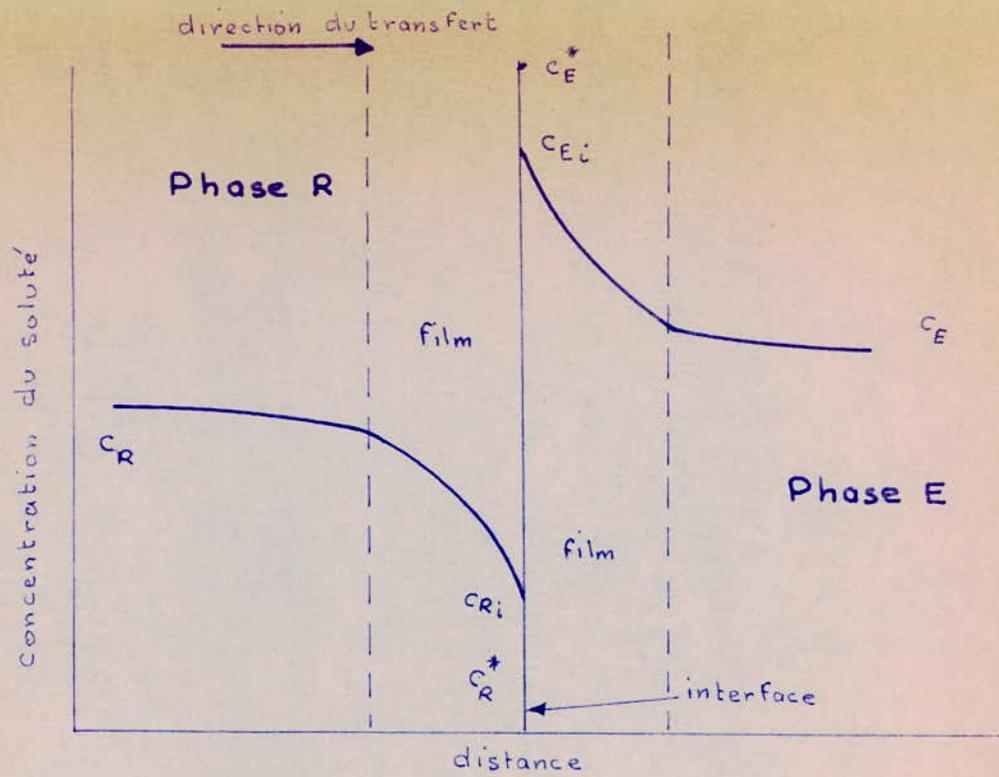


Fig 2 - Distribution de la Concentration dans les deux Films

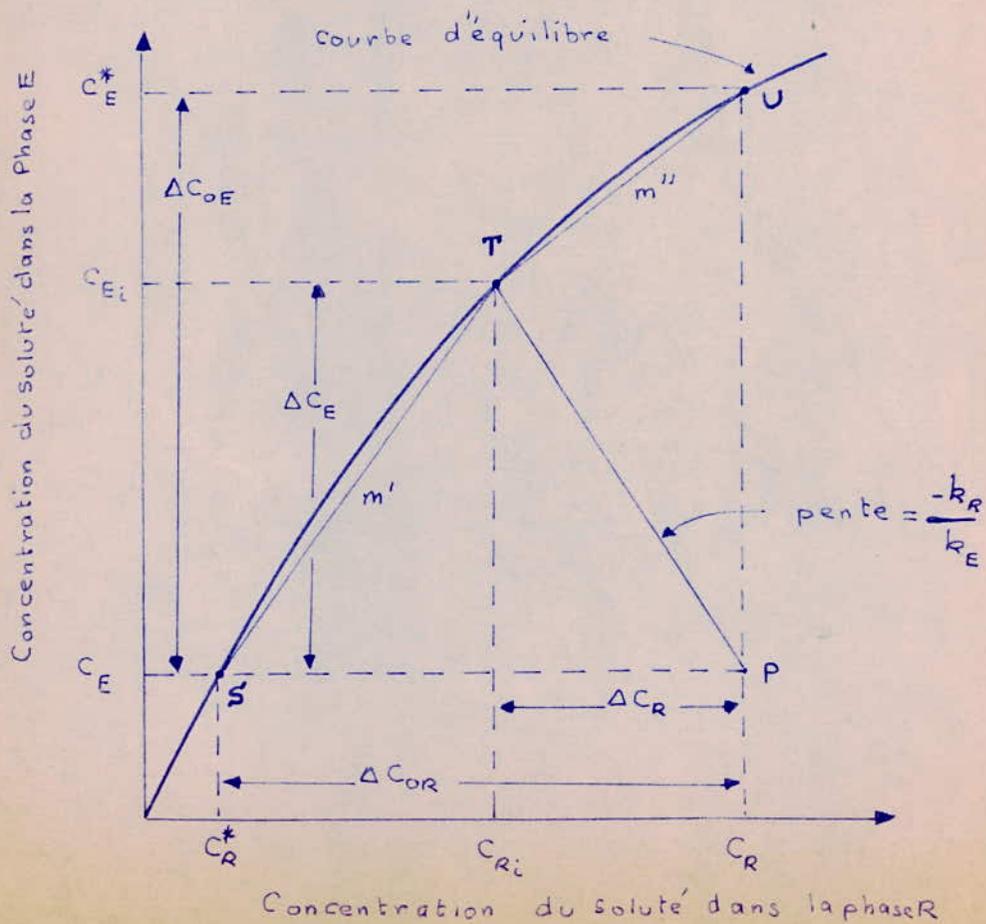


Fig 3 - Potentiel global et individuel de transfert de masse

$$N_A = k_R ( C_R - C_{Ri} ) = k_E ( C_{Ei} - C_E )$$

$k_R$  et  $k_E$  sont les coefficients de transfert de matière individuels pour les deux phases.

### 3.1.B - Théorie des deux "résistances" ( ou des deux films) de Whitman.

Expérimentalement il est impossible de mesurer  $C_{Ei}$  et  $C_{Ri}$ , car le gradient de concentrations entre chaque phase et l'interface se manifeste sur une distance extrêmement faible.

Whitman a suggéré que les concentrations interfaciales  $C_{Ri}$  et  $C_{Ei}$  sont celles de l'équilibre, et que la résistance au transfert dans chaque phase est mesurée par son coefficient de transfert ; la résistance totale au transfert est la somme de ces résistances.

Cette théorie, appelée communément théorie des deux films a pour dénomination plus exacte théorie des deux résistances.

L'équilibre à l'interface signifie que les potentiels chimiques du soluté sont égaux dans les deux liquides à l'interface : en conséquence, il n'existe aucune résistance au transfert à travers l'interface.

La courbe d'équilibre du soluté  $C_{Ei} = f ( C_{Ri} )$  est indiquée sur la figure n° 3 : le point P (  $C_E, C_R$  ) représente les concentrations moyennes du soluté dans E et R ; P n'est donc pas situé sur la courbe d'équilibre ; le point T (  $C_{Ei}, C_{Ri}$  ) est représentatif des concentrations d'équilibre interfacial ; la droite TP a pour pente :

$$\frac{\Delta C_E}{\Delta C_R} = \frac{C_{Ei} - C_E}{C_{Ri} - C_R} = - \frac{k_R}{k_E}$$

### 3.1.C - Coefficients de transfert de matière globaux.

Soit  $C_E^+$  la concentration du soluté dans la phase E lorsque, à l'équilibre, sa concentration dans R est  $C_R$ .

De même, on peut définir  $C_R^+$  comme étant la concentration du soluté dans R en équilibre avec  $C_E$  ;  $C_E^+$  et  $C_R^+$  sont situés sur la figure n°3.

Si la courbe d'équilibre est connue, la connaissance de  $C_E^*$  permet une bonne évaluation de  $C_R$  ; le flux de matière transféré de R dans E peut alors se déterminer de la façon suivante :

$$N_A = K_E ( C_E^* - C_E ) = K_E \cdot \Delta C_{OE}$$

De la même manière,  $C_R^*$  peut être utilisé pour mesurer  $C_E$  : alors

$$N_A = K_R ( C_R - C_R^* ) = K_R \cdot \Delta C_{OR}$$

$K_E$  et  $K_R$  sont dits coefficients de transfert de matière globaux applicables à un système à deux phases.

Si  $m'$  et  $m''$  sont les pentes respectives des droites  $SE$  et  $UT$ , on peut écrire, à partir de la figure n°3 :

$$\Delta C_{OE} = \Delta C_E + m'' \cdot \Delta C_R$$

d'où

$$\frac{N_A}{K_E} = \frac{N_A}{k_E} + m'' \cdot \frac{N_A}{k_R}$$

ou encore :

$\frac{1}{K_E} = \frac{1}{k_E} + \frac{m''}{k_R}$
---------------------------------------------------

de même on a :

$$\frac{1}{K_R} = \frac{1}{k_R} + \frac{1}{m' \cdot k_E}$$

Les deux relations obtenues illustrent le principe de l'additivité des résistances de Whitman et montrent que les coefficients globaux peuvent être calculés à partir des coefficients individuels de chaque phase si ces derniers sont connus.

Si la courbe d'équilibre du soluté favorise de façon très élevée la phase E (le soluté est alors très soluble dans le solvant), alors  $m'$  est très grand en conséquence, comme  $K_R$  devient très voisin de  $k_R$ , on peut conclure que la principale résistance au transfert se trouve dans la phase R.

Inversement, dans le cas où le soluté est très peu soluble dans le solvant,  $m''$  devient très petit ; ceci implique alors que la résistance de la phase E contrôle le transfert.

Dans certains cas, la courbe d'équilibre (ou de distribution) est une droite alors  $m'' = m' = m$  ; les coefficients de transfert de matière globaux sont reliés alors par la relation simple :

$$K_R = m \cdot K_E$$

### 3.1.D - Validité de la théorie des deux résistances.

Rappelons les deux postulats principaux sur lesquels repose cette théorie :

- a - L'équilibre des phases a été assimilé à un équilibre statique à l'interface
- b - Il y a additivité des résistances ( sous forme de coefficients de transfert  $k$  ) au transfert dans les liquides de chaque côté de l'interface.

Le domaine de validité de cette théorie est limité par les facteurs suivants, dont les effets modifient l'extraction :

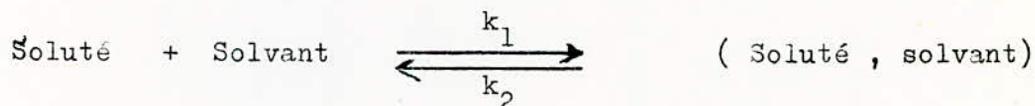
- Nature du soluté (ionique ou non).
- Changement de température à l'interface.
- Résistance interfaciale due à l'adsorption de substances tensio-actives à l'interface.
- Interaction du soluté et des agents tensioactifs adsorbés à l'interface.
- Turbulence interfaciale.
- Réaction chimique.

Un exemple va nous permettre de voir dans quelle mesure l'extraction est modifiée par l'un de ces facteurs , en l'occurrence la réaction chimique.

#### Transfert de matière avec réaction chimique :

Un exemple de réaction chimique qui influencera l'extraction est constitué par le cas où le soluté transféré d'un raffinat R à une phase E doit se solvater avec le solvant avant d'entrer dans l'extrait E.

La réaction peut être représentée par l'équation :



Elle sera considérée, pour fixer les idées, comme, se passant à l'interface et du premier ordre.

Si  $k_1$  et  $k_2$  sont les constantes de vitesses des réactions directe et inverse,  $C$  la concentration du soluté en régime permanent, on peut écrire :

$$N_A = k_1 \cdot C_{Ri} - k_2 \cdot C_{Ei} = k_1 \left( C_{Ri} - \frac{k_2}{k_1} \cdot C_{Ei} \right) = k_1 (C_{Ri} - C_{Ri}^*)$$

$C_{Ri}^+$  est défini ici à partir du coefficient  $m$  de la courbe d'équilibre supposé constant :

$$C_{Ei} = m \cdot C_{Ri}^* \quad ; \quad C_E = m \cdot C_R^*$$

dans ce cas, le rapport  $\frac{C_{Ei}}{C_{Ri}}$  est celui des constantes de vitesse,  $\frac{k_1}{k_2}$

et il est donné par la constante d'équilibre de la réaction citée plus haut.

On peut définir de la même manière les coefficients de transfert :

$$\begin{aligned} N_A &= k_R (C_R - C_{Ri}) = k_E (C_{Ei} - C_E) \\ &= k_E (m \cdot C_{Ri}^+ - m \cdot C_R^*) = m \cdot k_E (C_{Ri}^* - C_R^*) = K_R (C_R - C_R^*) \end{aligned}$$

$$\text{Comme : } C_R - C_R^* = (C_R - C_{Ri}) + (C_{Ri} - C_{Ri}^*) + (C_{Ri}^* - C_R^*)$$

On obtient la relation :

$$\frac{1}{K_R} = \frac{1}{k_R} + \frac{1}{m \cdot k_E} + \frac{1}{k_1}$$

Si la vitesse de réaction est lente ( $k_1$  faible), on voit qu'une résistance interfaciale représentée par  $\frac{1}{k_1}$  apparaît ; la détermination de  $k_R$  et  $k_E$  ( que l'on peut calculer à partir de considérations hydrodynamiques) sans tenir compte de  $\frac{1}{k_1}$  conduit à des résultats en désaccord avec ceux fournis par l'expérience

Si la vitesse est élevée  $k_1$  élevé  $\frac{1}{k_1}$  devient négligeable, et on revient au cas vu précédemment.

Un tel modèle est bien illustré par le transfert du nitrate d'uranyl de l'eau vers la méthylisobutylcétone :



En outre, il est important de noter que la position du lieu réactionnel par rapport à l'interface influencera fortement l'extraction.

Des cas plus complexes que celui présenté peuvent apparaître ; la littérature fournit pour chaque cas particulier la théorie qui rend compte du phénomène mais, en ce qui concerne l'extraction liquide-liquide, très peu de confirmations expérimentales sont venues étayer ces théories.

### 3.2 - DEFINITION DES GROUPEMENTS QUI MESURENT L'EFFICACITE DE TRANSFERT ( NUT, HUT, n, HETS ) ET RELATIONS QUI LES RELIENT.

#### Introduction:

Le contact de la solution dont on veut extraire le soluté avec le solvant peut être réalisé dans un appareil, généralement une colonne verticale, où les deux phases progressent à contrecourant du fait de leur différence de densités. Par exemple, la solution descend, si sa densité est supérieure à celle du solvant, dans une colonne vide, qu'elle va remplir ; par la suite, le solvant qui est plus léger, peut être dispersé sous forme de gouttelettes à la base de la colonne ; les gouttelettes vont monter à travers la solution et sortent sous forme d'extrait ; les deux phases, immiscibles, sont donc en contact tout le long de l'appareil ; on peut faire l'inverse et disperser l'autre phase . Ce procédé est nécessairement continu ; cependant :

- La section de ces appareils dépend des quantités de phases que l'on veut traiter.

- Leur hauteur va influencer l'efficacité de l'extraction.

#### 3.2.A - Unités de transfert.

##### 3.2.A.1 - Unités de transferts individuels des films :

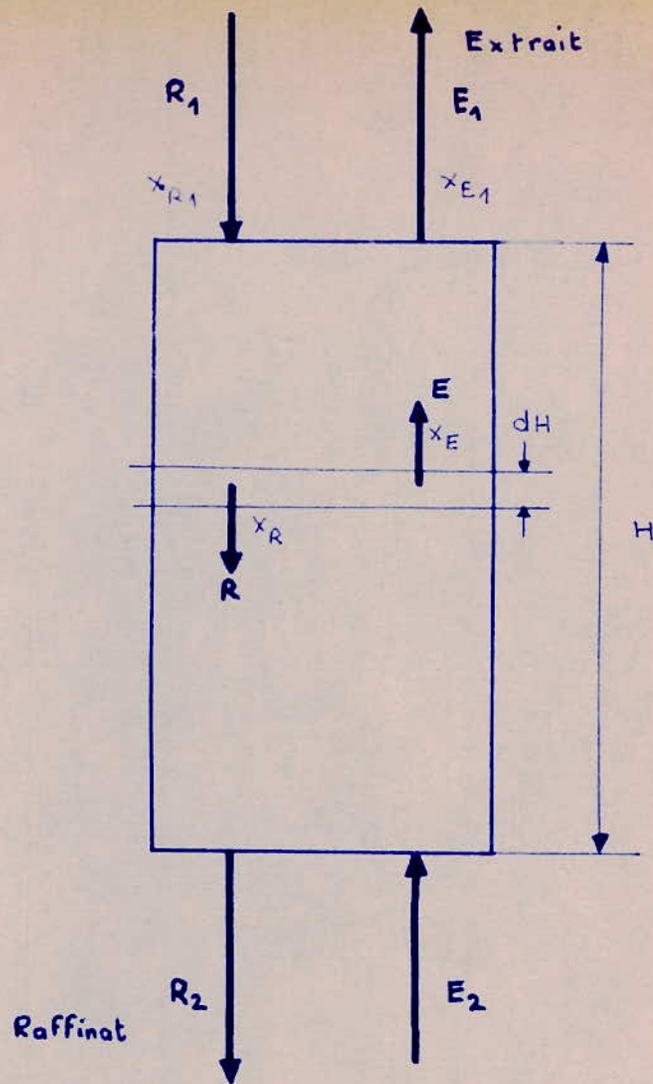
Considérons la colonne d'extraction schématisée par la figure n°5, où le raffinat et l'extrait s'écoulent à contrecourant et en continu ;

- Caractéristiques du raffinat R :

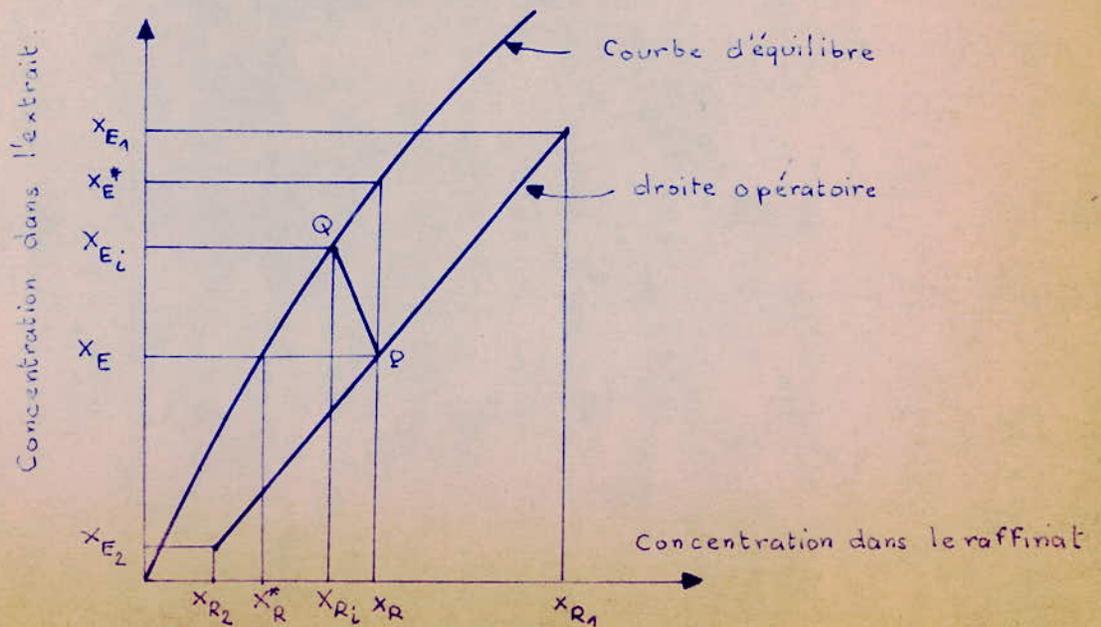
A l'entrée

{	flux molaire ( moles/ h.m <sup>2</sup> ) : R <sub>1</sub>
	fraction molaire du soluté : x <sub>R1</sub>

Fig 5 - Extraction avec contact continu des phases  $\bar{a}$  contre-Courant



- schéma de la colonne



- Diagramme opératoire

A la sortie  $\left\{ \begin{array}{l} \text{flux molaire : } R_2 \\ \text{fraction molaire du soluté : } x_{R2} \end{array} \right.$

$R_2$  est inférieur à  $R_1$  , puisque du soluté a été extrait.

- Caractéristiques de l'extrait E :

A l'entrée  $\left\{ \begin{array}{l} \text{flux molaire : } E_2 \\ \text{fraction molaire : } x_{E2} \end{array} \right.$

A la sortie  $\left\{ \begin{array}{l} \text{flux molaire : } E_1 \\ \text{fraction molaire}^1 : x_{E1} \end{array} \right.$

( les concentrations de chaque phase en soluté peuvent s'exprimer aussi en moles/l ou sous forme de rapport massique).

Dans la colonne , à une certaine hauteur, les débits ( flux) respectifs du raffinat et d'extrait seront désignés par R et E.

Pour un déplacement  $dH$ , il résulte une variation infinitésimale de la concentration, due à la diffusion du soluté de R dans E.

Soit  $a$  la surface interfaciale par unité de section de la colonne (  $m^2/m^2$  )

-  $a$  la surface interfaciale par unité de volume (  $m^2/m^3$  )

par définition donc  $dA = a \cdot dH$

-  $N$  le flux molaire total de soluté transféré ( moles / h.m<sup>2</sup> )

Le flux élémentaire transféré sur une hauteur  $dH$  s'exprime par :

$$dN = d ( R \cdot x_R ) = k_R \cdot dA \cdot C_{RM} ( x_R - x_{Ri} )$$

$C_{RM}$  est la valeur moyenne de  $C_R$  et  $C_{Ri}$

L'utilisation de cette relation est limitée aux deux cas suivants :

- les liquides sont totalement immiscibles.
- les solutions sont diluées.

Car elle ne tient compte que de la diffusion du soluté et néglige celle des des solvants.

Le flux molaire de raffinat R, ainsi que  $x_R$  , variant le long de la colonne ; par contre, le flux molaire de diluant ( solution sans soluté ) reste constant le long de la colonne, diluant et solvant sont immiscibles; donc la quantité  $R ( 1 - x_R )$  est constante

Alors :

$$dN = d(R \cdot x_R) = d \frac{R \cdot x_R (1 - x_R)}{1 - x_R} = R (1 - x_R) \cdot d\left(\frac{x_R}{1 - x_R}\right)$$

en différentiant la parenthèse :

$$dN = R \cdot \frac{dx_R}{1 - x_R}$$

La relation (1) devient alors :

$$dN = k_R \cdot dA \cdot C_{RM} \cdot (x_R - x_{Ri}) = R \cdot \left(\frac{dx_R}{1 - x_R}\right)$$

Multiplions les deux membres par la moyenne logarithmique  $(1 - x_R)_{iM}$ , pour faire apparaître la quantité  $k_R (1 - x_R)_{iM}$ , qui est plus représentative du transfert.

On rappelle que la moyenne logarithmique est par définition:

$$(1 - x_R)_{iM} = \frac{(1 - x_{Ri}) - (1 - x_R)}{\ln\left(\frac{1 - x_{Ri}}{1 - x_R}\right)}$$

d'où :

$$dN = k_R \cdot (1 - x_R)_{iM} \cdot dA \cdot C_{RM} \cdot (x_R - x_{Ri}) = R \cdot \frac{dx_R}{1 - x_R} \cdot (1 - x_R)_{iM}$$

d'où :

$$\frac{(1 - x_R)_{iM} \cdot dx_R}{(1 - x_R) \cdot (x_R - x_{Ri})} = \frac{k_R \cdot (1 - x_R)_{iM} \cdot C_{RM} \cdot a \cdot dH}{R} \quad (2)$$

Les termes  $(1 - x_R)_{iM}$  et  $(1 - x_R)$  étant en général assez voisins de 1; le 1<sup>er</sup> membre de la relation (2) représente essentiellement la variation de concentration  $dx_R$  par unité de différence de concentration  $(x_R - x_{Ri})$  qui engendre cette variation.

L'intégration de (2) donne

$$\int_{x_{R2}}^{x_{R1}} \frac{(1 - x_R)_{iM} \cdot dx_R}{(1 - x_R) \cdot (x_R - x_{Ri})} = \frac{H}{R} \cdot k_R \cdot a \cdot (1 - x_R)_{iM} \cdot C_{RM}$$

La hauteur de la colonne s'exprimera par :

$$H = \frac{R}{k_R \cdot a (1 - x_R)_{iM} \cdot C_{RM}} \int_{x_{R2}}^{x_{R1}} \frac{(1 - x_R)_{iM} \cdot dx_R}{(1 - x_R) \cdot (x_R - x_{Ri})}$$

L'intégrale donne une idée de la manière plus ou moins aisée dont se fera l'extraction en mesurant la difficulté de la séparation; elle est désignée par  $(NUT)_R$  : Nombre d'unité de transfert relatif au raffinat.

Le facteur qui précède l'intégrale a la dimension d'une longueur; on lui donne le nom de hauteur d'unité de transfert relative au raffinat :  $(HUT)_R$  qui s'exprime en mètres.

On a donc

$$H = (HUT)_R \cdot (NUT)_R$$

avec :

$$(NUT)_R = \frac{(1 - x_R)_{iM} \cdot dx_R}{(1 - x_R) \cdot (x_R - x_{Ri})} \quad \text{et} \quad (HUT)_R = \frac{R}{k_R \cdot a \cdot (1 - x_R)_{iM} \cdot C_{RM}}$$

Les mêmes définitions s'appliquent pour l'extrait :

$$H = (HUT)_E \cdot (NUT)_E$$

### 3.2.A.2 - Unités de transfert globaux .

La notion de coefficients de transfert globaux  $K_E$  et  $K_R$  a été introduite, comme nous l'avons signalé dans les pages précédentes, parce qu'il est difficile de connaître les concentrations de l'équilibre interfacial  $x_{Ei}$  et  $x_{Ri}$  ; la diffusion s'exprimant alors en termes de gradients globaux de concentration :  $(x_R - x_R^+)$  et  $(x_E^+ - x_E)$

En absence des coefficients de transfert individuels  $k$ , l'utilisation des coefficients globaux nécessite que le coefficient de distribution (ou de partage)  $m = \frac{x_{Ei}}{x_{Ri}}$  soit à peu près constant dans l'intervalle de concentration utilisées ; alors

$$m = \frac{x_{Ei}}{x_{Ri}} = \frac{x_E^+}{x_R} = \frac{x_E^+}{x_R^+}$$

Les relations basées sur les gradients de concentrations globaux ne sont applicables que lorsqu'on est assuré que  $m$  est constant ( ou ne varie que faiblement).

Comme  $N_A = K_E ( C_E^+ - C_E )$  et  $N_A = K_R ( C_R - C_R^+ )$

on obtient un premier groupe d'équations :

$$(NUT)_{OR} = \int_{x_{R2}}^{x_{R1}} \frac{(1 - x_R)_{OM} \cdot dx_R}{(1 - x_R) \cdot (x_R - x_R^+)} = \int_{x_{R2}}^{x_{R1}} \frac{dx_R}{(1 - x_R) \cdot \ln\left(\frac{1 - x_R^+}{1 - x_R}\right)} \quad (4)$$

car , par définition :

$$(1 - x_R)_{OM} = \frac{(1 - x_R^+) - (1 - x_R)}{\ln\left(\frac{1 - x_R^+}{1 - x_R}\right)}$$

$$(HUT)_{OR} = \frac{R}{K_R \cdot a \cdot (1 - x_R)_{OM} \cdot C_{RM}} \quad \text{avec } C_{RM} = \frac{C_{R1} + C_{R2}}{2}$$

et on a :

$$H = (NUT)_{OR} \cdot (HUT)_{OR}$$

De même , on peut écrire un second groupe de relations relatif à l'extrait

$$(NUT)_{OE} = \int_{x_{E2}}^{x_{E1}} \frac{dx_E}{(1 - x_E) \cdot \ln\left(\frac{1 - x_E}{1 - x_E^+}\right)} = \frac{H}{(HUT)_{OE}}$$

$$\text{avec } (HUT)_{OE} = \frac{E}{K_E \cdot a \cdot (1 - x_E)_{OM} \cdot C_{EM}}$$

En général, la détermination de  $(NUT)_{OR}$  et  $(NUT)_{OE}$  se fait par intégration graphique , car elle nécessite la connaissance de la courbe d'équilibre et de la courbe opératoire.

Des simplifications dues à des cas particuliers peuvent permettre de calculer (NUT)OR et (NUT)OE sans intégration graphique :

par exemple, si la solution est diluée et si  $m$  est constant, alors  $(1 - x_R)$  et  $(1 - x_E)$  sont très peu différents de 1 ;  $R$  et  $E$  variant très faiblement peuvent être considérés comme constants, ainsi, une moyenne arithmétique peut être utilisée à la place de la moyenne logarithmique dans le calcul de  $(1 - x_{ROM})$  avec une erreur tout au plus égale à 1,5% donc on pose :

$$(1 - x_R)_{OM} = \frac{(1 - x_R^*) + (1 - x_R)}{2}$$

En substituant dans (4), on trouve :

$$(NUT)_{OR} = \int_{x_{R2}}^{x_{R1}} \frac{dx_R}{x_R - x_R^*} + \frac{1}{2} \cdot \ln \left( \frac{1 - x_{R2}}{1 - x_{R1}} \right) \quad (5)$$

de même pour le raffinat :

$$(NUT)_{OE} = \int_{x_{E2}}^{x_{E1}} \frac{dx_E}{x_E^* - x_E} + \frac{1}{2} \cdot \ln \left( \frac{1 - x_{E1}}{1 - x_{E2}} \right)$$

Un bilan matière entre la base et une certaine hauteur de colonne s'écrit :

$$R (x_R - x_{R2}) = E (x_E - x_{E2})$$

en remplaçant  $x_E$  par sa valeur  $m \cdot x_R^+$

$$\text{on tire} \quad x_R^* = \frac{R}{m \cdot E} (x_R - x_{R2}) + \frac{x_{E2}}{m}$$

En posant  $\varepsilon = \frac{m \cdot E}{R}$ , et en remplaçant  $\frac{m \cdot E}{R}$  et  $x_R^+$  par leurs valeurs dans (5), on trouve alors après intégration :

$$\ln \left[ \frac{x_{R1} - x_{E2}/m}{x_{R2} - x_{E2}/m} \right] \cdot (1 - 1/\epsilon) + 1/\epsilon$$

$$(NUT)_{OR} = \frac{\quad}{1 - 1/\epsilon} \quad (6)$$

De même on obtient pour l'extrait :

$$(NUT)_{OE} = \frac{1}{1 - \epsilon} \cdot \ln \left[ \frac{x_{E1} - m \cdot x_{R2}}{x_{E2} - m \cdot x_{R2}} \right] \cdot (1 - \epsilon) + \epsilon$$

### 3.2.B - Coefficients de transfert.

Les coefficients de transfert peuvent être utilisés directement pour le calcul des extracteurs, sans passer par le  $(HUT)_0$ , par intégration des équations de définition en tenant compte des conditions opératoires.

$$\text{On a } dN = K_R \cdot a (C_R - C_R^*) \cdot dH = K_R \cdot a \cdot C_{RM} \cdot (x_R - x_R^*) \cdot dH$$

On définit généralement ces coefficients de transfert sous la forme  $(K_R \cdot a)$ , car dans la majorité des cas  $a$  n'est pas connu ;  $K \cdot a$  est alors un coefficient de transfert volumique.

$$dH = \frac{dN}{K_R \cdot a \cdot (C_R - C_R^*)} = \frac{dN}{K_R \cdot a \cdot C_{RM} \cdot (x_R - x_R^*)}$$

Posons  $M_R$  masse molaire de R

$\rho_R$  masse volumique de R

$$\text{Alors } dN = d(Rx_R) = d\left(R \cdot \frac{M_R}{\rho_R} \cdot C_R\right) = \frac{R \cdot dx_R}{1 - x_R}$$

On tire alors en remplaçant la valeur de  $dN$  dans l'expression donnant  $dH$

$$H = \int_0^H dH = \int_{C_{R2}}^{C_{R1}} \frac{d\left(\frac{R \cdot M_R \cdot C_R}{\rho_R}\right)}{K_R \cdot a \cdot (C_R - C_R^*)}$$

ou 
$$H = \int_{x_{R2}}^{x_{R1}} \frac{R \cdot dx_R}{K_R \cdot a \cdot C_{RM} \cdot (1 - x_R) \cdot (x_R - x_R^*)} \quad (7)$$

La hauteur de la colonne pourra donc être évaluée par intégration graphique en portant  $\frac{1}{K_R \cdot a \cdot (C_R - C_R^*)}$  en fonction de  $R \cdot M_R \cdot C_R / e_R$ .

La courbe d'équilibre et la courbe opératoire sont indispensables.

CAS OU LES SOLUTIONS SONT DILUEES ET m EST CONSTANT :

En considérant les coefficients de transfert comme constant tout le long de l'extracteur et  $(1 - x_R)$  voisin de 1, la relation (7) devient :

$$H = \frac{R}{C_{RM} \cdot K_R \cdot a} \int_{x_{R2}}^{x_{R1}} \frac{dx_R}{x_R - x_R^+}$$

En combinant cette relation avec  $x_R^* = \frac{R}{m \cdot E} (x_R - x_{R2}) + \frac{x_{E2}}{m}$

et le résultat obtenu avec le bilan matière, on obtient après intégration l'expression du flux de transfert :

$$N = K_R \cdot a \cdot C_{RM} \cdot H (x_R - x_R^+)_{OM} = K_R \cdot a \cdot H (C_R - C_R^+)_{OM} \quad (8)$$

avec 
$$(x_R - x_R^*)_{OM} = \frac{(x_{R1} - x_{R1}^*) - (x_{R2} - x_{R2}^*)}{\ln \left( \frac{x_{R1} - x_{R1}^*}{x_{R2} - x_{R2}^*} \right)}$$

De même pour l'extrait ; on a l'expression du flux N :

$$N = K_E \cdot a \cdot C_{EM} \cdot H (x_E^* - x_E)_{OM} = K_E \cdot a \cdot H (C_E^* - C_E)_{OM}$$

3.2.C - Résistances globales et individuelles des films.

Il est utile d'établir une relation entre les résistances individuelles et les résistances globales.

Rappelons la relation qui relie les coefficients de transfert :

$$\frac{1}{K_R \cdot a} = \frac{1}{k_R \cdot a} + \frac{C_{RM}}{m \cdot k_E \cdot a \cdot C_{EM}}$$

En multipliant les deux membres par :

$$\frac{R}{C_{RM} \cdot (1 - x_R)_{OM}}$$

On obtient :

$$(HUT)_{OR} = (HUT)_R \cdot \frac{(1 - x_R)_{iM}}{(1 - x_R)_{OM}} + \frac{R}{m \cdot E} \cdot (HUT)_E \cdot \frac{(1 - x_E)_{iM}}{(1 - x_R)_{OM}}$$

Dans le cas particulier où l'on a une solution diluée :

$$(1 - x_E)_{iM} = (1 - x_R)_{OM}$$

L'expression devient :

$$\boxed{(HUT)_{OR} = (HUT)_R + \frac{R}{m \cdot E} \cdot (HUT)_E} \quad (9)$$

de la même façon on démontre :

$$\boxed{(HUT)_{OE} = (HUT)_E + \frac{m \cdot E}{R} \cdot (HUT)_R} \quad (10)$$

Ces deux relations sont importantes car elles permettent de situer la phase dans laquelle se trouve la principale résistance au transfert ; il convient cependant de noter qu'elles ne sont valables que si le coefficient de partage m est constant.

3.2.D - NOMBRE D'ETAGES THEORIQUES .

a - Droite opératoire :

Assimilons la colonne à une cascade d'étages ( ou d'extracteurs ) et désignons par R et E l'alimentation et le solvant , immiscibles dans le domaine de concentrations considéré.

Soit :

$C_{RA}$  : teneur de l'alimentation (en soluté).

$C_{ES}$  : teneur du solvant à l'entrée de la colonne.

$C_{Rj}$  : teneur du raffinat à l'étage j.

$C_{Ej}$  : teneur de l'extract à l'étage j.

Le bilan matière entre l'étage 1 et l'étage j s'écrit :

$$R.C_{RA} + E.C_{Ej+1} = R.C_{Rj} + E.C_{E1}$$

d'où

$$C_{Ej+1} = \frac{R}{E} \cdot C_{Rj} + \left( C_{E1} - \frac{R}{E} \cdot C_{RA} \right)$$

qui est l'équation d'une droite de pente  $\frac{R}{E}$  , car  $C_{E1}$  et  $C_{RA}$  sont constants, et  $C_{Rj}$  représente la variable.

Cette droite est dite " droite opératoire " ( voir figure n°4).

- toute la batterie d'extracteurs admettra pour droite opératoire une droite de pente  $\frac{R}{E}$  ; cette droite est donc applicable pour n'importe quel étage (ou extracteur ) de la colonne ; elle peut se construire à partir des points K et G de coordonnées respectives  $( C_{RA} , C_{E1} )$  et  $( C_{RA} , C_{ES} )$ .

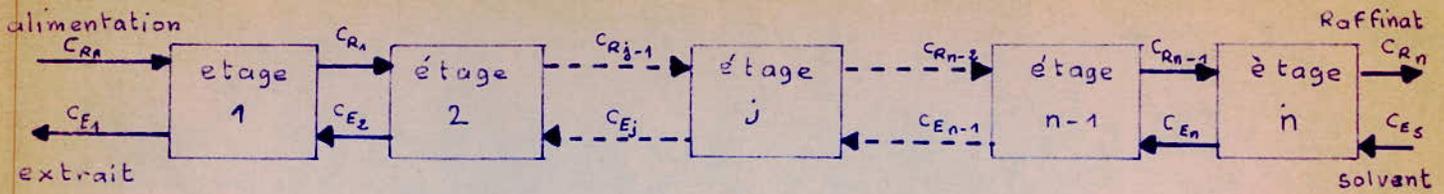
- Chaque étage idéal de la cascade peut être considéré comme opérant avec des fluides en équilibre :

à l'étage n par exemple, l'équation pour un seul étage s'écrit :

$$\frac{C_{En} - C_{ES}}{C_{Rn} - C_{Rn-1}} = - \frac{R}{E}$$

Le n<sup>ième</sup> étage sera représenté par le rectangle GMPN.

- En pratique, on trace d'abord la droite GK ; par la suite, les " paliers "



- Assimilation de l'extracteur à contact continu des phases à une cascade de  $n$  étages.

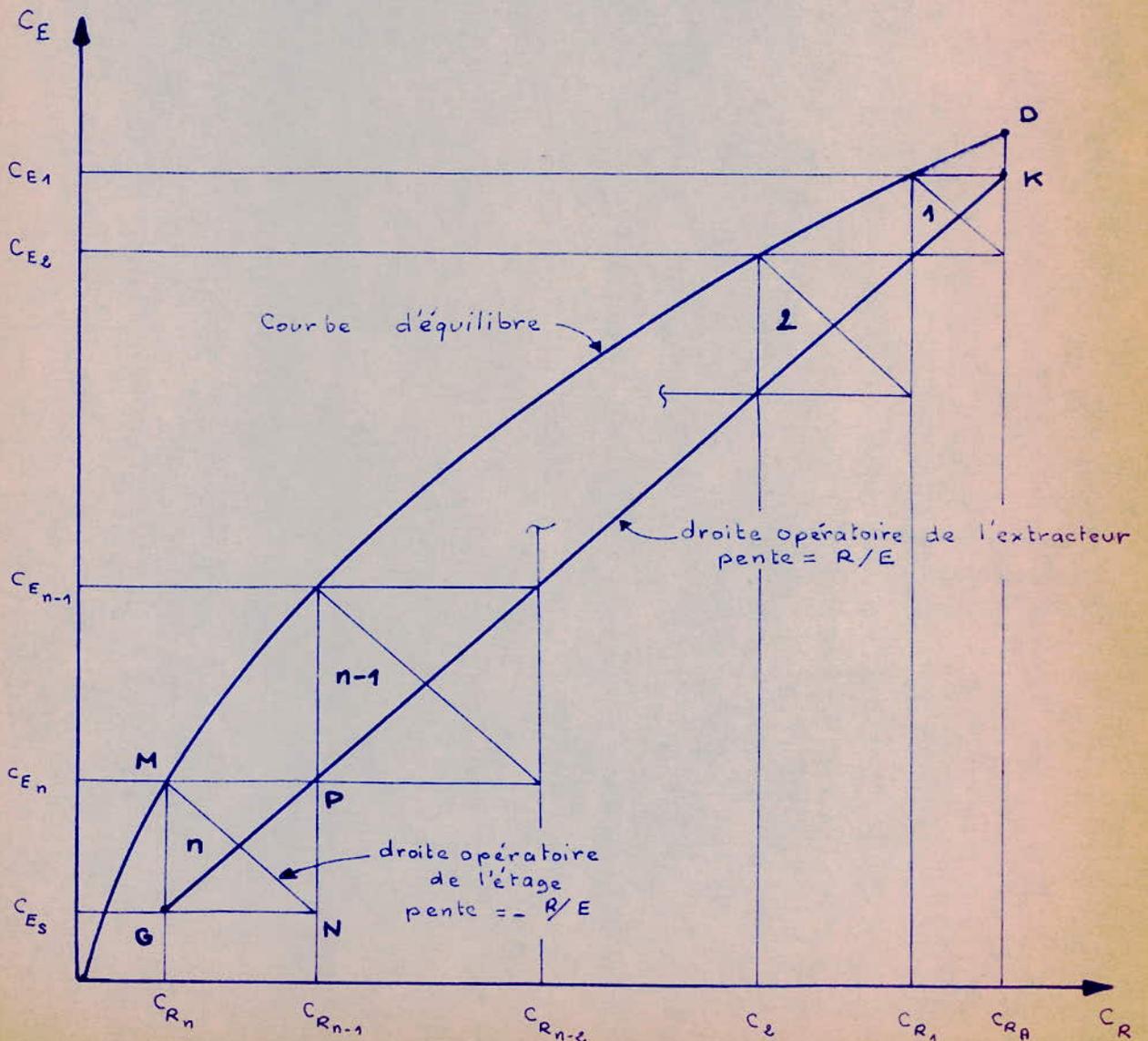


Fig 4 - Détermination graphique du nombre d'étages théoriques (Cas des liquides immiscibles).

obtenus , et figurés par les côtés supérieurs des rectangles, donneront le nombre d'étages.

En général ,  $R$ ,  $C_{RA}$ ,  $C_{Rn}$  et  $C_{ES}$  sont fixés ; la droite opératoire GK est alors telle que :

.- elle a pour pente  $\frac{R}{E}$

.- G a pour coordonnées  $(C_{RA}, C_{ES})$

.- K se trouve à l'intersection de cette droite avec la verticale d'équation  $C_R = C_{RA}$  : en conséquence, l'ordonnée de K est fonction du taux de débits  $R/E$ .

Si le débit de solvant est élevé, la pente de la droite opératoire sera faible, et il en résulte un nombre d'étages faible.

Si le débit de solvant n'est pas élevé, on tire les conclusions inverses. Si K est confondu avec D, alors n devient infini, Dans le cas où la droite opératoire est tangente à la courbe d'équilibre entre  $C_{Rn}$  et  $C_{RA}$ , la pente de la tangente donne alors le taux de débits minimum.

#### b - Loi de distribution :

Dans le cas où la courbe d'équilibre est une droite, son équation s'écrit alors :

$$C_{Ej} = m \cdot C_{Rj}$$

Des simplifications interviennent alors et le calcul graphique peut être évité. Un bilan matière entre l'étage (j + 1) et l'étage n s'écrit alors :

$$R \cdot C_{Rj} + E \cdot C_{ES} = R \cdot C_{Rn} + E \cdot C_{Ej+1}$$

avec  $C_{Ej+1} = m \cdot C_{Rj+1}$

Posons  $\mathcal{E} = m \cdot E/R$

Il vient alors :

$$\frac{C_{Rj}}{\mathcal{E}} + \frac{C_{ES}}{m} = \frac{C_{Rn}}{\mathcal{E}} + C_{Rj+1}$$

Equation dont la solution a pour expression :

$$C_{Rj} = \left( C_{RA} - \frac{C_{ES/m} - C_{Rj}/\epsilon}{1 - 1/\epsilon} \right) \cdot (1/\epsilon)^j + \frac{C_{ES/m} - C_{Rn}/\epsilon}{1 - 1/\epsilon}$$

Si  $\epsilon \neq 1$

Si  $\epsilon = 1$  on a  $C_{Rj} = C_{RA} - j \cdot (C_{Rn} - C_{ES/m})$

Cette équation est utile pour le calcul de concentrations intermédiaires, et dispense de la construction d'un graphique.

Faisons  $j=n$  dans les expressions donnant  $C_{Rj}$

-Pour  $\epsilon \neq 1$ , on obtient :

$$\frac{C_{RA} - C_{Rn}}{C_{RA} - C_{ES/m}} = \frac{\epsilon^{n+1} - \epsilon}{\epsilon^{n+1} - 1}$$

d'où :

nombre d'étages théoriques :

$$n = \frac{\ln \left( \frac{C_{RA} - C_{ES/m}}{C_{Rn} - C_{ES/m}} \right) \cdot (1 - 1/\epsilon) + 1}{\ln \epsilon} \quad (11)$$

-Pour  $\epsilon = 1$  l'expression de  $n$  est plus simple:

$$\frac{C_{RA} - C_{Rn}}{C_{RA} - C_{ES/m}} = \frac{n}{n+1} \quad \text{d'où} \quad n = \frac{C_{RA} - C_{Rn}}{C_{Rn} - C_{ES/m}}$$

Les deux relations que l'on vient d'établir rappellent celles bien connues de Kremser- Brown - Sounders établies pour l'adsorption.

c - Hauteur équivalente à un étage théorique: HETS

HETS terme anglo-saxon ( Height equivalent to a théoretical stage )

Une méthode de calcul des extracteurs continus du type décrit utilise la notion de nombre d'étages théoriques, qui va être multipliée par un facteur, le HETS, déterminé expérimentalement pour un extracteur et une extraction donnés ; ce produit représente alors la hauteur H de l'extracteur :

$$H = n \cdot ( HETS )$$

Fondamentalement cette méthode est mauvaise car elle applique un procédé où l'on considère un changement par étage dans la concentration, alors que réellement celle-ci varie différentiellement avec la hauteur.

Les expériences ont montré que le HETS variait de façon importante avec les conditions opératoires ( système et colonne donnés).

4 -

L ' EXTRACTEUR A CYLINDRES COAXIAUX

4-I Description générale :

Ce type d'extracteur est composé d'un cylindre extérieur fixe ( stator ) dans lequel tourne un autre cylindre coaxial (rotor ) ; le contact liquide-liquide a lieu dans l'espace annulaire existant entre les deux cylindres ;

Au-delà d'une certaine vitesse critique du rotor, l'écoulement du liquide est caractérisé par la formation de tourbillons toriques ayant des axes tangentiels à la rotation du cylindre et perpendiculaires à l'axe du cylindre ; Taylor a été le premier à étudier ces instabilités, sur lesquelles nous reviendrons plus en détail ; l'intérêt de ces tourbillons ou " vortex " est qu'ils engendrent un meilleur contact des phases en présence ; ainsi, leur formation accentue le mélangeage des deux phases en présence et la phase dispersée se pulvérise alors en gouttelettes ; en conséquence, la surface de contact entre les deux phases est considérablement accrue et ceci entraîne, on le conçoit aisément, une augmentation du transfert de matière.

4-2 Description de notre extracteur :

L'extracteur que nous avons fait exécuter est représenté en détail sur le plan ci-joint en annexe ;

Les principales côtes choisies répondent aux critères suivants :

l'appareil doit présenter des dimensions raisonnables ; il ne doit pas être trop grand pour des raisons économiques : prix de revient de l'extracteur, consommation de réactifs ; il ne doit pas être trop petit, de façon à permettre une production par unité de temps convenable .

Nous complétons par les indications ci-après :

- cylindre extérieur :

diamètre 120 mm  
hauteur totale 440 mm  
matière : acier galvanisé

- cylindres intérieurs :

nombre : 4  
diamètres : 60, 80, 100, 110 mm  
hauteur : 250 mm  
matière : acier inox

La gamme des espaces annulaires permis est donc :

5, 10, 20, 30 mm

- les boîtiers supérieur et inférieur servant au centrage ( et abritant roulements, butées ,...) sont partie inox, partie acier galvanisé; ces boîtiers sont conçus de façon à assurer l'étanchéité des compartiments roulements .

- l'arrivée du solvant ( toluène ) se fait à 120 mm de la base du cylindre extérieur, celle de l'alimentation ( eau iodée ) à 170 mm de son sommet ; les deux canalisations sont donc distantes de 150 mm .

- le recueil de la phase aqueuse après extraction ( Raffinat ) se fait au moyen d'une sortie pratiquée à la base de l'extracteur; cette sortie permet aussi les vidanges et le nettoyage de l'appareil .

- la phase organique ( Extrait ), constituée par du toluène ayant dissous de l'iode, est recueillie au sommet de l'extracteur ; les piquages de l'extrait et du raffinat ont été éloignés des base et sommet du rotor, aux fins de laisser s'opérer une décantation de ces phases .

---

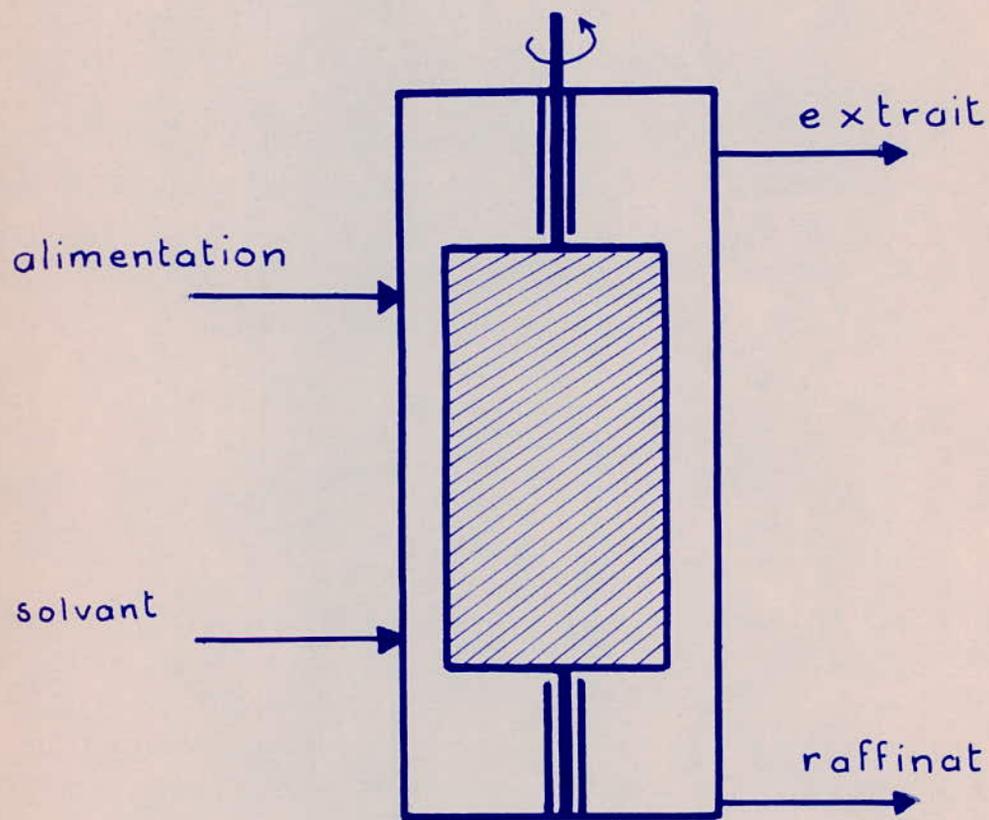


Fig1 -Extracteur à Cylindres Coaxiaux

5 -

ÉCOULEMENT DES FLUIDES

Les cylindres coaxiaux, au cours de la rotation du rotor, produisent et dispersent, dans l'espace annulaire, de fines gouttelettes d'un liquide dans l'autre; nous avons indiqué que ce dispositif favorisait le transfert de matière entre les phases en présence.

Le principe de cet extracteur a été utilisé très tôt : en 1917 déjà, il servait à produire un contact intime entre les gaz et les liquides; mais l'utilisation de telles colonnes est apparue pour la première fois en 1928;

5-I Vortex de Taylor; nombre de Taylor; limites des régimes d'écoulement :

5-I-A Vortex de Taylor :

L'écoulement monophasique des fluides dans l'espace annulaire situé entre deux cylindres concentriques a été étudié pour la première fois par Taylor en 1923 : il montra, en appuyant sa théorie sur l'expérience, que pour un appareil donné et un fluide unique donné, il existe une vitesse critique de rotation au-delà de laquelle l'écoulement n'est plus bidimensionnel; ce nouveau type d'écoulement, tridimensionnel, est caractérisé par l'apparition de tourbillons ou " vortex " : chaque particule de fluide tourne alors simultanément autour de l'axe du rotor et autour de l'anneau du vortex dont elle fait partie; ce type de vortex est stable, et leurs diamètres sont égaux approximativement à la largeur de l'espace annulaire; ( voir figure )

L'écoulement tourbillonnaire augmente en complexité à des vitesses plus élevées.

Les vortex peuvent être matérialisés et visualisés par exemple en dispersant de la poudre d'aluminium dans de l'eau ;

plus la vitesse de rotation du rotor augmente, mieux ils sont distingués; la photo ci-jointe permet de distinguer les " ventres " des vortex ( bandes claires ) et les "noeuds" des vortex ( bandes sombres ) ;

Cette visualisation a pu être réalisée grâce au dispositif que M. Cognet a bien voulu mettre à notre disposition.

5-I-B Nombre de Taylor :

En 1958, Kaye et Elgur ( I ) étendirent les travaux de Taylor; leurs investigations leur permirent de déduire que les paramètres importants étaient la vitesse de rotation du rotor et la vitesse axiale dans l'espace annulaire; ils furent ainsi amenés à introduire un nouveau groupement adimensionnel en relation étroite avec les vortex; c'est ainsi qu'ils définirent le nombre de Taylor :

$$\text{nombre de Taylor} = \text{Tay} = w \cdot (r_m)^{1/2} \cdot (b)^{3/2} \cdot \frac{\rho_c}{\mu_c}$$

$w$  = vitesse angulaire de rotation ( rd/s )

$r_m$  = rayon moyen de l'annulaire ( cm ) =  $(d_C + d_R) / 4$

avec  $d_C$  = diamètre de la colonne

$d_R$  = diamètre du rotor =  $2 r_R$

$\rho_c$  = masse volumique de la phase continue ( g/cm<sup>3</sup> )

$\mu_c$  = viscosité de la phase continue ( poise )

$b$  = espace annulaire ( cm ) =  $(d_C - d_R) / 2$

Un facteur de correction géométrique,  $F_g$ , permet d'introduire le diamètre du rotor dans le nombre de Taylor;  $F_g$ , qui ne dépend que de  $b/r_m$  et  $b/r_R$ , fut défini par la relation :

$$F_g = \frac{\pi^2}{4I,2} \cdot \left( 1 - \frac{b}{2r_m} \right)^{-I} \cdot P^{-I/2}$$

où  $P = 0,057I \left( 1 - 0,652 \frac{b}{r_R} \right) + 0,00056 \left( 1 - 0,652 \frac{b}{r_R} \right)^{-I} + \dots$

Dans la majorité des cas, on peut admettre que  $F_g$  est très peu différent de  $d_C / d_R$ .

Compte tenu de ce facteur correctif, le nombre de Taylor permet de passer au nombre de Taylor modifié :

$$\text{Nombre de Taylor modifié} = \text{Taym} = \text{Tay} / F_g$$

#### 5-I-C Limites des régimes d'écoulement :

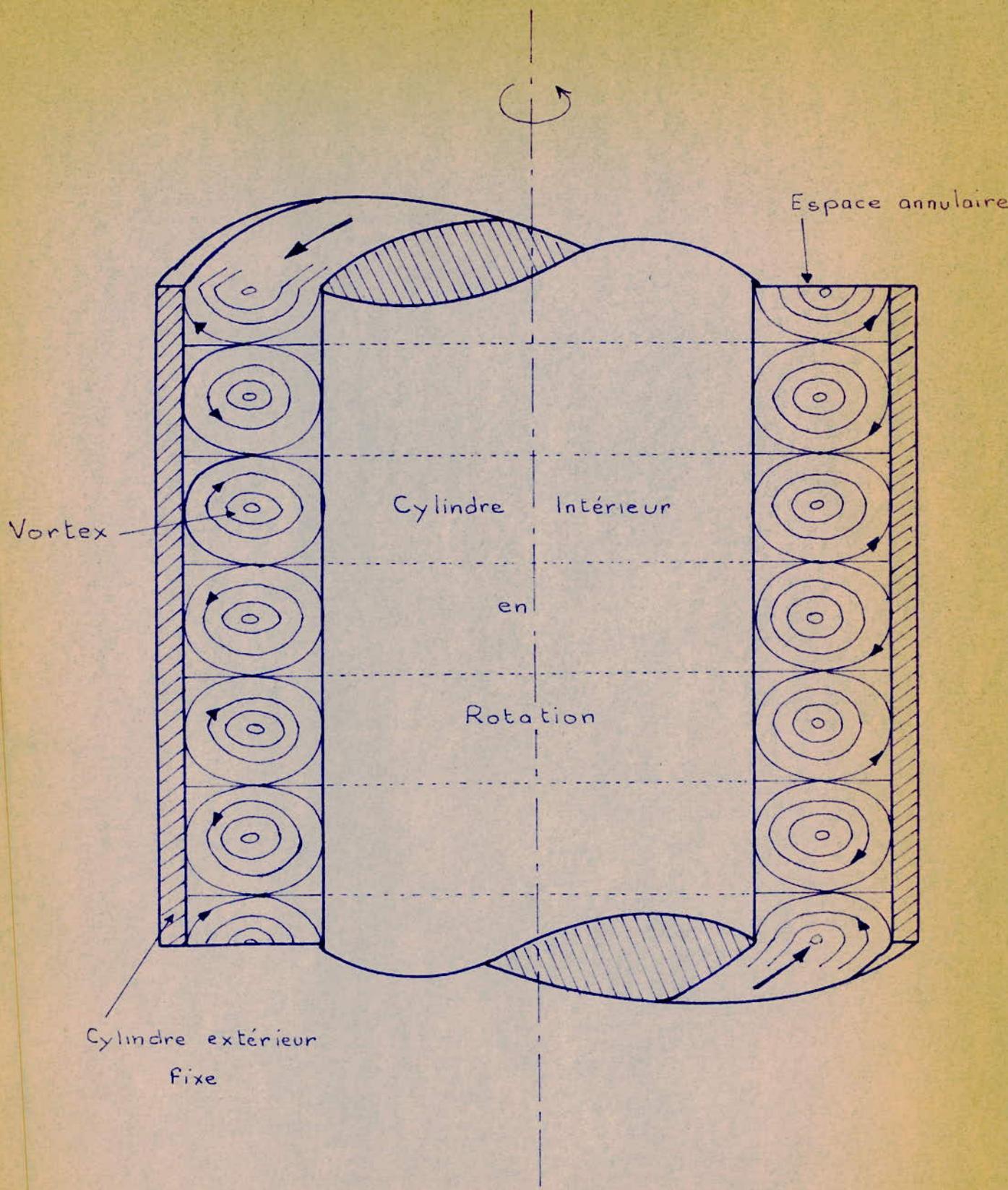
Les résultats obtenus par Kaye et Elgur ( I ), et qui couronnaient leurs travaux de recherche sur l'étude du transfert de chaleur dans l'air à partir d'une machine électrique rotative, mirent en évidence l'existence de quatre types d'écoulement :

- écoulement laminaire pur
- écoulement laminaire + vortex de Taylor
- écoulement turbulent pur
- écoulement turbulent + vortex de Taylor

Ces écoulements sont fonction du nombre de Taylor modifié et du nombre de Reynolds; leurs limites sont représentées sur la courbe ci-jointe.

Le nombre de Reynolds est défini ainsi :

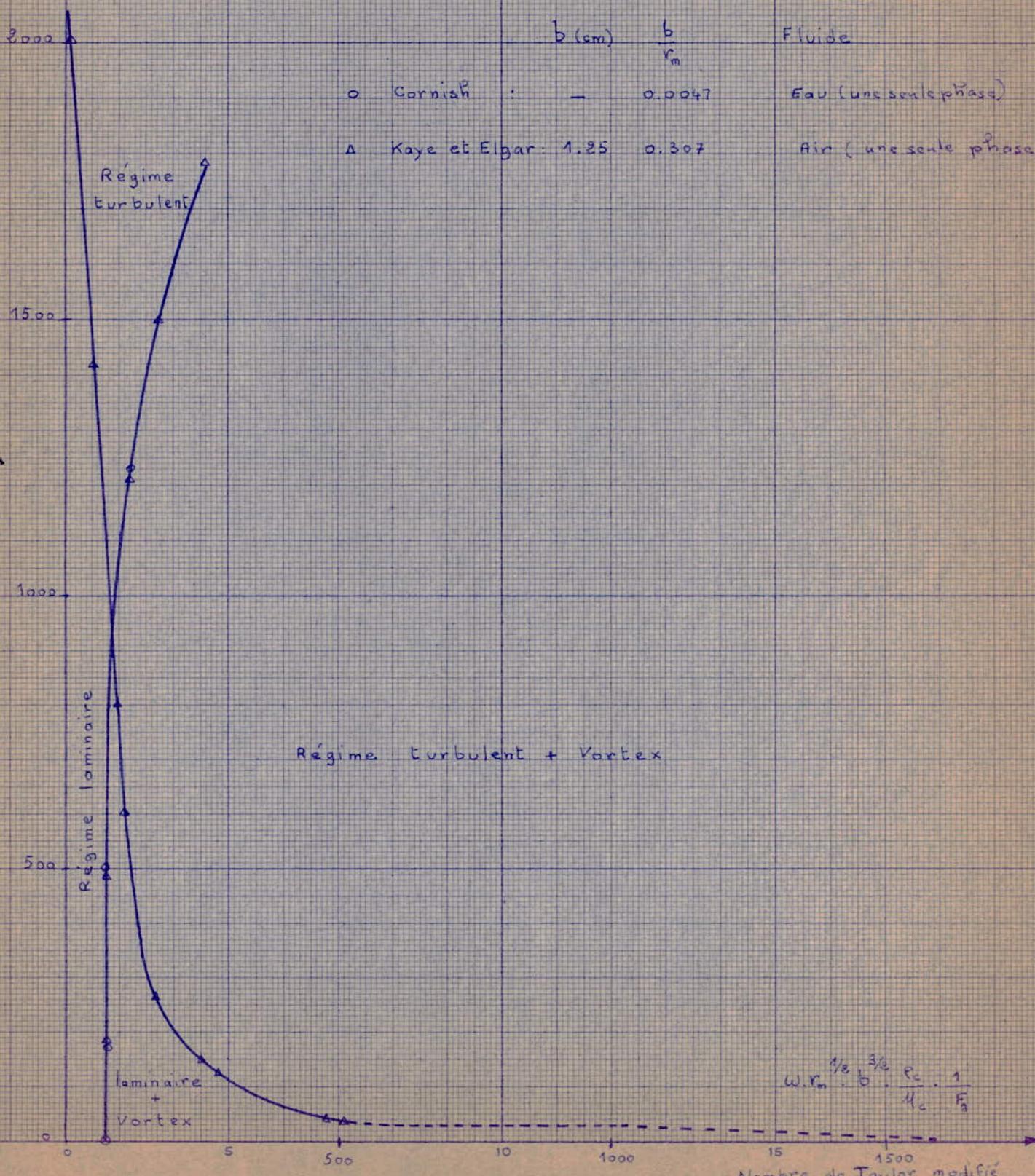
$$Re = \left( V_c \cdot 2b \cdot \rho_c \right) / \mu_c$$





$$Re = \frac{\rho V_0 b \rho_c}{\mu_c}$$

LIMITE DES DIFFERENTS REGIMES D'ECOULEMENTS



	$b$ (cm)	$\frac{b}{r_m}$	Fluide
○ Cornish :	-	0.0047	Eau (une seule phase)
△ Kaye et Elgar :	1.25	0.307	Air (une seule phase)

$$W.R.m. = \frac{1}{8} \cdot \frac{b^{3/8} \rho_c}{\mu_c} \cdot \frac{1}{F_8}$$

Nombre de Taylor modifié

avec :

$V_c$  = débit de phase continue par unité de section de l'annulaire  
( cm / s )

$b$  = espace annulaire en cm =  $(d_c - d_R) / 2$

$\rho_c$  = masse volumique de la phase continue ( g/cm<sup>3</sup> )

$\mu_c$  = viscosité de la phase continue ( poise )

Leurs conclusions étaient d'ailleurs en bon accord avec les résultats trouvés par Cornish ( 2 ), qui détermina la limite des régimes d'écoulement en utilisant l'eau comme fluide;

---

5-I-D Cas où une seconde phase est présente dans l'extracteur :

Nous venons de voir que les travaux fondamentaux portant sur l'écoulement dans l'espace annulaire ont été opérés avec des systèmes composés d'une seule phase :

air pour Kaye et Elgur ( 1 ) ; eau pour Cornish ( 2 )

Des observations faites par Spence et Streeton ( 3 ) ainsi que des résultats de travaux menés par Davis et Weber ( 4 ) ont montré que la présence d'une seconde phase n'influence pas la formation des vortex; par contre, cette seconde phase n'est entraînée dans le vortex que si la vitesse de rotation du rotor est de loin supérieure à celle de formation de ces vortex ( vitesse critique ); le transfert de matière ne devenant important que lorsque la seconde phase est entraînée dans les vortex et dispersée sous forme de gouttelettes, on conçoit qu'une faible vitesse de rotation défavorise énormément ce transfert, car la phase à disperser forme un seul courant .

---

5-2 Mécanisme de la dispersion de la phase :

Il est important de connaître le mécanisme de formation des gouttelettes, car les performances de l'extracteur sont, dans tous les cas, fonction des dimensions de celles-ci; l'évolution de la phase dispersée a pu être précisée à l'aide d'une série de photographies prises par Thornton et Pratt ( 5 ) à très grande vitesse, au moyen d'un extracteur dont le cylindre extérieur était à paroi de verre; il a été observé alors que le solvant pénètre dans la colonne plus sous la forme d'un courant que de gouttes séparées; après avoir effectué une demi-révolution autour du rotor, le filet de solvant se casse et donne naissance à des globules de grande taille et de forme irrégulière; par la suite, ces globules se scindent en gouttes, généralement dans une direction normale à celle du mouvement; les vortex qui s'établissent dans l'espace annulaire vont alors s'emparer de ces gouttes, et, par frottement, ont tendance à les allonger dans une direction perpendiculaire à celle de la rotation du rotor.

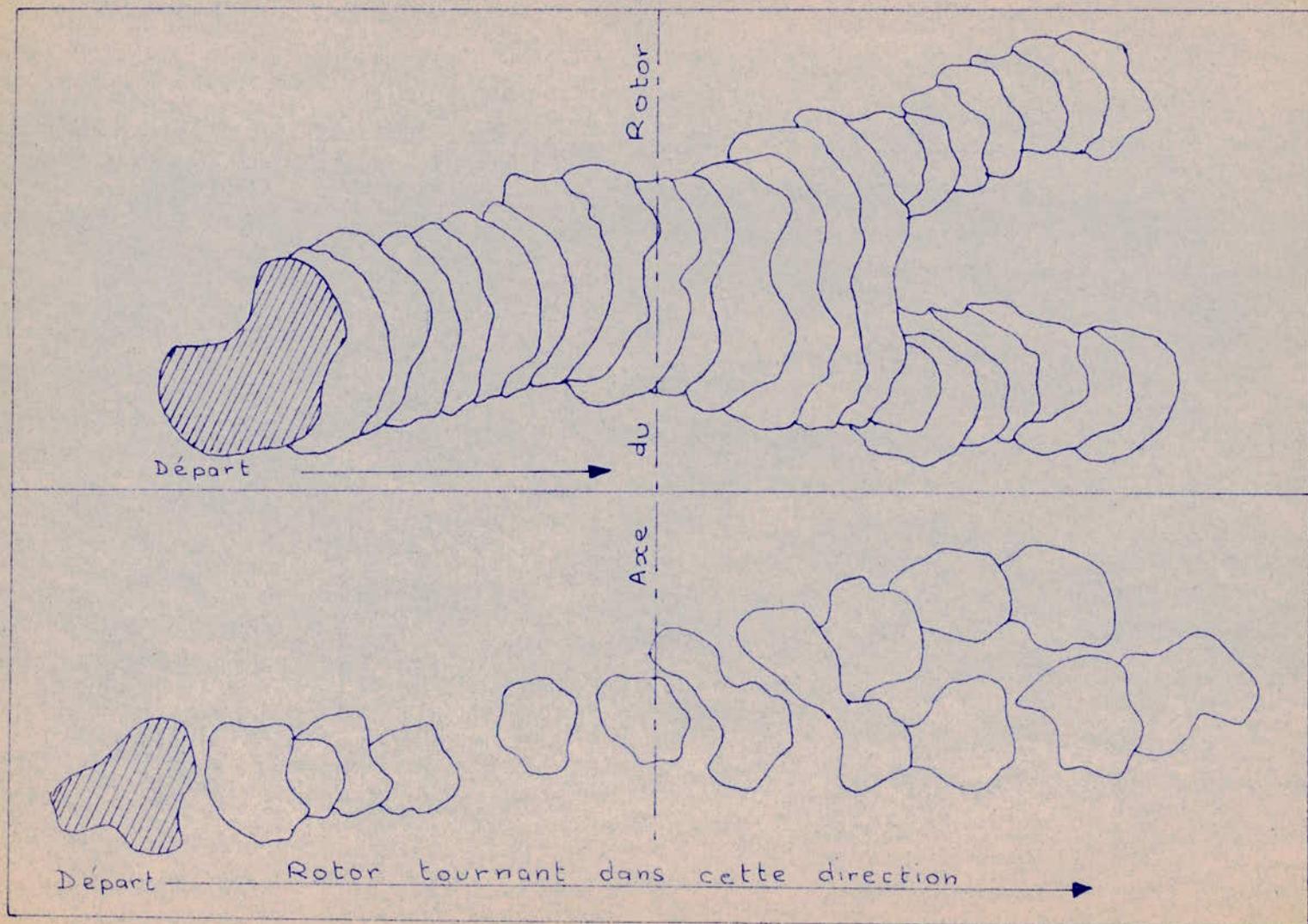
La figure ci-jointe décompose le processus de formation des gouttelettes;

Les gouttelettes engendrées peuvent par collision entre elles donner naissance à des gouttes de plus grande dimension, qui peuvent à leur tour se subdiviser sous l'action du mouvement qui existe dans les vortex : on progresse ainsi dans une suite de coalescence-dispersion.

L'expérience montre que, à une distance très courte de l'entrée, la dimension moyenne des gouttelettes devient indépendante du diamètre de l'injecteur de solvant.

Il est important de noter que la nature de la phase dispersée ( organique ou aqueuse par exemple ) ainsi que la matière dont est fait le stator influent sur la dispersion, et, par conséquent, modifient l'extraction.

---



FORMATION DES GOUTTELETTES DANS L'ESPACE ANNULAIRE

Gouttelettes initiales Photographiées à un intervalle de 0.002 Secondes  
(Toluène dispersé dans l'eau)

5-3 Existence, description et étude de l'engorgement de la colonne :

---

Ce type d'extracteur est caractérisé par l'existence d'un phénomène pour lequel on constate qu'il n'est plus possible d'effectuer la séparation : en effet, raffinat et extrait recueillis ne sont plus des phases homogènes, mais des mélanges de phase continue et de phase dispersée.

Désignons par  $x$  la rétention, c'est à dire la fraction de volume de l'annulaire occupée par les gouttes de phase dispersée (solvant); à faible vitesse de rotation du rotor, les gouttes sont de taille conséquente, et la rétention du solvant n'est pas importante; puis, la vitesse de rotation s'accroissant, leur taille moyenne diminue, et ces gouttelettes deviennent suffisamment petites pour suivre le mouvement de la phase continue; au-delà d'une certaine vitesse, un phénomène prend naissance : les vortex disparaissent à la base de la colonne, et on observe alors la formation d'un second interface, mais qui se situe sous le rotor ; les gouttes coalescent et une partie du solvant sort avec le raffinat; il y a engorgement de la colonne ( Flooding ) ; la rétention de la phase dispersée est alors maximale et sera désignée par  $x_p$  .

Thornton et Pratt ( 5 ) ont effectué des travaux dans le but de déterminer les débits d'engorgement de ce type d'extracteur et d'établir des corrélations entre ces débits, les paramètres variables de la colonne et les propriétés du système; des équations ont été établies, reliant notamment les débits à l'engorgement du système eau-toluène à la colonne.

---

5-3-A Vitesse caractéristique :

Il est établi que la taille des gouttes et sa distribution sont fonction de la vitesse de rotation du rotor; bien que l'on ait en réalité continuellement subdivision et coalescence des gouttelettes, on peut leur assigner un diamètre moyen et une vitesse moyenne, qui serait la compo-

sante verticale de la vitesse réelle ;

Dans ce cas, Thornton et Pratt ( 5 ) montrent que la rétention  $x$  de la phase dispersée peut être reliée aux débits de phases par la formule suivante :

$$V_d + V_c \cdot x / I - x = V_N \cdot x( I - x )$$

avec :

$V_c$  = débit de phase continue par unité de section d'annulaire  
( cm / s )

$V_d$  = débit de phase dispersée par unité de section d'annulaire  
( cm / s )

$x$  = rétention de la phase dispersée

$V_N$  représente la vitesse caractéristique à la vitesse de rotation  $N$  du rotor;  $V_N$ , qui n'est fonction que de  $N$ , peut être considérée comme étant la vitesse relative moyenne des gouttelettes extrapolée à des débits nuls ( vitesse de montée libre d'une goutte de phase dispersée dans la phase continue immobile ) .

A l'engorgement, la rétention  $x$  atteint son maximum  $x_F$  et ne dépend plus que de la vitesse de rotation  $N$  du rotor; alors, en supposant  $V_d$  et  $V_c$  variables indépendantes de  $x$  :

$$\frac{dV_d}{dx} = 0 \quad \text{et} \quad \frac{dV_c}{dx} = 0$$

5-3-B Détermination des vitesses axiales à l'engorgement :

$V_{cF}$  et  $V_{dF}$

Différentions l'équation (I) :

$$dV_d + V_c \cdot d(x/I-x) + dV_c \cdot (x/I-x) = V_N \cdot (I-x)dx + V_N \cdot x \cdot d(I-x)$$

$$\frac{dV_d}{dx} + \left( \frac{I}{I-x} + \frac{x}{(I-x)^2} \right) \cdot V_c + \frac{x}{I-x} \cdot \frac{dV_c}{dx} = V_N \cdot (I-2x)$$

Comme à l'engorgement  $V_c = V_{cF}$ ,  $V_d = V_{dF}$ ,  $x = x_F$

$$\text{et } dV_c / dx = dV_d / dx = 0$$

il vient :

$$V_{cF} \cdot ( I / (I - x_F) + x / (I - x)^2 ) = V_N \cdot (I - 2x_F)$$

ou encore :

$$V_{cF} = V_N (I - 2x_F) \cdot (I - x_F)^2$$

on déduit alors  $V_{dF}$  :

$$V_{dF} = 2 \cdot V_N \cdot (I - x_F) \cdot x_F^2$$

5-3-C Détermination de la rétention à l'engorgement  $x_F$  :

Faisons le rapport  $V_{cF} / V_{dF}$  et posons

$$V_{cF} / V_{dF} = T = \text{taux de débits de phases ;}$$

On obtient :

$$T = V_N \cdot (I - 2x_F) \cdot (I - x_F)^2 / 2 \cdot V_N (I - x_F) \cdot x_F^2 = (I - x_F)(I - 2x_F) / 2x_F^2$$

d'où :

$$2x_F^2 \cdot (T - I) + 3x_F - I = 0$$

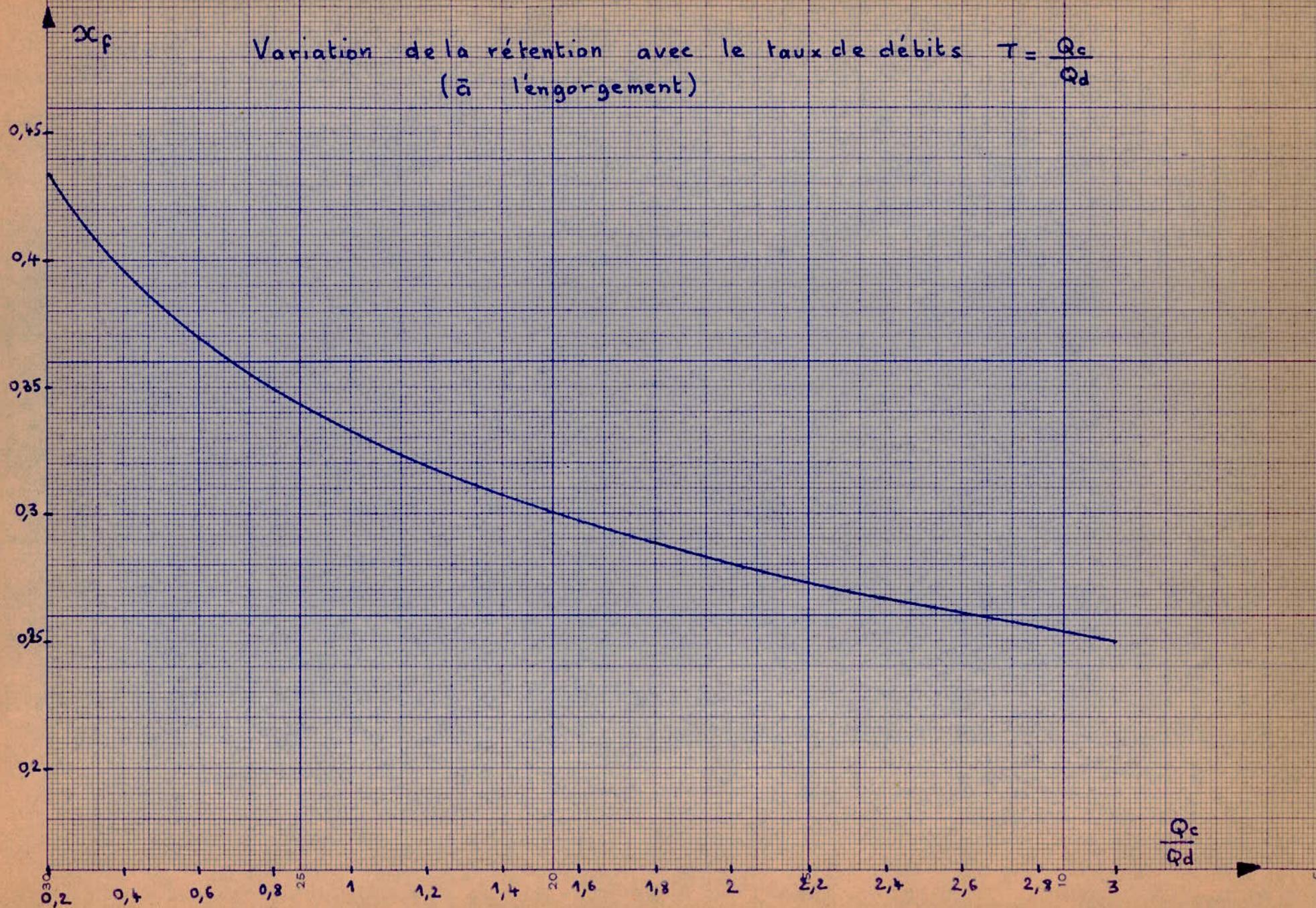
La solution de cette équation du second degré en  $x_F$ , que nous retiendrons sera celle qui est inférieure à I :

Par conséquent :

$$x_F = \frac{3 - (I + 8T)^{1/2}}{4 (I - T)}$$

Si l'on se fixe un rapport de débits de phases T, on pourra donc calculer la rétention à l'engorgement; nous avons représenté la variation de  $x_F$  en fonction de T. ( voir courbe ci-jointe )

Variation de la rétention avec le taux de débits  $T = \frac{Q_c}{Q_d}$   
(à l'engorgement)



5-3-D Détermination de la vitesse caractéristique  $V_N$  :

C'est un problème difficile, en raison du nombre élevé de paramètres qui interviennent;

Thornton et Pratt ( 5 ) ont établi, au moyen de l'analyse dimensionnelle, une relation permettant de calculer  $V_N$ .

Les grandeurs physiques dont dépend cette vitesse sont les suivantes :

- $d_c$  diamètre de la colonne ( cm )
- $d_r$  diamètre du rotor ( cm )
- $N$  vitesse de rotation du rotor ( tour/s )
- $\rho_c$  masse volumique de la phase continue (  $g/cm^3$  )
- $\mu_c$  viscosité de la phase continue ( poise )
- $\Delta\rho = \rho_c - \rho_d =$  différence des masses volumiques des phases continue et dispersée (  $g/cm^3$  )
- $\gamma$  tension interfaciale ( dyne/cm )
- $g$  accélération de la pesanteur (  $cm/s^2$  )

On peut ainsi dénombrer six groupements adimensionnels, parmi lesquels un nombre de Reynolds et un nombre de Froude; la loi de variation de  $V_N$  peut alors s'écrire :

$$\frac{V_N \cdot \mu_c}{\gamma} = J \left( \frac{\Delta\rho \cdot d_r^3}{\mu_c \cdot g} \right)^a \cdot \left( \frac{\Delta\rho}{\rho_c} \right)^b \cdot \left( \frac{d_r \cdot N \cdot \rho_c}{\mu_c} \right)^c \cdot \left( \frac{d_r \cdot N^2}{g} \right)^d \cdot \left( \frac{d_c}{d_r} \right)^e$$

Les coefficients J, a, b, c, d, e ont été déterminés expérimentalement par Thornton et Pratt ( 5 ) en absence de transfert de soluté :

a, b, c, d, e, sont indépendants du système

J est fonction du système

Le coefficient a est si faible que l'on néglige le terme ( )<sup>a</sup>

L'expression devient alors, compte tenu des valeurs de b, c, d, e :

$$\frac{V_N \cdot \mu_c}{f} = J \cdot \left( \frac{\Delta f}{f_c} \right)^{1,5} \cdot \left( \frac{d_R \cdot N \cdot f_c}{\mu_c} \right)^{-0,18} \cdot \left( \frac{d_R \cdot N^2}{g} \right)^{-1,1} \cdot \left( \frac{d_c}{d_R} \right)^{1,2}$$

pour le système toluène-eau ,  $J = 0,028$

---

5-3-E Détermination des débits d'engorgement :

Connaissant  $V_N$  et  $x_F$  , on peut calculer  $V_{cF}$  et  $V_{dF}$  ; le passage aux débits d'engorgement est immédiat, car il suffit de multiplier les vitesses axiales des phases par la section s de l'espace annulaire :

par exemple :  $Q_{cF} = 3 \cdot V_{cF}$

ou :  $Q_{cF} = \frac{\pi}{4} (d_C^2 - d_R^2) \cdot V_N (1 - 2x_F)(1 - x_F)^2$

on déduit ensuite  $Q_{dF} = Q_{cF} / T$

---

5-3-F Débits d'expérimentation :

En règle générale, ils sont pris, au maximum, égaux à la moitié des débits d'engorgement .

---

6 - DETERMINATION DES DEBITS D'ENGORGEMENT POUR NOS COLONNES :

diamètres des rotors : 60, 80, 100, 110 mm

---

Nous avons vu, dans le chapitre précédent, les perturbations engendrées par le phénomène d'engorgement dans une colonne d'extraction et leur influence sur le transfert de matière.

Aussi, notre première tâche fut, pour notre système, de situer l'apparition de l'engorgement dans les colonnes dont nous disposons, à vitesse de rotation du rotor fixée et à débits de phases donnés;

Les formules qui ont servi dans ces calculs sont celles précédemment établies :

N et T étant fixés, on peut calculer  $V_N$ ,  $x_F$ ,  $Q_{cF}$ ,  $Q_{dF}$ .

Un premier tableau de résultats fournit la vitesse caractéristique  $V_N$ , pour chaque rotor et pour la gamme de vitesses de rotation N s'échelonnant de 100 à 1400 tours/mn, avec un pas de 50.

Un second tableau de résultats permet de lire, pour chaque rotor, les valeurs de  $x_F$ ,  $V_{dF}$ ,  $V_{cF}$ ,  $V_d = V_{dF} / 2$ ,  $V_c = V_{cF} / 2$ ,  $Q_d = Q_{dF} / 2$ ,  $Q_c = Q_{cF} / 2$ , correspondant à la gamme de vitesses de rotation citée ci-dessus et à une gamme de taux de débits T s'étalant de 0,2 à 2,0 avec un pas de 0,2.

Tous les calculs ont été effectués par ordinateur au Centre de Calcul Numérique de l'E.N.P.A., sur la base de programmes établis par nos soins.

Compte tenu de la difficulté de reproduire dans cet ouvrage un tableau de résultats groupant un très grand nombre de valeurs calculées, nous avons pensé qu'il serait plus judicieux de l'exprimer sous forme d'abaques, tout au moins en ce qui concerne les paramètres importants, notamment  $Q_{cF}$  ou  $Q_{dF}$ ; néanmoins, nous tenons ce tableau à la disposition des personnes intéressées.

---

INTERPRETATION DES RESULTATS

---

L'analyse des résultats obtenus permet de relever les points suivants :

- pour un rotor donné :

. à vitesse de rotation du rotor constante,  $V_{cF}$  varie dans le même sens que  $T$ , alors que  $V_{dF}$  varie en sens contraire;

. lorsque  $T$  est fixé,  $V_{dF}$  et  $V_{cF}$  diminuent quand la vitesse de rotation croît ;

. la vitesse caractéristique  $V_N$  diminue lorsque la vitesse de rotation augmente;

- pour  $N$  et  $T$  fixés,  $V_{dF}$  et  $V_{cF}$  varient dans le même sens que l'espace annulaire;

- à vitesse de rotation constante, la vitesse caractéristique  $V_N$  varie dans le même sens que l'espace annulaire;

D'une manière plus générale, on peut tirer les conclusions suivantes :

toutes choses égales par ailleurs,

- le débit d'engorgement de la phase continue varie dans le même sens que le taux de débits  $T$  ; le débit d'engorgement de la phase dispersée varie alors en sens inverse.

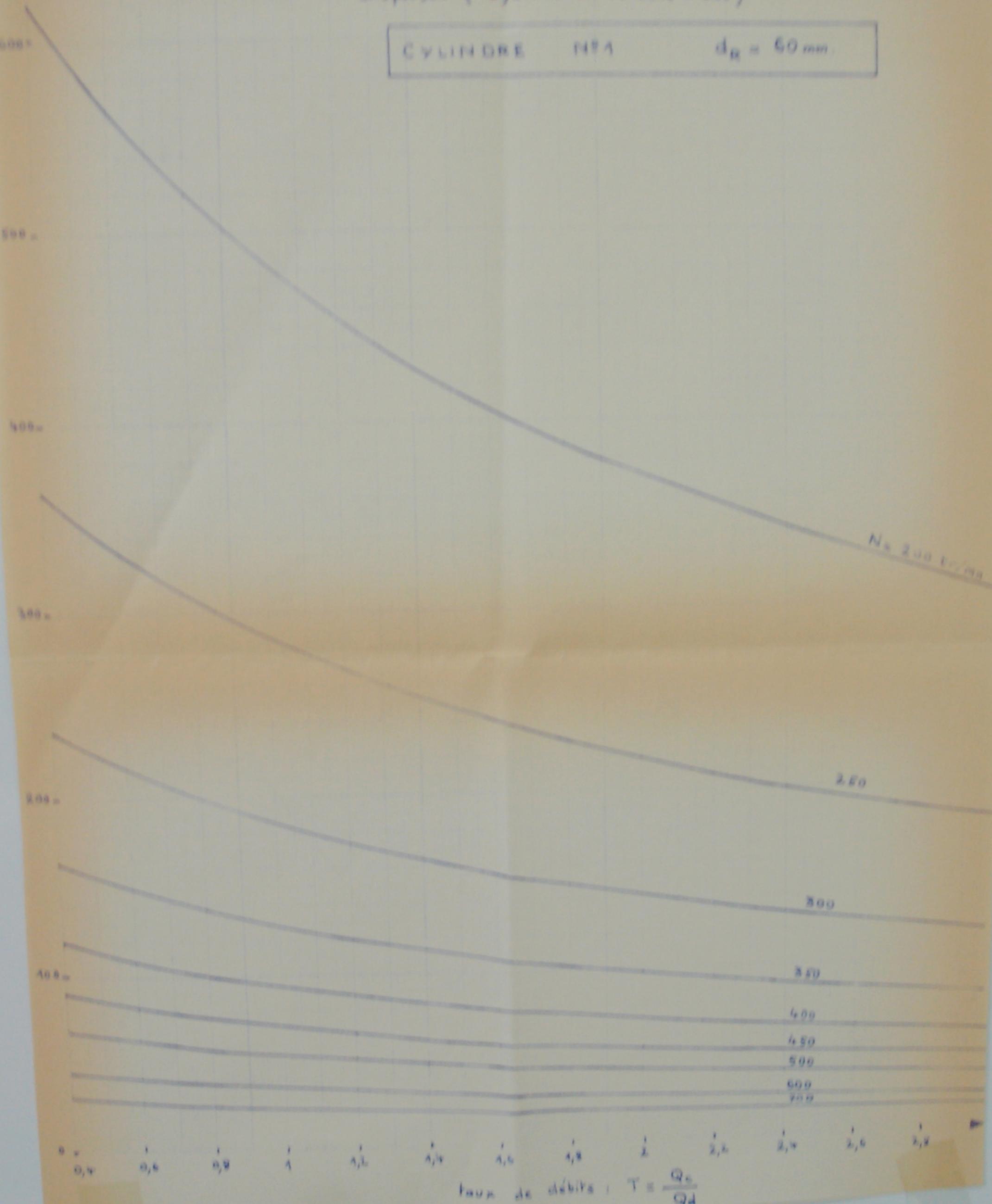
- lorsque la vitesse de rotation croît, les débits d'engorgement des deux phases, ainsi que la vitesse caractéristique, varient dans le même sens et diminuent ; il en est de même lorsque l'espace annulaire décroît.

---

$\Delta Q_{dF}$   
( $\text{cm}^3/\text{s}$ )

Abaque donnant le débit d'engorgement  $Q_{dF}$  de la Phase dispersée ( Système : Toluène - eau )

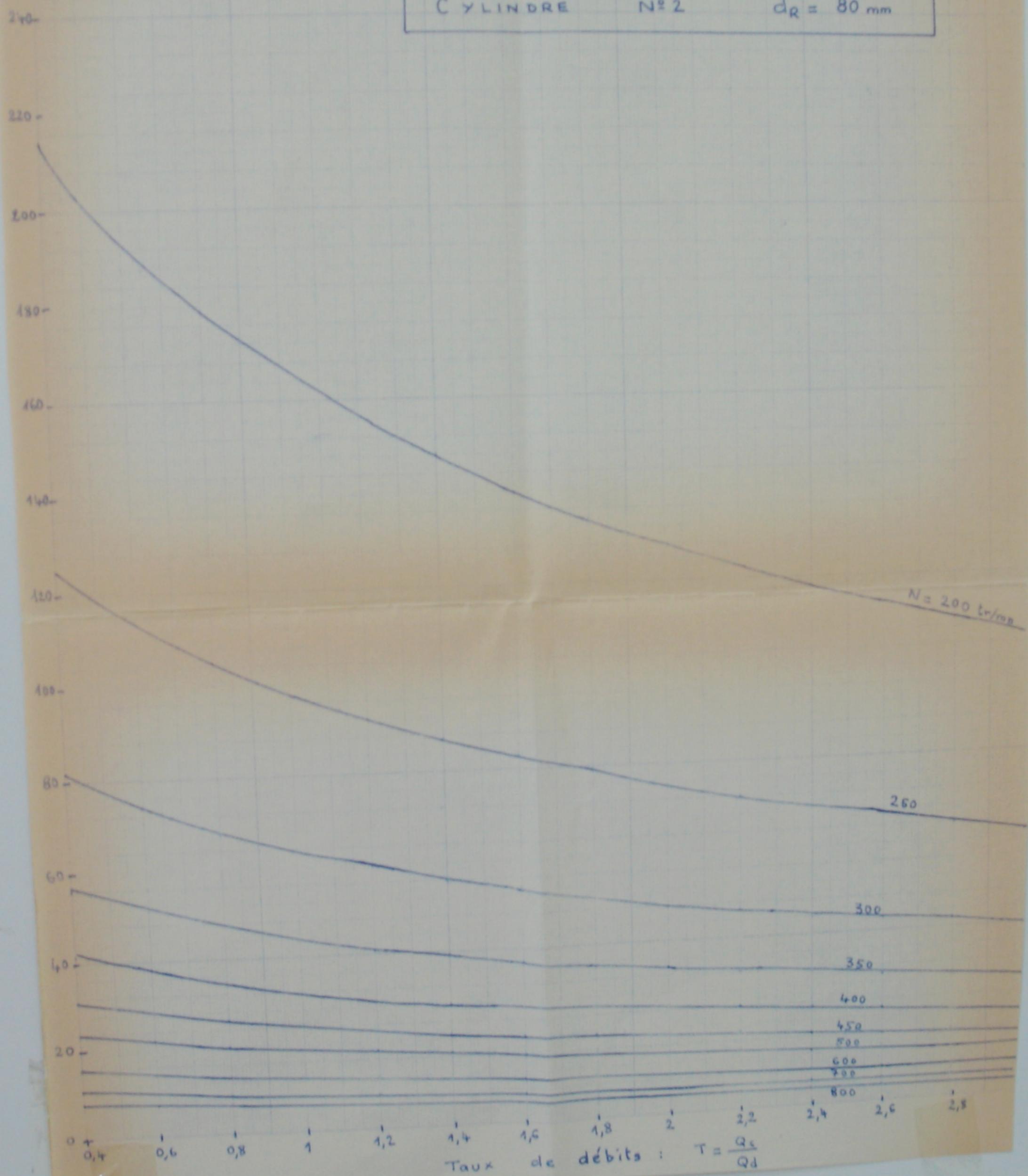
CYLINDRE N°1  $d_R = 60 \text{ mm}$



$\Delta Q_{dF}$   
(cm<sup>3</sup>/s)

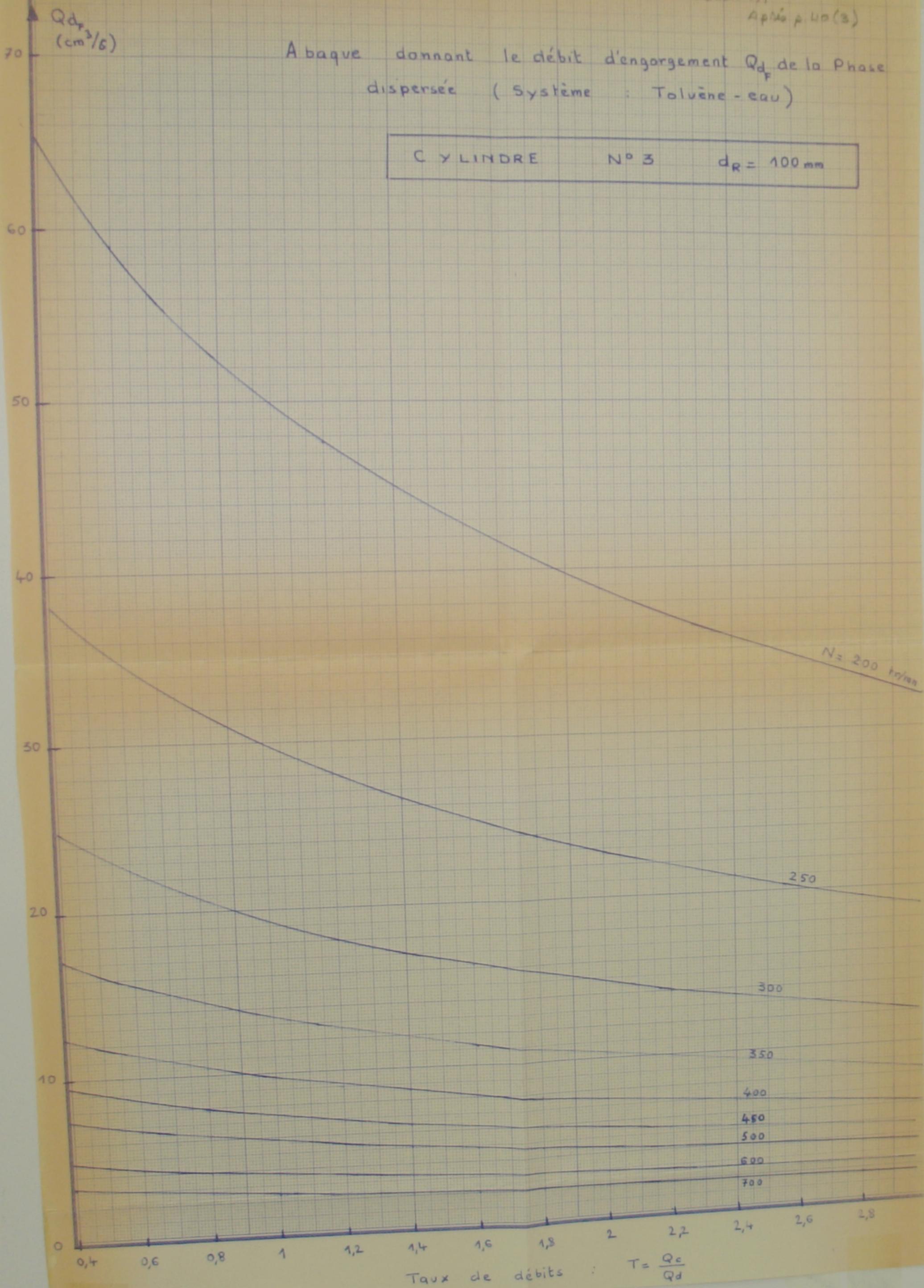
Abaque donnant le débit d'engorgement  $Q_{dF}$  de la phase dispersée (Système : Toluène - eau)

CYLINDRE N°2  $d_R = 80$  mm



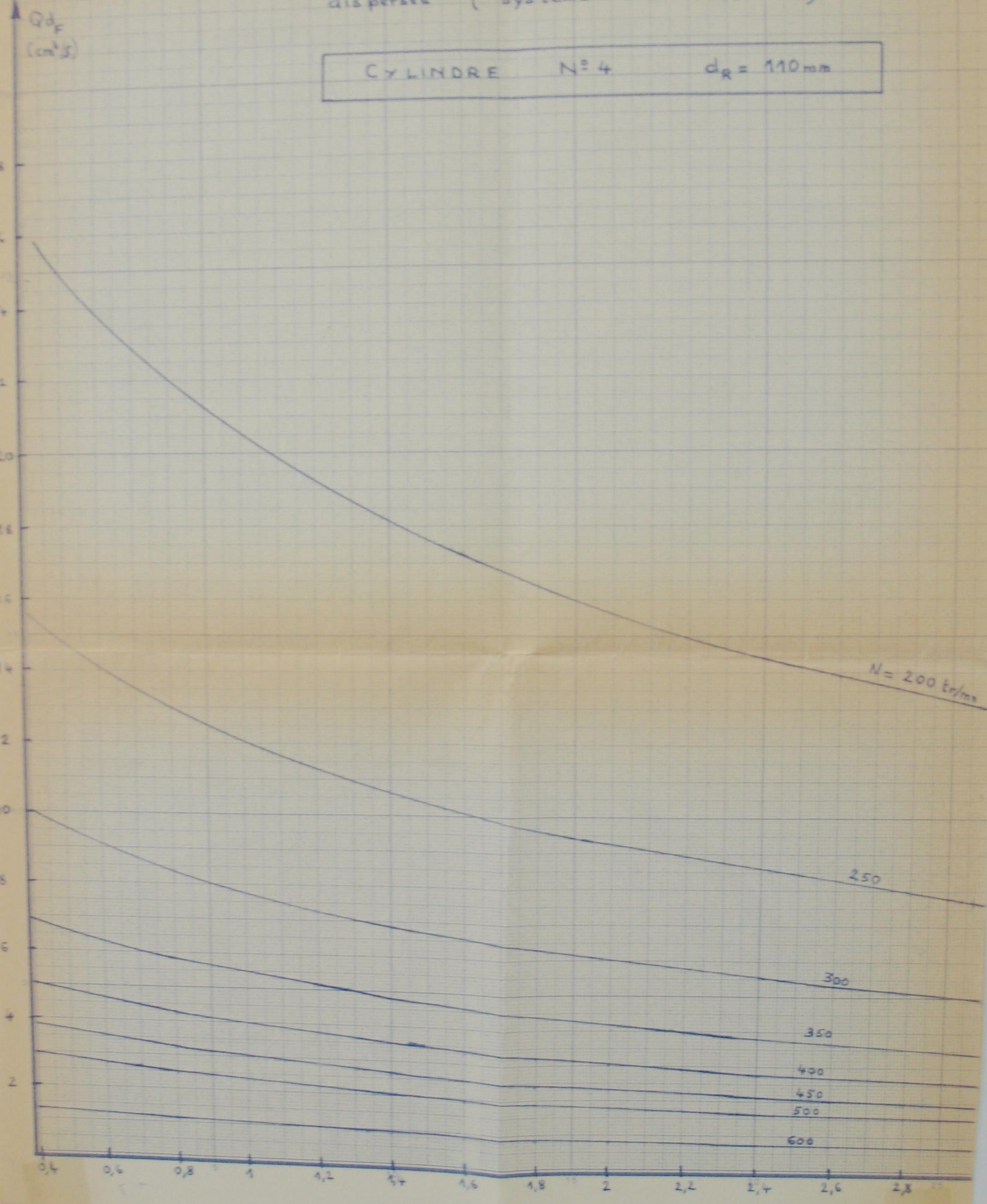
Abaque donnant le débit d'engorgement  $Q_d$  de la Phase dispersée (Système : Toluène - eau)

CYLINDRE N° 3  $d_R = 100 \text{ mm}$



Abaque donnant le débit d'engorgement  $Q_{dF}$  de la Phase dispersée (Système : Toluène - eau)

CYLINDRE N° 4  $d_R = 110\text{mm}$



7 -

P A R T I E

E X P E R I M E N T A L E

7-I

Description de l'installation :

La figure ci-jointe représente un schéma de l'installation que nous avons montée et qui a permis de mener à bien nos expériences :

Deux réservoirs de capacité 30 litres, B1 et B2, en polyéthylène, chargés respectivement de solvant ( toluène ) et d'alimentation ( eau iodée de titre connu ) permettent d'approvisionner l'extracteur; B1 et B2 sont situés en surélévation par rapport à l'extracteur, dans le but d'obtenir une charge convenable dans les canalisations; B1 et B2 peuvent être chargés à partir du sol au moyen d'une pompe.

Un système de thermostatisation en circuit fermé permet de maintenir l'alimentation et le solvant à la même température;

Deux rotamètres B1 et B2, préalablement étalonnés, permettent d'opérer à des débits constants, réglés au moyen des robinets B3 et B4.

Faute de moteur électrique à vitesse variable et de puissance suffisante, la rotation du rotor est assurée par une perceuse à variation de vitesse électronique ( Thyristor ) permettant des vitesses de rotation de 0 à 1200 tours / mn ;

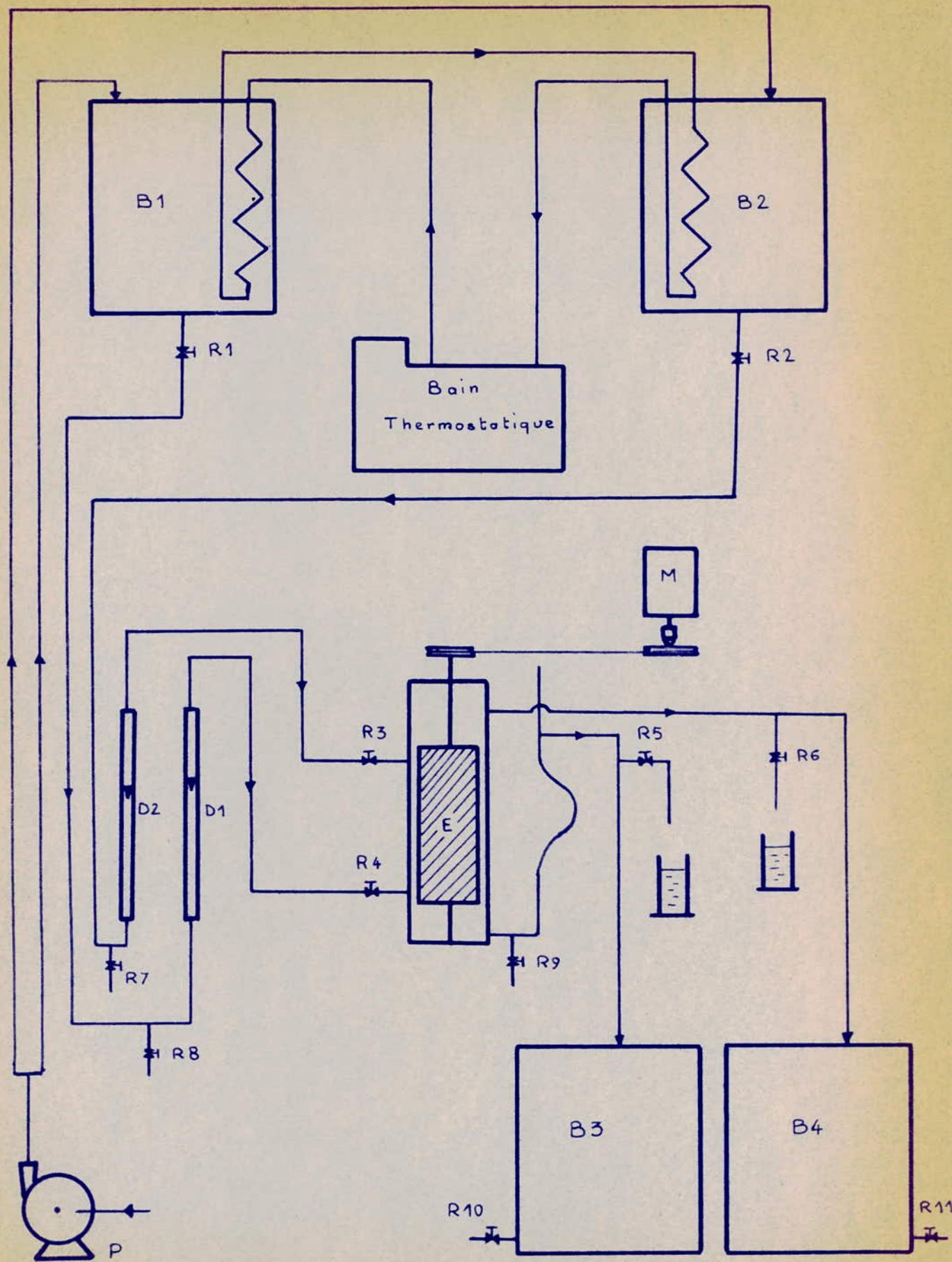
Raffinat et Extrait s'échappent respectivement par la partie inférieure et la partie supérieure de l'extracteur et sont recueillis dans les deux bacs B3 et B4 ;

Deux piquages B5 et B6 permettent d'effectuer des prélèvements à des intervalles de temps choisis sans perturber l'écoulement des phases.

A la sortie de l'extracteur, la canalisation contenant le raffinat, faite en tube souple et disposée comme l'indique le schéma, permet le réglage de l'interface par son déplacement vertical .

Les photos ci-jointes donnent une vue réelle des installations .

---



SCHEMA DE L'INSTALLATION



7-2

BUT DE CETTE ETUDE :

Le but de notre travail est de faire l'étude expérimentale du transfert de l'iode de l'eau ( à  $I_g/1$  de KI ) vers le toluène .

---

Pour mener à bien l'analyse des contributions des principaux paramètres liés au transfert, nous avons été conduits à faire nos expériences de la manière suivante :

- étude de l'influence de la variation du taux de débits des phases T à vitesse de rotation donnée ;
- étude de l'influence de la variation de la vitesse de rotation, à taux de débits fixé, pour un diamètre de rotor donné ;
- étude de l'influence de la variation de l'espace annulaire, à vitesse de rotation constante, pour un taux de débits T donné ;
- déterminations des coefficients intervenant dans les corrélations donnant  $H_{ET}$  et  $H_{UT}$  ;

---

En conclusion de cette étude, nous indiquerons une méthode de calcul d'un extracteur de ce type .

---

7-3 Avantages présentés par le système choisi :

EAU + IODURE , IODE , TOLUENE

- l'eau, l'iodure, l'iode, et le toluène sont des produits courants ;
  - le toluène et l'eau sont pratiquement immiscibles et présentent une différence de densités notable : la séparation des phases est rapide;
  - le choix de l'eau comme diluant rend la régénération de la phase continue inutile ;
  - la régénération de la phase organique se fait par simple mélange avec une solution de thiosulfate ; ce procédé permet de traiter très rapidement des quantités importantes de phase; le gain de temps est très appréciable si on le compare à la distillation ;
  - le dosage de l'iode par le thiosulfate est classique ; aux très faibles concentrations, le dosage colorimétrique donne des résultats satisfaisants .
-

7-4 MODE OPERATOIRE :

7-4-I OPERATIONS PRELIMINAIRES :

a- Préparation de l'alimentation :

Le régime permanent étant assez long à s'établir, ceci entraîne une grande consommation de produits; par conséquent, il faut préparer des quantités importantes de solution ( 20 à 30 litres );

L'iode étant très peu soluble dans l'eau pure, nous avons augmenté sa solubilité par la présence d'iodure ( Ig/l ), qui entraîne la formation d'un complexe polyiodure très soluble :



En général, les teneurs de l'alimentation en iode se situent entre 0,3 et 0,5 g/l ;

b- Préparation du solvant : régénération :

La régénération de l'extrait aux fins de récupération du solvant s'opère par réduction de l'iode au moyen d'une solution de thiosulfate; après agitation vigoureuse, la réduction est terminée lorsque la coloration rose du toluène disparaît : l'iode, qui existe à l'état dissous dans le toluène sous forme moléculaire, a été réduit par les ions  $S_2O_3^{2-}$  en iodure, qui se retrouve uniquement dans la phase aqueuse ; on effectue alors deux ou trois rinçages à l'eau pure afin d'éliminer les ions thiosulfate et l'iodure pouvant s'y trouver et on laisse décanter.

c- Préparation des solutions servant aux dosages :

- solution de bichromate de potassium de titre 0,005 N
- solutions de thiosulfate de sodium de titres divers (0,02 ; 0,005N)
- solution d'amidon

d- Réactions de dosages :

Elles sont classiques ; elles seront rap-  
pelées d'une manière succincte :

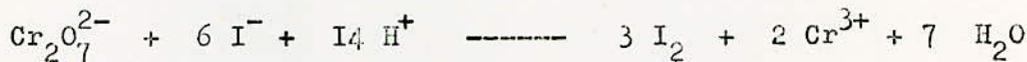
- titrage de  $I_2$  par  $S_2O_3^{2-}$  :

La réaction d'oxydo-réduction est connue; elle a  
lieu en présence d'amidon ajouté en fin de titrage :



- titrage de  $S_2O_3^{2-}$  par  $Cr_2O_7^{2-}$  :

$Cr_2O_7^{2-}$  en présence d'iodure en milieu acide donne  
lieu à la formation d'iode moléculaire, qui va oxyder  $S_2O_3^{2-}$  :

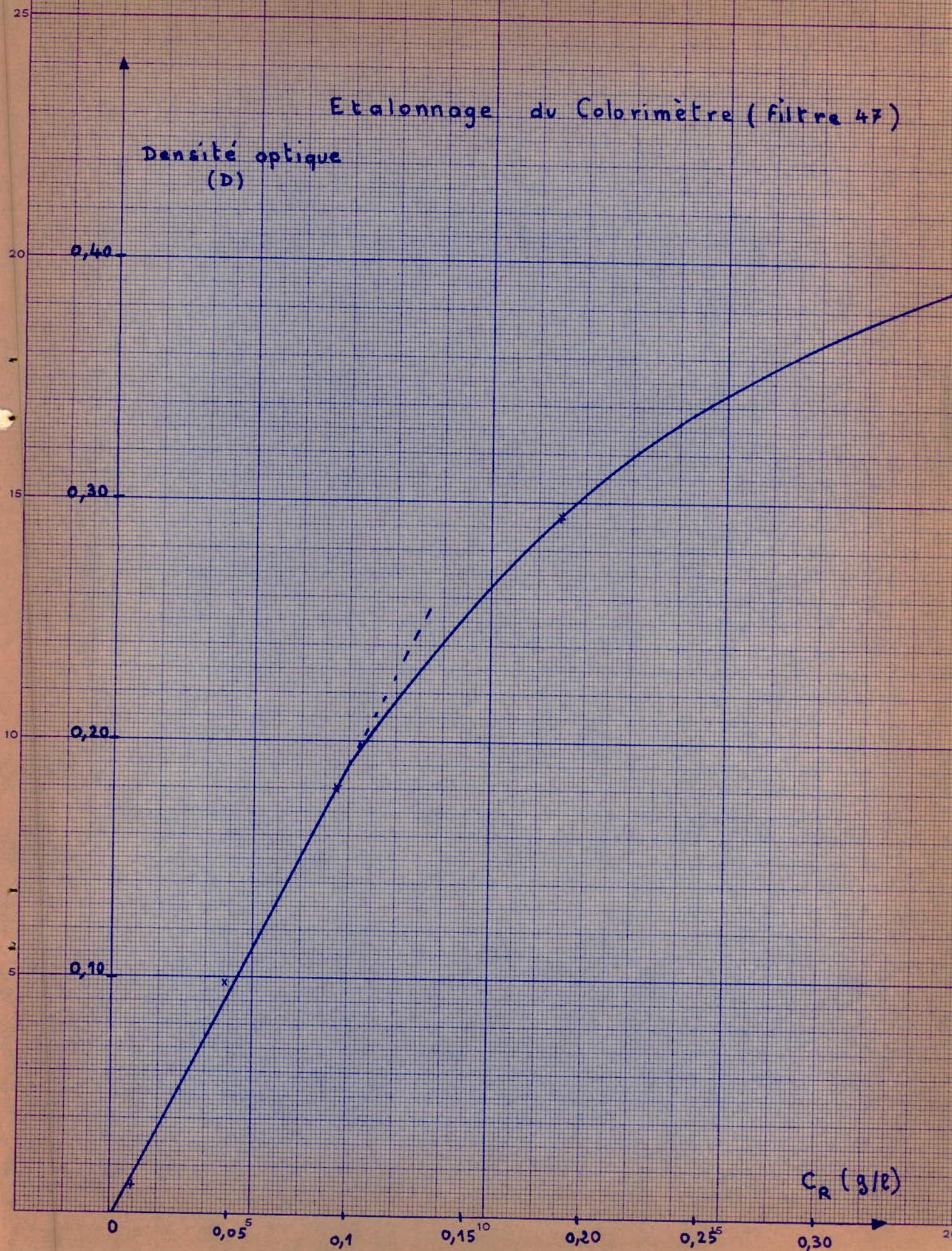


ce qui est équivalent à :



# Etalonnage du Colorimètre (filtre 47)

Densité optique  
(D)



e- Etalonnage du colorimètre ( HILGER-BIOCHEM ) :

Les faibles teneurs des phases aqueuses ont été déterminées par colorimétrie, les titrages par le thiosulfate s'avérant imprécis .

La courbe d'étalonnage a été établie au moyen du filtre n° 47 ( filtre bleu, correspondant à une longueur d'ondes  $\lambda =$  ) et de solutions d'iode de titres connus :

$C_R$ g/l	densité optique
0,3810	0,395
0,1905	0,292
0,0953	0,180
0,0476	0,095
0,0095	0,013

L'expérience a montré que la méthode est valable jusqu'à des teneurs de 0,0095 g/l ; pour des teneurs plus faibles, la variation de la densité optique n'est plus appréciable .

La courbe d'étalonnage est figurée ci-après .

---

f- Etablissement de la courbe d'équilibre :

( à 19 °C )

- détermination approximative du coefficient de partage m :

$$m = \frac{\text{teneur de l'extrait en iode}}{\text{teneur du raffinat en iode}} = C_E / C_R$$

Toutes les opérations se sont déroulées en milieu thermostaté ( 19 °C ) ;

On mélange des volumes connus d'eau iodée ( de teneur déterminée ) et de toluène ; une agitation vigoureuse et répétée, ainsi qu'une durée de contact des phases assez longue permettent de s'assurer que l'équilibre thermodynamique est bien atteint ; les titrages des deux phases fournissent alors les teneurs  $C_E$  et  $C_R$  cherchées .

- détermination, au moyen de la valeur approximative de m trouvée précédemment, des volumes d'eau iodée et de toluène à mélanger afin d'établir la courbe d'équilibre :

On désigne par :

VI le volume d'eau iodée de teneur initiale  $C_{RO}$

V2 le volume de toluène

$C_R$  la teneur de la phase aqueuse à l'équilibre

$C_E$  la teneur de la phase organique à l'équilibre

$$V = VI + V2$$

La relation de bilan matière s'écrit, en supposant les solutions idéales ( pas de variation de volume due au mélange ) :

$$VI \cdot C_{RO} = VI \cdot C_R + V2 \cdot C_E$$

En remplaçant  $C_R$  par  $C_E / m$  et V2 par V-VI , on obtient :

$$VI = \frac{V \cdot C_E}{C_{RO} + C_E \left( \frac{m - 1}{m} \right)}$$

Connaissant  $C_{RO}$  et une valeur approchée de  $m$ , et en fixant  $V$ , on peut calculer  $VI$ , puis déduire  $V2$  ; le titrage des phases à l'équilibre fournira des valeurs précises de  $m$  ;

Le tableau suivant contient les résultats trouvés :

$C_E$ (g/l)	$C_R$ (g/l)
0,345	0,0065
0,524	0,0130
1,155	0,0180
4,200	0,0574
6,840	0,1000
7,620	0,1245
9,960	0,1403
11,941	0,1560

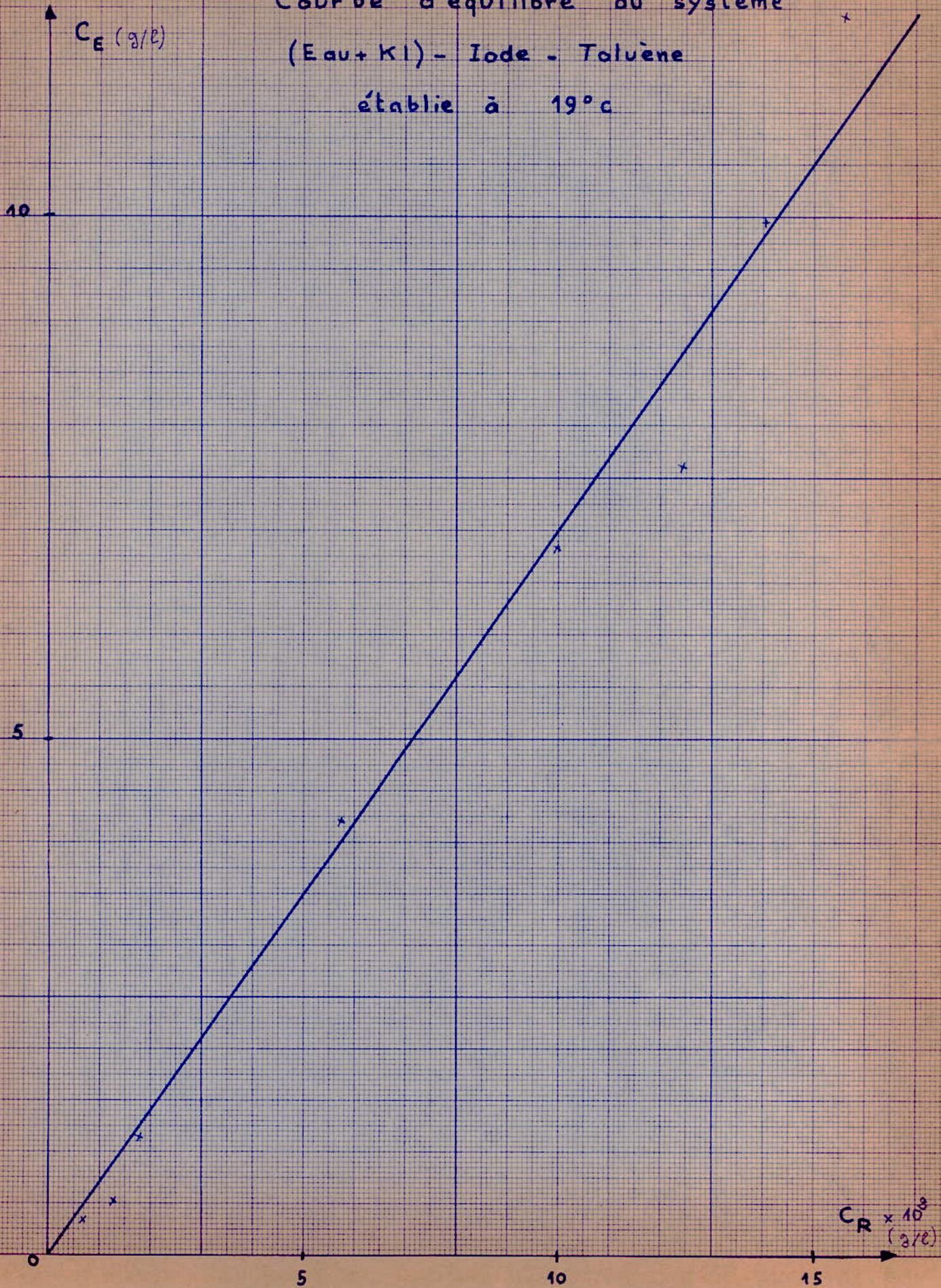
- tracé de la courbe d'équilibre :

Le graphe ci-après montre que l'on obtient une droite moyenne de pente égale à : 70

Par conséquent, nous admettons pour la suite de notre étude que le coefficient de partage de l'iode entre l'eau ( à 1g/l de KI ) et le toluène dans le domaine des concentrations choisi est constant et égal à 70 :

$$m = \frac{C_E}{C_R} = 70 \quad ( \text{à } 19^\circ \text{C} )$$

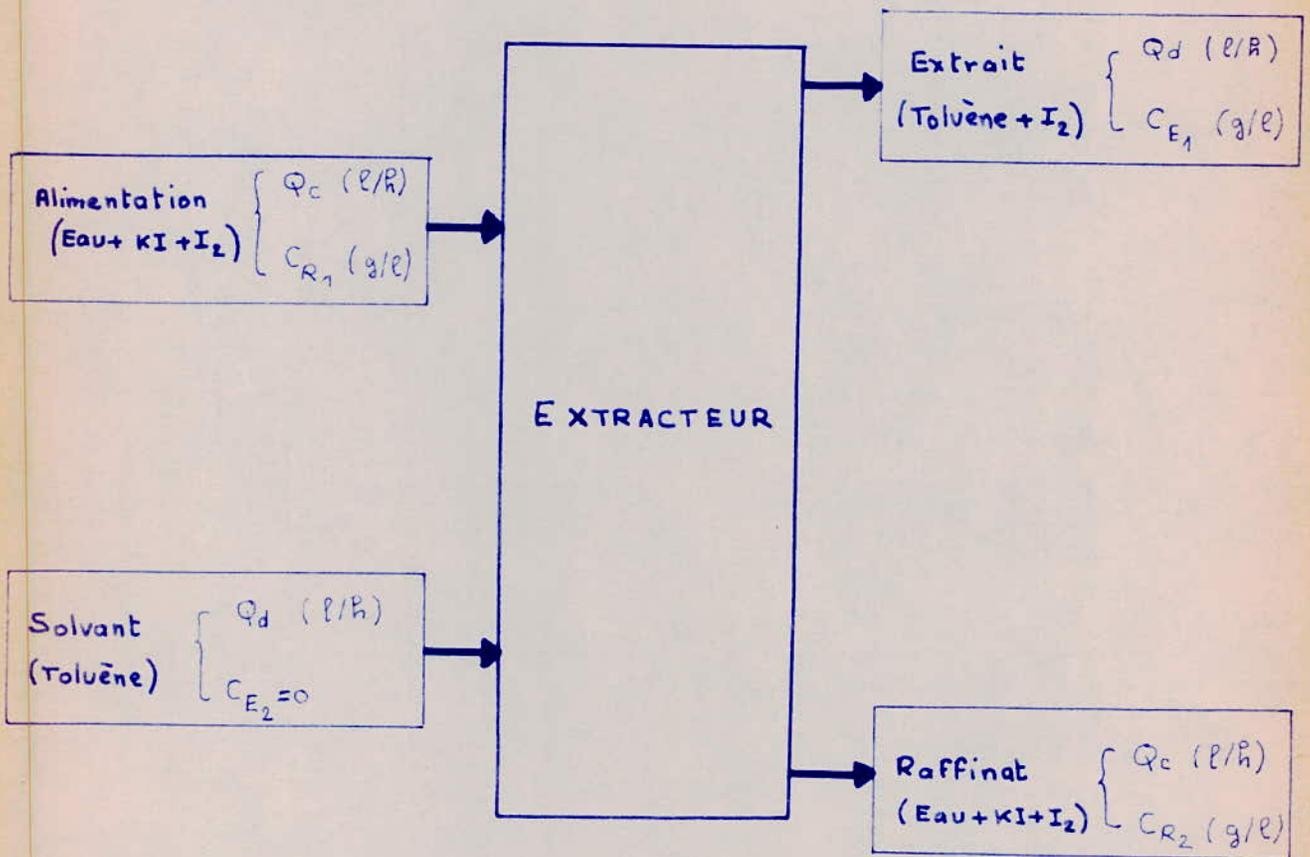
Courbe d'équilibre du système  
(Eau + KI) - Iode - Toluène  
établie à 19°C



7- 4 -2 MANIPULATION PROPREMENT DITE :

Les opérations sont effectuées dans l'ordre ci-après :

- chargement des réservoirs de solvant et d'alimentation
- préparation de l'extracteur et montage du rotor choisi
- essais d'étanchéité de l'installation
- remplissage de l'extracteur avec l'alimentation jusqu'à ce que l'eau iodée s'écoule par la sortie de l'extrait; on s'assure ainsi que l'extracteur est rempli de phase continue ( ce point est important )
- le rotor est mis en rotation et on fixe sa vitesse, ainsi que le débit de l'alimentation
- on admet alors le toluène (phase à disperser) lentement, en augmentant par étape son débit jusqu'à atteindre celui fixé
- après quelques minutes de fonctionnement, on ajuste l'interface ; les temps sont comptés à partir de ce moment ;
- les dosages de l'extrait et du raffinat sont opérés en parallèle jusqu'à obtention d'une constance dans les teneurs des phases : on est alors assuré que le régime permanent est atteint ; l'expérience a montré que le régime permanent est généralement établi au bout de 45 mn de fonctionnement.
- on vérifie aussi souvent que possible le maintien des conditions opératoires ( débits, vitesse de rotation ) .
- lorsqu'on est assuré d'avoir atteint le régime permanent ( sur la base des résultats des dosages ), on arrête la manipulation; quelques minutes après, on vidange l'extracteur et on mesure les volumes des phases en présence.
- on prélève un échantillon de l'alimentation pour analyse (détermination précise de la teneur en iode )
- on effectue un bilan matière du soluté : si celui-ci se vérifie à  $\pm 6\%$  , les valeurs trouvées sont acceptables et pourront servir dans les calculs ultérieurs ; dans le cas contraire, les valeurs sont à rejeter et l'expérience est à refaire ;



Pour chaque manipulation, nous disposons des valeurs suivantes :

- . teneur de l'alimentation  $C_{RI}$
- . teneur du solvant (nulle)  $C_{E2} = 0$
- . teneur de l'extrait  $C_{EI}$
- . teneur du raffinat  $C_{R2}$
- . vitesse de rotation ( mesurée à l'aide d'un compte-tours )
- . débits alimentation et solvant  $Q_c$  et  $Q_d$

7-5 CALCULS A EFFECTUER POUR CHAQUE ESSAI :

- Calcul de  $K_R \cdot a$  :

Nous avons établi, dans la partie théorique, l'expression du flux molaire de transfert de soluté dans le cas où les solutions sont diluées et  $m$  est constant ;

En désignant par  $S$  la section de l'espace annulaire, par  $H$  la hauteur de colonne, l'expression du débit massique  $M$  s'écrit :

$$M = K_R \cdot a \cdot S \cdot H \cdot (C_R - C_R^+)_{OH}$$

$C_R$  et  $C_R^+$  sont alors des teneurs du raffinat en soluté (g/l)

Dans la suite  $K_R$  sera désigné par  $K_c$  ;

D'autre part,

$$M = Q_c (C_{RI} - C_{R2}) = Q_d (C_{EI})$$

$$S = \frac{\pi}{4} (d_C^2 - d_R^2)$$

L'expression de  $K_c \cdot a$  peut alors s'écrire :

$$K_c \cdot a = \frac{Q_c \cdot (C_{RI} - C_{R2})}{\frac{\pi}{4} (d_C^2 - d_R^2) \cdot H \cdot (C_R - C_R^*)_{OR}}$$

$d_C, d_R, H$  en dm

$Q_c$  en l/h

teneurs en g/l

----->  $K_c \cdot a$  en  $h^{-1}$

On peut aussi exprimer  $K_d \cdot a$  :

$$K_d \cdot a = \frac{Q_d (C_{EI})}{\frac{\pi}{4} (d_C^2 - d_R^2) \cdot H \cdot (C_E^* - C_E)_{OM}}$$

- calcul de  $(HUT)_{OR}$  :

On rappelle que  $(HUT)_{OR}$  est la hauteur d'unité de transfert global relative au raffinat;

Si  $V_c$  est la vitesse axiale de la phase aqueuse :

$$V_c = Q_c / S$$

$$\text{d'où : } (HUT)_{OR} = V_c / K_c \cdot a = Q_c / S \cdot K_c \cdot a$$

$Q_c$  en l/h

$S$  en  $dm^2$

$K_c \cdot a$  en  $h^{-1}$

----->  $(HUT)_{OR}$  en dm

Dans la suite,  $(HUT)_{OR}$  sera désigné par  $(HUT)_{OC}$

- calcul du nombre de plateaux théoriques n :

La relation (II) établie dans la partie théorique et adaptée à nos conventions s'écrit :

$$n = \frac{- \ln \left( \frac{C_{R1}}{C_{R2}} \cdot (I - r) + r \right)}{\ln r}$$

avec  $r = Q_c / m \cdot Q_d$  , m étant le coefficient de partage.

---

- calcul du HETS :

$$\text{HETS} = H / n$$

---

- calcul du nombre de Reynolds : Re

$$\text{Re} = 2b \cdot V_c \cdot \rho_c / \mu_c$$

b espace annulaire en cm

$V_c$  débit de phase continue par unité de section d'annulaire (cm/s)

$\rho_c$  masse volumique de la phase continue ( 0,998 g/cm<sup>3</sup> à 19 °C )

$\mu_c$  viscosité de la phase continue ( 0,01 poise )

Compte tenu des très faibles teneurs en iode de la phase continue,  $\rho_c$  et  $\mu_c$  sont pris égaux à ceux de l'eau pure à la même température ( 19 °C ) .

---

- calcul du nombre de Taylor modifié : Taym :

On rappelle que  $Taym = Tay / R_g = Tay \cdot \frac{d_R}{d_C}$

d'où :

$$Taym = \frac{\omega \cdot r_m^{1/2} \cdot b^{3/2} \cdot f_c \cdot d_R}{\mu_c \cdot d_C}$$

$\omega$  vitesse angulaire du rotor ( rd/s )

$r_m$  rayon moyen de l'espace annulaire ( cm ) =  $(d_C + d_R) / 4$

---

7-6

R E S U L T A T S  
E T  
I N T E R P R E T A T I O N

---

7-6-I Détermination des régimes d'écoulement :

Il s'agit de calculer  $Re$ ,  $Tay$ , et  $Taym$  relatifs à nos diverses conditions opératoires aux fins de vérifier que toutes nos expériences se sont déroulées en régime transitoire ( vortex ) et turbulent .

Les résultats sont consignés dans le tableau n° I ;

La confrontation de nos valeurs avec le graphe qui figure la délimitation des différents types d'écoulement permet de s'assurer que nos expériences ont été effectivement menées dans les conditions citées ci-dessus ( région vortex + turbulence ) .

---

Tableau N° I

N tr/min	Qc l/h	Qd l/h	Re	Tay	Tay.m	Diamètre Rotor mm
300	10	10	19,6	34540	17270	d <sub>R</sub> = 60
400	13,6	13,6	26,7	46090	23050	
600	7,9	7,9	15,5	69080	34540	
200	13,3	13,3	23,5	13220	8815	d <sub>R</sub> = 80
300	5	5	8,8	19820	13215	
400	14	14	24,7	26450	17630	
200	10	10	16	4900	4090	d <sub>R</sub> = 100
300	10	10	16	7350	6125	
400	10	10	16	9795	8160	
200	10	10	15,3	1770	1625	d <sub>R</sub> = 110
300	5	5	7,6	2660	2435	

7-6-2 Etude de l'influence de la variation des débits sur le transfert de matière :

Nous rappelons la relation établie précédemment et liant les  $(HUT)_{oc}$  aux  $(HUT)$  individuels : pour le raffinat, par exemple :

$$(HUT)_{oc} = (HUT)_c + \frac{Q_c}{m \cdot Q_d} \cdot (HUT)_d$$

Le but de cette étude est d'obtenir les valeurs de  $(HUT)_c$  et  $(HUT)_d$  pour notre système ; pour cela, une méthode consiste à porter  $(HUT)_{oc}$  en fonction de  $Q_c / Q_d$  ; mais les résultats ne seraient valables que si on suppose que les  $(HUT)$  sont indépendants des débits ; en fait,  $(HUT)_c$  en dépend faiblement ;

D'autre part, une étude complète aurait nécessité, pour les quatre rotors dont nous disposons, l'emploi de plusieurs vitesses de rotation ; malheureusement, faute de temps, seuls les rotors de diamètres 110 et 80 mm ont pu faire l'objet de cette étude, aux vitesses de rotation respectives 200 et 300 t/mm .

Les résultats obtenus sont consignés dans le tableau n° II ;

Les graphes obtenus en portant  $(HUT)_{oc}$  en fonction de  $Q_c / Q_d$  , pour les rotors étudiés, sont représentés ci-contre.

---

INTERPRETATION

Les graphes montrent que, pour les deux rotors,  $(HUT)_{oc}$  croît linéairement lorsque  $Q_c / Q_d$  augmente ;

La lecture de ces graphes permet de déduire les points suivants :

• pour le rotor de diamètre 110 mm, à N = 200 t/mn :

$$\text{ordonnée à l'origine} = (\text{HUT})_c = \underline{2 \text{ cm}}$$

$$\text{pente} = (\text{HUT})_d / m = 3,2$$

$$\text{d'où} : (\text{HUT})_d = 70 \cdot 3,2 = \underline{574 \text{ cm}}$$

• pour le rotor de diamètre 80 mm, à N = 300 t/mn :

$$\text{ordonnée à l'origine} = (\text{HUT})_c = \underline{2 \text{ cm}}$$

$$\text{pente} = (\text{HUT})_d / m = 15,15$$

$$\text{d'où} : (\text{HUT})_d = 70 \cdot 15,15 = \underline{1060 \text{ cm}}$$

---

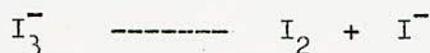
Nous remarquons que, pour les deux rotors, et à des vitesses de rotation différentes, la valeur de  $(\text{HUT})_c$  est identique et faible ( 2 cm ) ; ce résultat est en accord avec les travaux de Thornton et Pratt ( 5 ) .

CONSEQUENCE :

On déduit que la résistance au transfert réside dans la phase organique, car elle présente la valeur de  $(\text{HUT})$  la plus élevée; par contre, la contribution de la phase aqueuse à la résistance globale au transfert est minime, comparativement à celle de la phase organique, vu que  $(\text{HUT})_c$  est faible ( 2 cm ) .

L'explication en est la suivante :

La réaction ci-dessous a lieu dans la phase aqueuse :



Compte tenu de sa vitesse élevée, et en supposant qu'elle se produise à l'interface ( la mobilité de l'ion  $\text{I}_3^-$  dans la phase aqueuse est grande ),

on peut avancer qu'il existe un gradient de concentration en  $I_2$  qui s'exerce, dans la phase aqueuse, à très faible distance de l'interface; en conséquence, étant donné que l'interface ne présente pas de résistance au transfert, seule la phase organique peut ralentir le transfert .

Remarque :

nos résultats corroborent ceux trouvés par Thornton et Pratt ( 5 ), selon lesquels la résistance au transfert réside dans la phase dispersée .

---

Variation du HETS :

Le tableau n° II permet aussi le tracé du graphe relatif à la variation du HETS en fonction de  $Q_c / Q_d$  .

Ce graphe permet de déduire que HETS varie dans le même sens que le taux de débits : le transfert de matière est donc défavorisé lorsque  $Q_c / Q_d$  croît .

---

## Tableaux N° II

Rotor  $d_R = 80 \text{ mm}$  $N = 300 \text{ tr/mn}$ 

$C_{R1}$ g/l	$C_{R2}$ g/l	$C_{E1}$ g/l	$Q_c$ l/h	$Q_d$ l/h	$K_c \cdot a$ $h^{-1}$	$(HUT)_{oc}$ cm	$n$	HETS cm
0,3590	0,0878	0,2740	5	5	4,52	17,6	0,329	76,0
0,3590	0,1140	0,3430	7,5	5	5,52	21,6	0,295	84,8
0,3570	0,1905	0,3270	10	5	4,03	39,5	0,173	144,6
0,3445	0,1895	0,3300	12,5	5	4,79	41,5	0,175	143,2

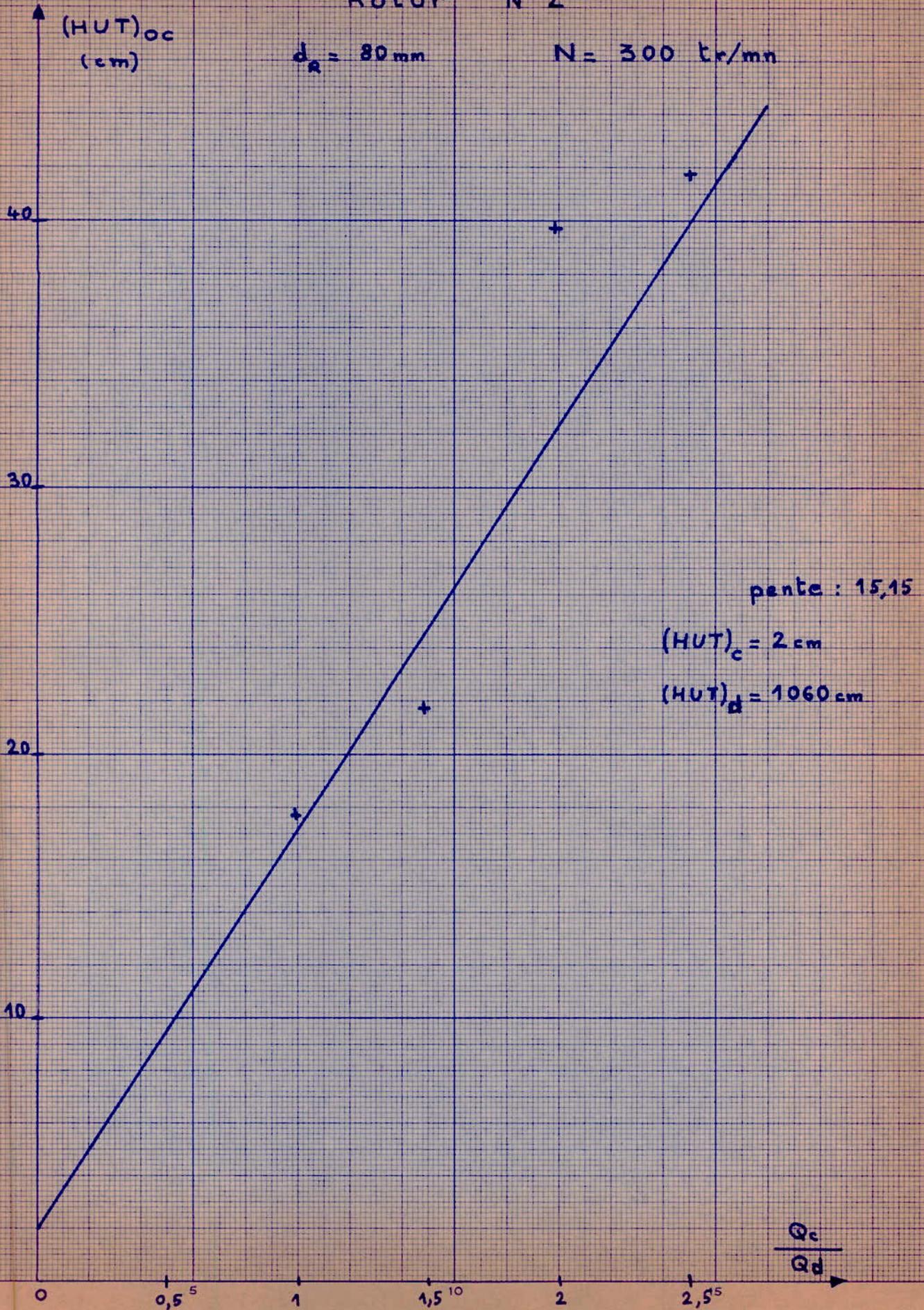
Rotor  $d_R = 110 \text{ mm}$  $N = 200 \text{ tr/mn}$ 

$C_{R1}$ g/l	$C_{R2}$ g/l	$C_{E1}$ g/l	$Q_c$ l/h	$Q_d$ l/h	$K_c \cdot a$ $h^{-1}$	$(HUT)_{oc}$ cm	$n$	HETS cm
0,3260	0,0306	0,3050	10	10	52,9	10,4	0,554	45,1
0,3280	0,0578	0,4085	12	8	46,68	14,2	0,447	55,9
0,3280	0,0780	0,4600	10	5	32,22	17,1	0,398	62,8
0,3535	0,1205	0,5750	12,5	5	30,22	22,9	0,316	79,1

Rotor N° 2

$d_R = 80 \text{ mm}$

$N = 300 \text{ tr/mn}$



Rotor N°4

$d_R = 110 \text{ mm}$

$N = 200 \text{ tr/mm}$

$(HVT)_{oc}$   
(cm)

20

15

10

5

pende : 8,2

$(HVT)_c = 2 \text{ cm}$

$(HVT)_d = 574 \text{ cm}$

$\frac{Q_c}{Q_d}$

0

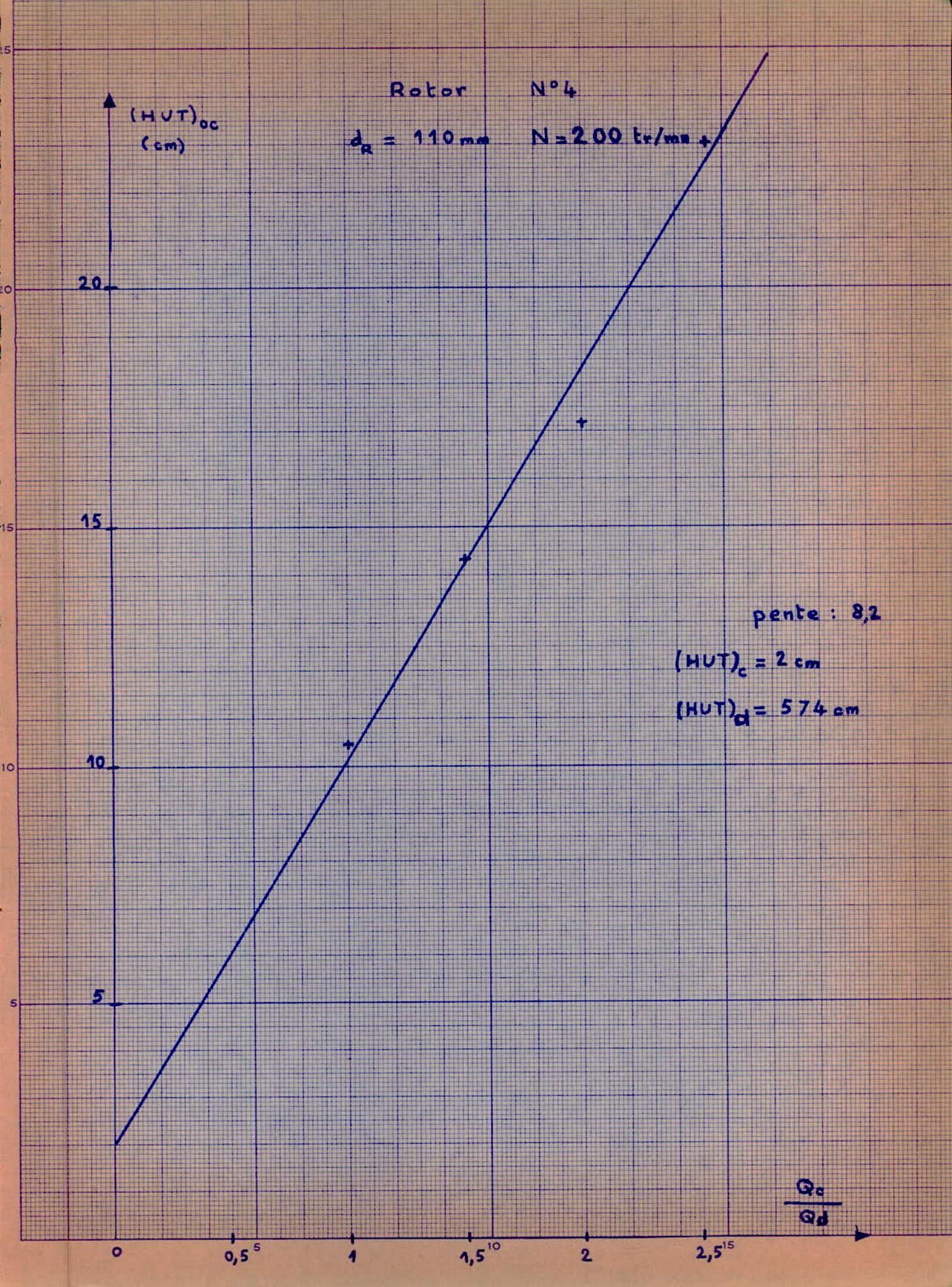
0,5<sup>5</sup>

1

1,5<sup>10</sup>

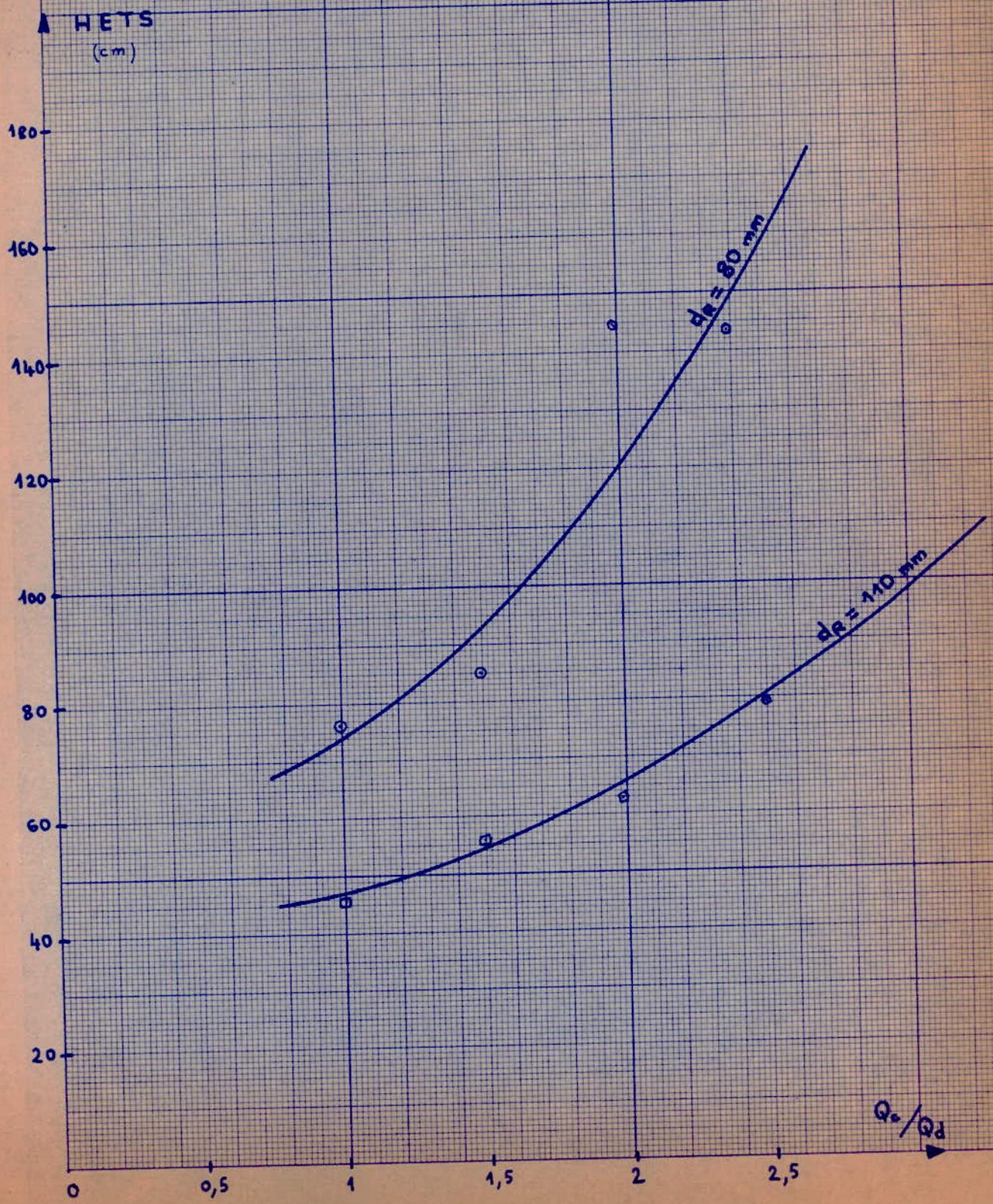
2

2,5<sup>15</sup>



France

# Variation du HETS avec le taux de débits



7-6-3 Influence de la variation de la vitesse de rotation N  
sur le transfert de matière :

---

Cette étude a été réalisée à un taux de débits  $Q_c / Q_d$  constant et égal à 1, et pour différentes vitesses .

L'influence de la variation de la vitesse de rotation sur le transfert de l'iode sera mise en évidence en construisant les graphes :

$$(\text{HUT})_{\text{oc}} = f(N) \quad \text{et} \quad \text{HETS} = f(N)$$

Les résultats obtenus sont portés dans le tableau n° III ;

Les graphes déduits sont figurés ci-après.

---

INTERPRETATION

L'observation de ces graphes montre que, pour un espace annulaire donné,  $(\text{HUT})_{\text{oc}}$  et HETS varient en sens inverse de la vitesse de rotation ;

En d'autres termes, le transfert de matière est favorisé par les vitesses de rotation élevées. Ceci est du à une turbulence plus grande, qui entraîne une dispersion plus importante, et par conséquent, engendre une surface de contact plus étendue .

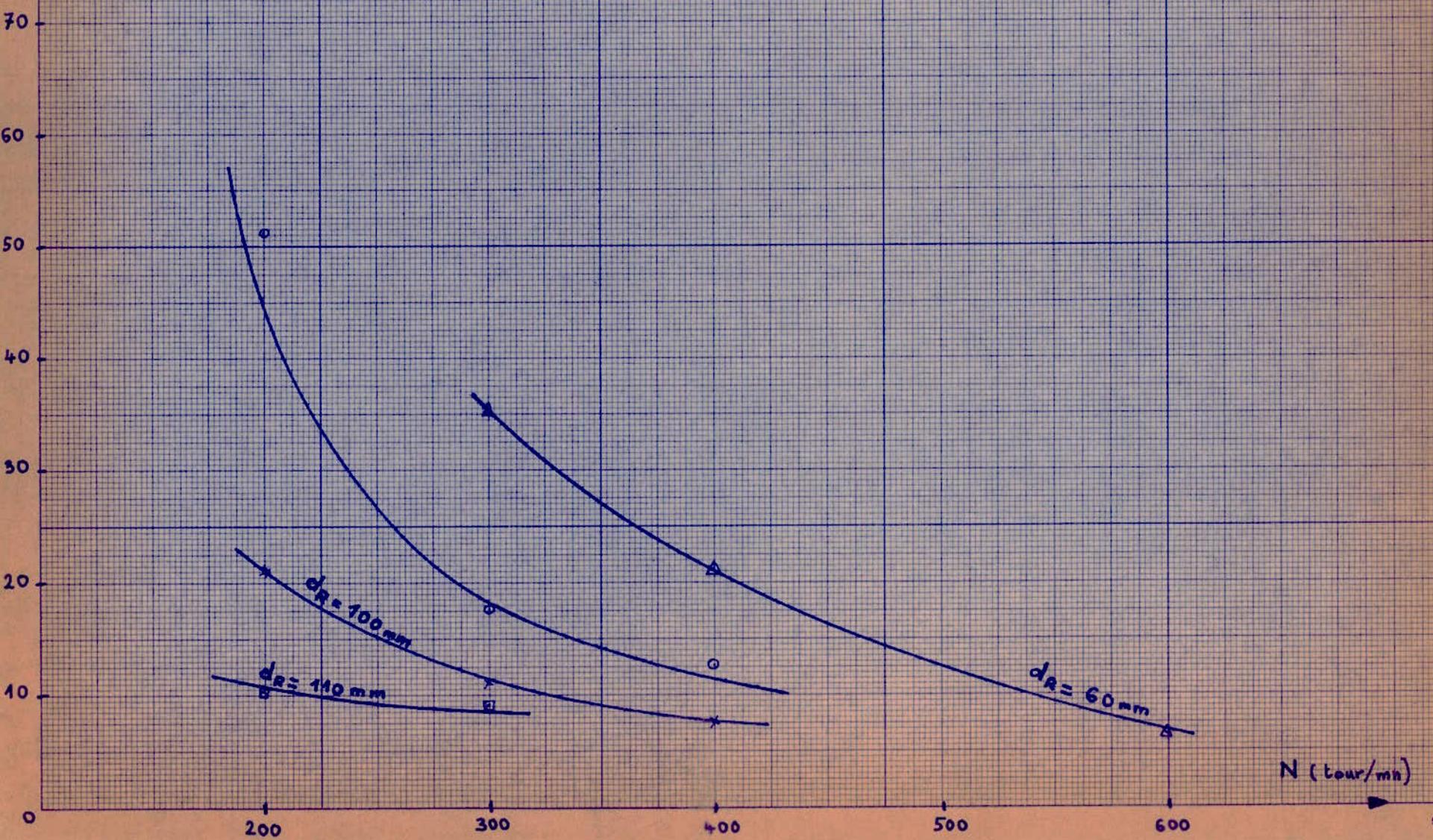
---

Tableau N<sup>o</sup> III

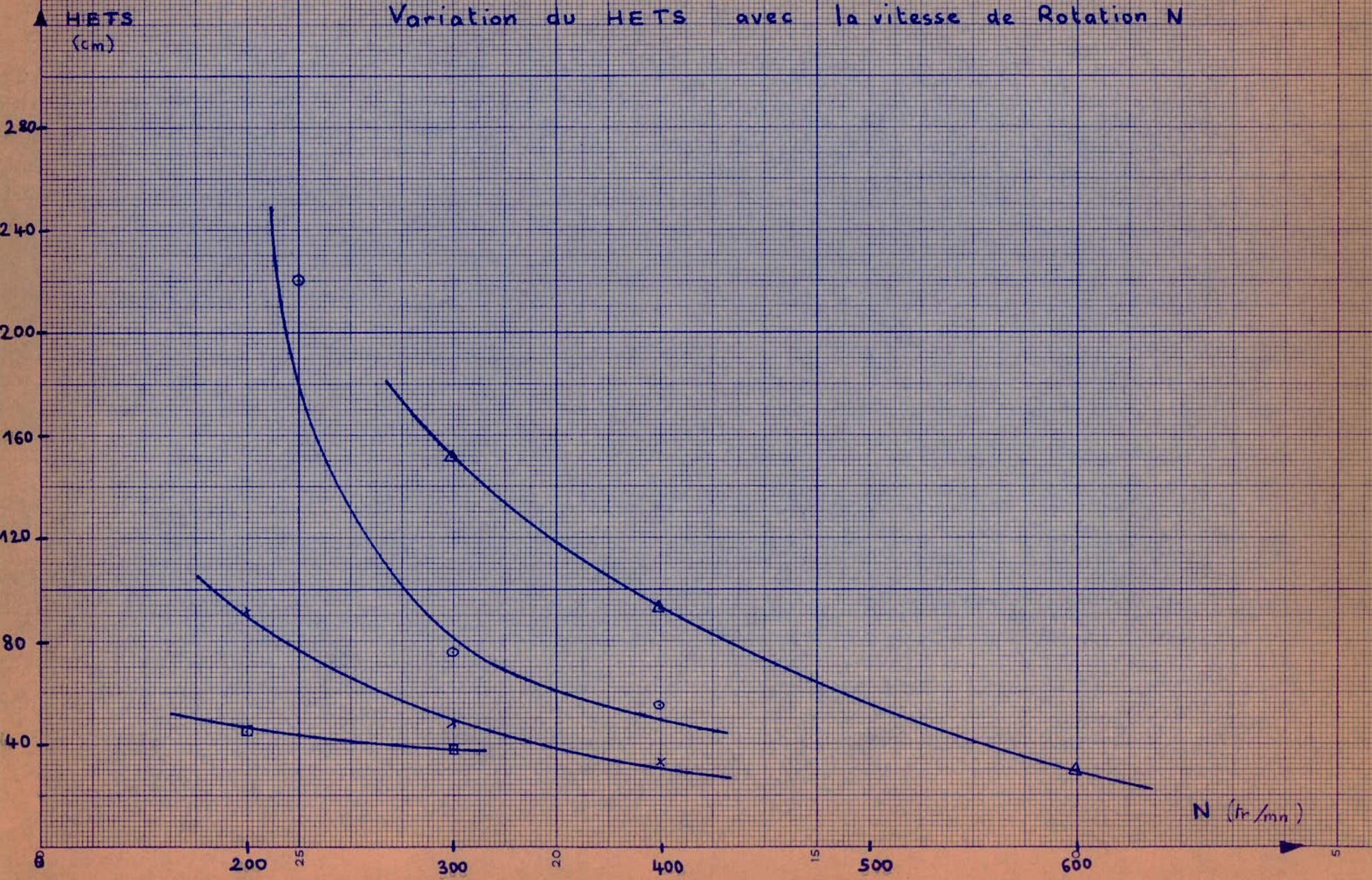
$d_R$ mm	N t/mn	$C_{R1}$ g/e	$C_{R2}$ g/e	$C_{E1}$ g/e	$Q_c$ e/R	$Q_d$ e/R	$K_c \cdot a$ $R^{-1}$	$(HUT)_{oc}$ cm	n	HETS cm
60	300	0,3100	0,1530	0,1566	10	10	3,35	35,2	0,164	151,9
	400	0,4020	0,1265	0,2760	13,6	13,6	7,46	21,4	0,270	92,6
	600	0,3840	0,0103	0,4050	7,9	7,9	13,46	6,9	0,837	29,8
80	200	0,3710	0,2280	0,1425	13,3	13,3	4,14	51,1	0,113	220,6
	300	0,3590	0,0878	0,2740	5	5	4,51	17,6	0,329	76,0
	400	0,3710	0,0533	0,3170	14	14	17,44	12,7	0,454	55,0
100	200	0,3150	0,0980	0,2160	10	10	13,60	21,2	0,272	91,7
	300	0,3370	0,0365	0,3100	10	10	25,97	11,1	0,520	48,0
	400	0,3370	0,0139	0,3330	10	10	37,31	7,7	0,747	33,4
110	200	0,3260	0,0306	0,3050	10	10	52,90	10,4	0,554	45,1
	300	0,3180	0,0220	0,2820	5	5	29,85	9,2	0,625	39,9

$(HUT)_{oc}$   
(cm)

Variation du  $(HUT)_{oc}$  avec la Vitesse de Rotation N



Variation du HETS avec la vitesse de Rotation N



7-6-4 Influence de la variation de l'espace annulaire sur le transfert de matière :

---

Les conditions dans lesquelles cette étude a été réalisée sont les suivantes :

taux de débits T égal à I  
vitesse de rotation N égale à 300 t/mn

Les résultats sont groupés dans le tableau n° IV ; l'influence de ce paramètre sur le transfert de matière sera montrée en portant  $(HUT)_{oc}$  et HETS en fonction de l'espace annulaire .Les graphes sont représentés dans les pages suivantes ;

---

INTERPRETATION

On peut déduire que  $(HUT)_{oc}$  et HETS varient dans le même sens que l'espace annulaire ; par conséquent, le transfert de l'iode est favorisé par les faibles espaces annulaires, pour la même raison que celle invoquée précédemment .

---

Tableau N° IV

$d_R$ cm	$b$ cm	$(HUT)_{oc}$ cm	HETS cm
6	3	35,2	151,9
8	2	17,6	76,0
10	1	11,1	48,0
11	0,5	9,2	39,9

Taux de débits = 1

Vitesse de rotation  $N = 300$  tr/mn

France

▲  $(HUT)_{oc}$   
(cm)

Variation du  $(HUT)_{oc}$  avec l'espace annulaire

$\bar{\omega}$   $N = 300$  tr/mn

40

30

20

10

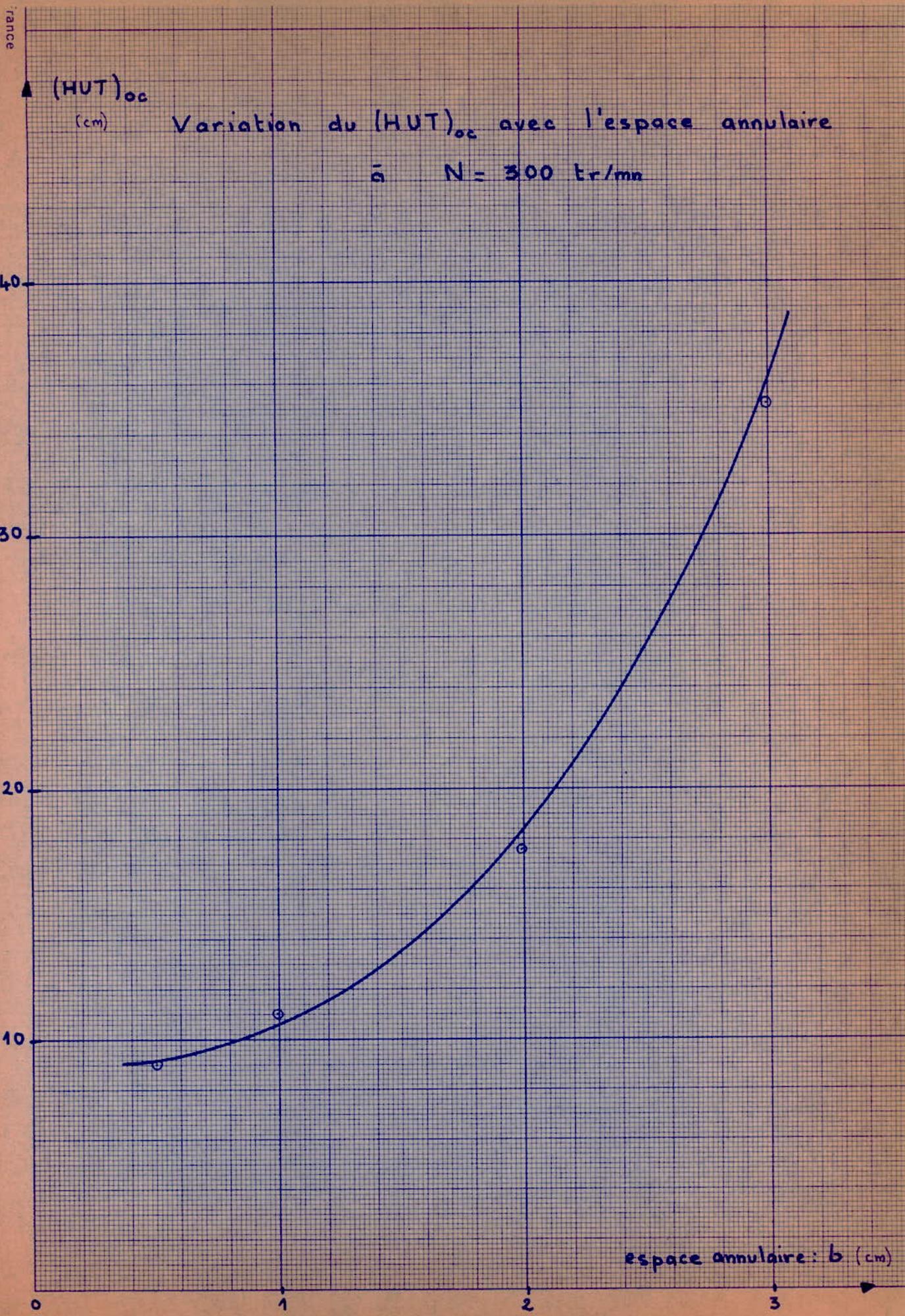
0

1

2

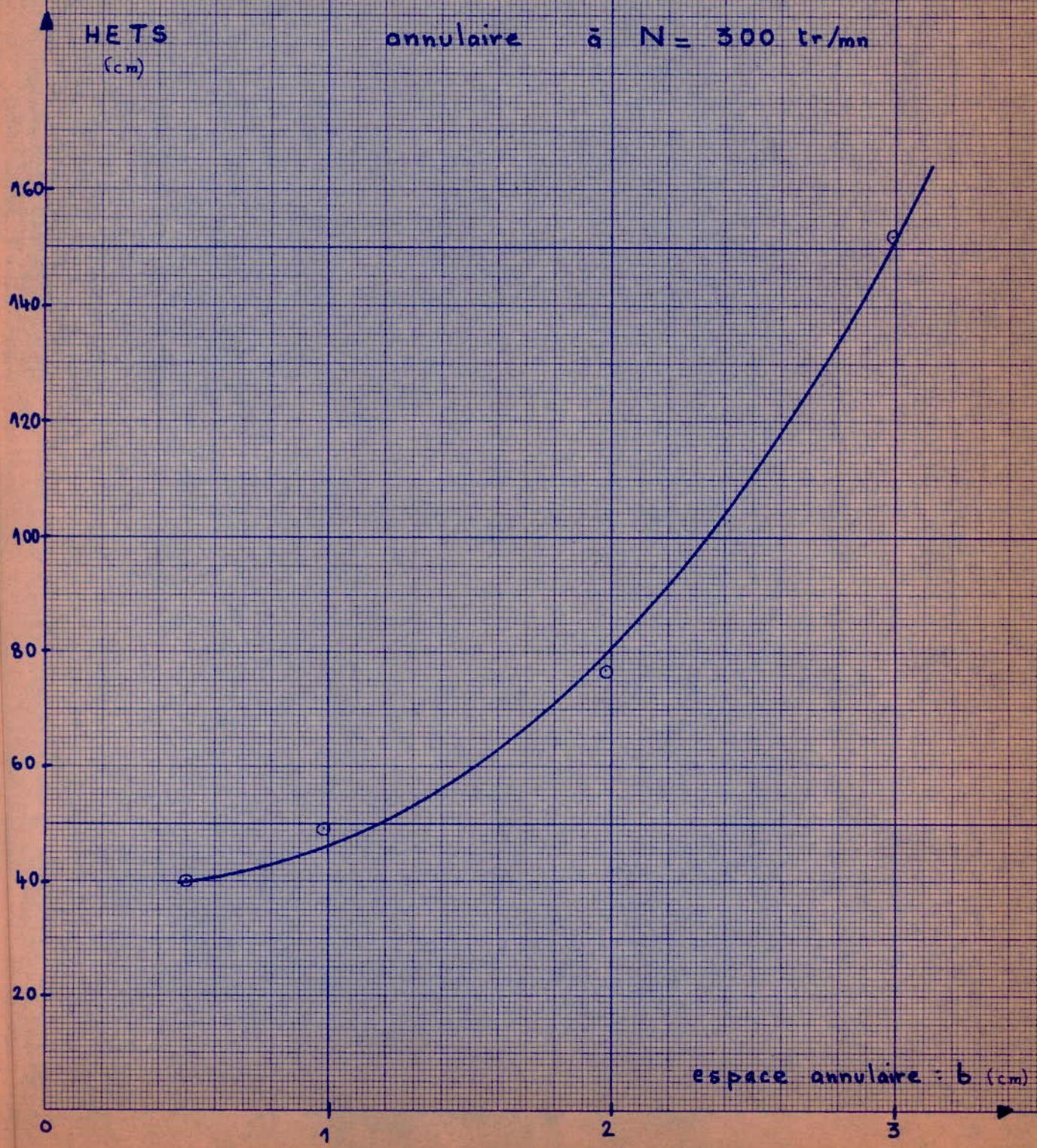
3

espace annulaire:  $b$  (cm)



0

Variation du HETS avec l'espace annulaire à  $N = 300$  tr/mn



7-7

DETERMINATION DU FACTEUR K INTERVENANT DANS LA  
CORRELATION PERMETTANT LE CALCUL DE  $(HUT)_d$

Nous avons vu , dans les pages précé -  
dentes, qu'il était possible de déterminer  $(HUT)_d$  en portant  $(HUT)_{oc}$  en fonc-  
tion de  $Q_c / m.Q_d$  ; cependant, il est intéressant d'obtenir pour ce type  
d'appareil et un système donné une corrélation générale qui permette le cal-  
cul de  $(HUT)_d$  à partir des dimensions de l'extracteur .

$(HUT)_d$  dépend essentiellement des para-  
mètres suivants ( Thornton et Pratt, ( 5 ) ) :

$$d_e , d_R , N , g$$

L'analyse dimensionnelle met en évidence trois groupe-  
ments adimensionnels ; on peut écrire alors :

$$\frac{(HUT)_d}{d_e} = K \cdot \left( \frac{d_e \cdot N^2}{g} \right)^a \cdot \left( \frac{d_c}{d_R} \right)^b$$

Les exposants a et b ont été déterminés par Thornton et  
Pratt ( 5 ) à partir de travaux expérimentaux portant sur différents transferts :

$$a = - 0,74 \qquad b = 2,31$$

a et b sont indépendants du sens du transfert et du sys-  
tème considéré.

La constante K est fonction des propriétés physiques du  
système et de la direction du transfert ;

Détermination expérimentale de K :

Nous admettrons les valeurs  $a = -0,74$  et  $b = 2,31$  pour notre système et notre sens de transfert ;

Il n'a été possible de déduire expérimentalement  $(HUT)_d$  que pour deux rotors ( diamètres 80 et 110 mm ) et à une vitesse de rotation ( 300 et 200 t/mm respectivement ) ; ceci est insuffisant pour une détermination correcte de K ; mais , étant donné que nos résultats montraient que  $(HUT)_c$  était à peu près constant et faible ( ce qui corroborait les résultats de Thornton et Pratt ), le calcul des valeurs de  $(HUT)_d$  pour les autres rotors a pu être opéré ;

En effet ,

$$(HUT)_d = (HUT)_{od} - m \cdot \frac{Q_d}{Q_c} \cdot (HUT)_c$$

En admettant  $(HUT)_c = 2 \text{ cm}$  , valeur trouvée précédemment, et compte tenu, d'une part que  $m$  est égal à 70, et que, d'autre part, nos expériences ont été réalisées à un taux de débits égal à 1, on peut écrire :

$$\underset{\text{cm}}{(HUT)_d} = \underset{\text{cm}}{(HUT)_{od}} - 140$$

Cette façon de procéder nous a permis de porter  $(HUT)_d / d_e$  en fonction de

$$\left( \frac{d_c \cdot N^2}{g} \right)^{-0,74} \cdot \left( \frac{d_c}{d_R} \right)^{2,31}$$

et de trouver une valeur moyenne de K pour notre système .

Les résultats sont consignés dans le tableau n° V ;

Tableau N° V

Diametre Rotor mm	N tr/mn	(HUT) <sub>od</sub> cm	(HUT) <sub>d</sub> cm	$\left(\frac{d_c N^2}{g}\right)^{-0,74} \cdot \left(\frac{d_c}{d_R}\right)^{2,31}$	$\frac{(HUT)_d}{d_c}$
d <sub>R</sub> = 60	300	2474	2334	11,90	194
	400	1502	1362	7,77	113,5
	600	446	306	4,26	25,5
d <sub>R</sub> = 80	200	3596	3456	11,2	287,5
	300	1221	1060 *	6,1	88,3
	400	896	756	3,99	63,0
d <sub>R</sub> = 100	200	1496	1356	6,68	113
	300	756	616	3,66	51,4
	400	527	387	2,39	32,2
d <sub>R</sub> = 110	200	709	574 *	5,35	47,8
	300	681	541	2,93	45,1

\* : Valeurs déterminées graphiquement.

La variation de  $(HUT)_d / d_C$  est représentée sur le graphe ci-joint ;

La droite moyenne obtenue a pour pente 15 ;

$$\text{donc : } K = 15$$

Par conséquent, pour notre système, la corrélation donnant  $(HUT)_d$  s'écrit :

$$(HUT)_d = 15 \cdot d_C \cdot \left| \frac{d_C \cdot N^2}{g} \right|^{-0,74} \left| \frac{d_C}{d_R} \right|^{2,31}$$

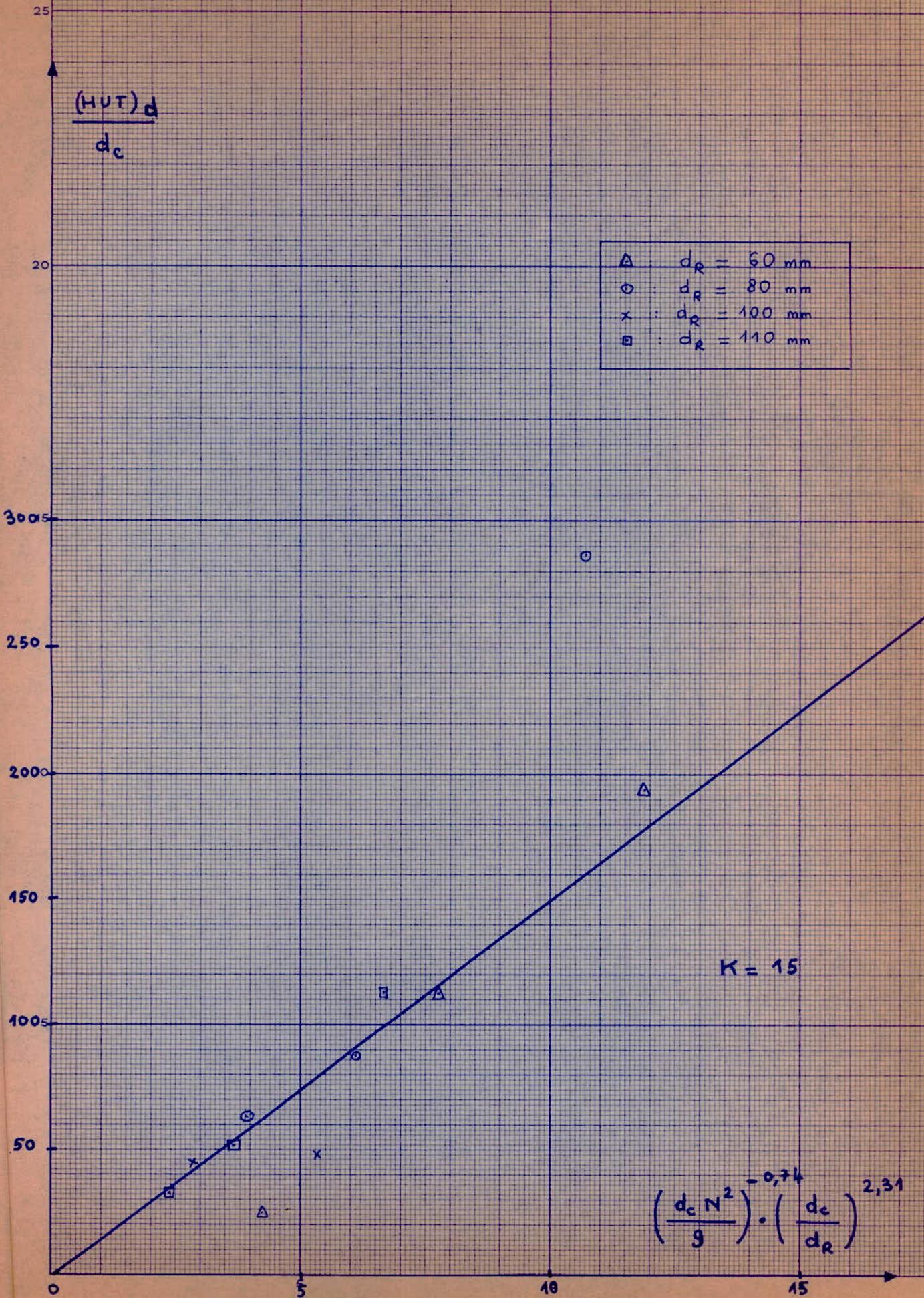
$d_C, d_R$  en cm

N en t/mm  $\longrightarrow$   $(HUT)_d$  en cm

g en cm/s<sup>2</sup>

Cette corrélation empirique est intéressante car elle va permettre le calcul d'un appareil de ce type pour le système :

( eau + KI( Ig/l ) ) - iode - toluène



7-8

DETERMINATION DU FACTEUR K' INTERVENANT DANS  
LA CORRELATION DONNANT LE HETS

Les résultats des travaux de DAVIES et WEBER ( ) portant sur l'étude de l'extraction liquide-liquide pour le système solution acide nitrique-nitrate d'uranyle-kérosène à 2,5 % en volume de tributylphosphate, ont montré que le HETS est fonction uniquement du nombre de Taylor et de l'espace annulaire ; ils ont établi expérimentalement la corrélation suivante :

$$\text{HETS} = K' \cdot b^{3,65} \cdot \frac{I}{(\text{Taym})^{2,2}}$$

b espace annulaire en cm

Taym nombre de Taylor modifié

HETS en cm

K' est une constante qui dépend essentiellement des propriétés physiques du système .

Détermination expérimentale de K' pour notre système :

tion de  $\frac{b^{3,65}}{(\text{Taym})^{2,2}}$  ;

K' sera déterminé en portant HETS en fonction de

Les résultats sont groupés dans le tableau n° VI ; la variation de HETS est représentée sur le graphe ci-joint ; La droite moyenne obtenue a pour pente :

$$7,9 \cdot 10^9$$

Par conséquent, la corrélation donnant HETS pour notre système

s'écrit :

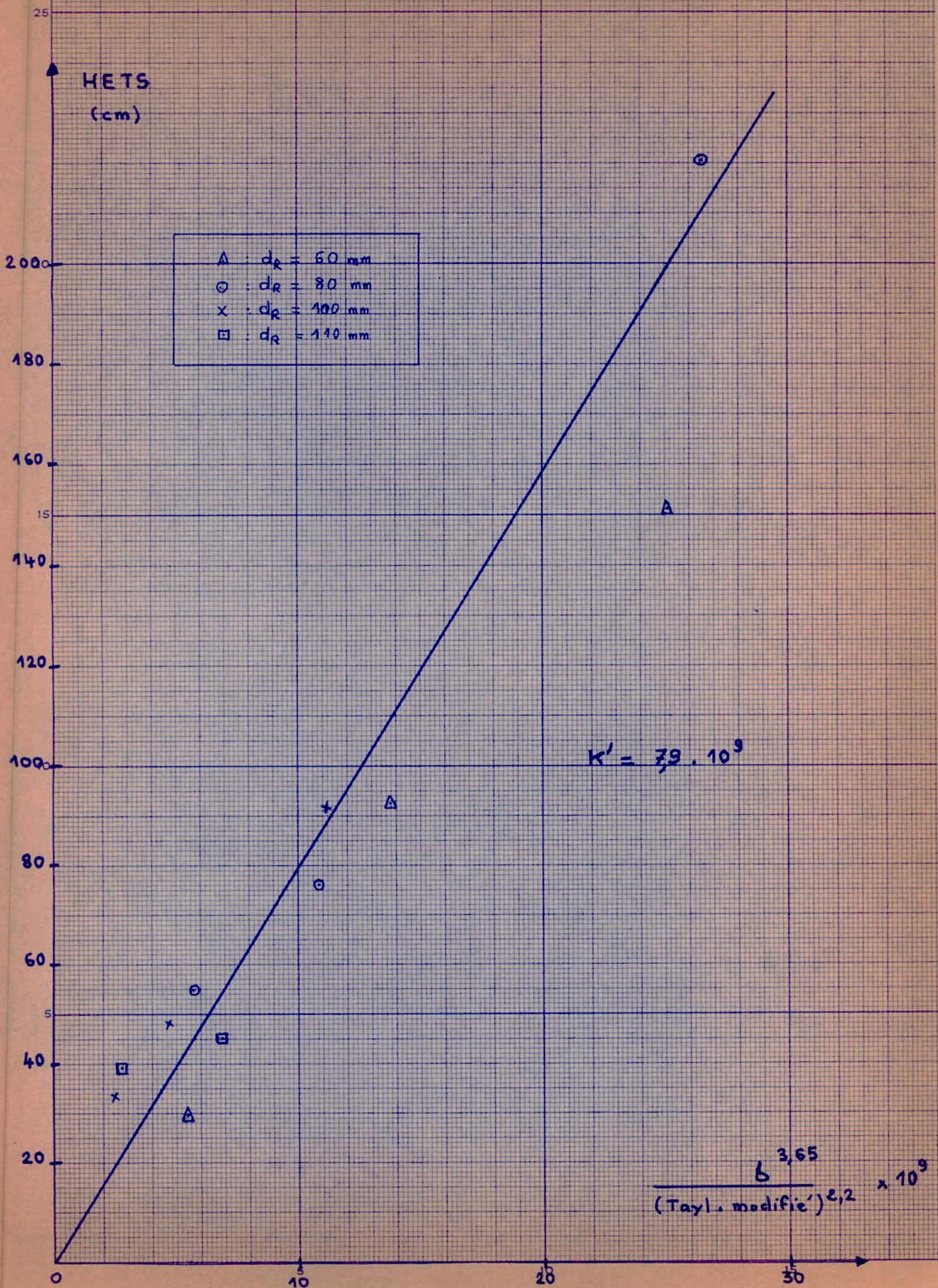
$$\text{HETS} = 7,9 \cdot 10^9 \frac{b^{3,65}}{(\text{Taym})^{2,2}}$$

HETS en cm ,      b en cm

---

Tableau N° VI

diamètre du Rotor mm	b cm	N t <sub>z</sub> /mm	Taym	(Taym) <sup>2,2</sup>	$\frac{b^{3,65}}{(Taym)^{2,2}}$	HETS cm
d <sub>R</sub> = 60	3	300	17270	2,19 . 10 <sup>9</sup>	25,1 . 10 <sup>9</sup>	151,9
		400	23050	3,98 . //	13,8 . //	92,6
		600	34540	9,99 . //	5,5 . //	29,8
d <sub>R</sub> = 80	2	200	8815	4,7 . 10 <sup>8</sup>	26,5 . //	220,6
		300	13215	1,15 . 10 <sup>9</sup>	10,84 . //	76,0
		400	17630	2,19 . 10 <sup>9</sup>	5,69 . //	55,0
d <sub>R</sub> = 100	1	200	4090	0,89 . 10 <sup>8</sup>	11,20 . //	91,7
		300	6125	2,15 . 10 <sup>8</sup>	4,65 . //	48
		400	8160	4 . 10 <sup>8</sup>	2,50 . //	33,4
d <sub>R</sub> = 110	0,5	200	1625	1,15 . 10 <sup>7</sup>	6,99 . //	45,1
		300	2435	2,90 . 10 <sup>7</sup>	2,77 . //	39,9



C O N C L U S I O N

Rappelons brièvement les résultats que nous avons obtenus :

- L'efficacité de l'extraction relative à notre système est d'autant meilleure que la vitesse de rotation est plus grande et que l'espace annulaire est plus faible .

- La résistance au transfert se trouve dans la phase dispersée ; le  $(HUT)_c$  de la phase continue est très faible et peut être considéré comme constant; pour notre système, nous admettrons donc :

$$(HUT)_c = 2 \text{ cm}$$

- Pour notre système, nous avons abouti aux deux corrélations :

$$\frac{(HUT)_d}{d_c} = 15. \left( \frac{d_c \cdot N^2}{g} \right)^{-0,74} \left( \frac{d_c}{d_R} \right)^{2,31}$$

$$HETS = 7,9. 10^9 \cdot b^{3,25} / (Taym)^{2,2}$$

Ces deux relations appellent la remarque suivante :

Etant donné que le HETS dépend en fait du taux de débits aux faibles vitesses de rotation d'une part, et que d'autre part, cette notion fait intervenir une variation de la concentration par étage alors que réellement cette concentration varie différentiellement avec la hauteur de la colonne, on conçoit que cette hauteur soit calculée d'une manière plus rigoureuse à partir de la corrélation donnant le  $(HUT)_d$  ; cette corrélation sera donc utilisée pour le calcul de ce type d'appareil .

L'intérêt de ce type d'extracteur réside dans les points suivants :

- il permet un HETS faible à vitesse de rotation élevée : ses performances sont alors meilleures que celles des colonnes à garnissages ou à plateaux ;
- il permet un temps de séjour faible : d'où son emploi dans l'industrie pharmaceutique ( antibiotiques, vitamines ) ;
- simplicité dans la construction et dans l'entretien ;

L'inconvénient majeur réside dans le fait qu'il ne peut traiter de gros débits : il sera inopérant dans l'industrie pétrolière par exemple, mais utilisé dans les industries fines ( pharmaceutiques par exemple ) ; il est d'ailleurs fortement concurrencé par l'extracteur centrifuge, qui présente un temps de séjour aussi faible, et dont les performances sont meilleures .

---

M E T H O D E   D E   C A L C U L

D E            C E

T Y P E   D ' A P P A R E I L

## I - INTRODUCTION.

Nous allons exposer dans ce qui suit la méthode de calcul des dimensions des extracteurs à cylindres coaxiaux, en utilisant les résultats auxquels nous avons abouti dans la partie expérimentale de notre étude. Cette méthode sera illustrée par un exemple de calcul. Mais auparavant, pour que notre étude soit complète, nous exposeront théoriquement la manière dont est conduite la mise en oeuvre d'une extraction liquide-liquide.

## II - MISE EN OEUVRE D'UNE EXTRACTION LIQUIDE-LIQUIDE.

### 1°-Présentation du problème.

Les deux objectifs principaux que l'on se fixe lors du calcul d'un extracteur sont les suivants :

- Assurer le traitement d'une quantité de charge en un temps donné qui est imposée par le procédé de fabrication dans lequel va s'incérer l'extraction.
- Fournir des produits répondant à certaines spécifications de pureté, tout en respectant un certain taux de récupération.

La première de ces obligations est liée à la capacité limite de l'appareil, qui dépend des phénomènes hydrodynamiques ; la seconde dépend de la difficulté de la séparation, c'est à dire des phénomènes de transfert de masse.

### 2° - Choix du solvant.

Dans certains cas le choix du solvant ne se pose pas ; celui-ci est imposé par le procédé de fabrication .Nous indiquons ci-après les principaux critères qui vont guider dans le choix du solvant le plus approprié pour une extraction donnée.

#### 1 - La sélectivité.

Elle représente la capacité d'un solvant à extraire un composé ( le soluté) préférentiellement à l'autre constituant ( diluant) ; le meilleur solvant est celui qui dissout le maximum d'un composé et le minimum de l'autre ; un cas idéal serait constitué par un couple solvant-diluant immiscibles.

2 - Coéfficient de partage du soluté.

Il doit être élevé : le solvant doit posséder une grande **capacité** de dissolution du soluté car cela entraîne une diminution de la quantité de solvant nécessaire pour effectuer l'extraction.

3 - Solubilité du solvant.

On doit avoir un haut degré d'insolubilité du solvant dans le raffinat : le solvant doit se dissoudre le moins possible.

4 - Régénération du solvant .

Dans toute extraction liquide-liquide il est nécessaire de séparer le solvant des produits après l'extraction. Il est **important** non seulement d'empêcher la contamination des produits par le solvant, mais aussi de pouvoir régénérer le solvant.

Si on utilise la distillation, les propriétés du solvant telles que la volatilité, la chaleur latente de vaporisation deviennent importantes ; d'autres méthodes de régénération peuvent s'employer suivant les cas : évaporation, cristallisation, extraction, réaction chimique. Ce problème est aussi important que l'extraction elle même surtout du point de vu économique.

5 -Densités.

La différence de densités entre les phases en contact est essentielle, et doit être la plus grande possible: ce point conditionne la capacité de l'installation et la séparation des phases.

6 -Tension interfaciale.

Une trop forte tension interfaciale nécessite une grande energie pour disperser une des phases ; par contre une faible tension interfaciale peut entraîner la formation d'émulsions stables, ce qui rend l'extraction difficile à réaliser dans un appareil en continu.

7 - Corrosion.

Elle intervient dans le prix de revient de l'installation. On conçoit qu'un solvant corrosif est à éviter.

8 - Viscosité.

Une viscosité importante de solvant nécessite une puissance de pompage des fluides et d'agitation élevée, donc un prix de revient de fonctionnement conséquent.

9- Toxicité.

Le solvant ne doit pas présenter de toxicité marquée, car cela entraîne une manipulation difficile ( nécessité d'une surveillance médicale périodique du personnel).

10 - Coût du solvant.

Il doit présenter un prix bas ; de plus il doit être disponible sur le marché.

3 ° - Choix du taux de débits optimal.

Pour traiter une charge donnée, à débit fixé, il existe un débit de solvant et un nombre d'étages tels que le bénéfice de l'opération soit maximal ; cet optimum économique dépend de nombreux facteurs : coût de la charge brute, coût de récupération du solvant, amortissement du matériel et dépenses de fonctionnement ;

Une équation a été établie, donnant le bénéfice en fonction du nombre d'étages et du taux de solvant ; la littérature fournit les méthodes d'établissement et de résolution de cette équation ; compte tenu du manque de données économiques, nous ne ferons pas ce type de calcul ;

---

### III - METHODE DE CALCUL D'UN EXTRACTEUR A CYLINDRES COAXIAUX.

Quand on veut calculer un extracteur liquide-liquide pour une extraction donnée, les débits et le nombre d'unités de transfert nécessaires sont définis.

Donc le calcul va comprendre la détermination des dimensions de l'appareil. Pour ce type d'extracteur nous avons à la fois à déterminer le diamètre de l'appareil ( la colonne ) et celui du rotor ( ou bien le diamètre de la colonne et le rapport des diamètres  $d_C / d_R$  ). Cependant la vitesse du rotor est aussi une variable à déterminer.

Nous voyons donc qu'il va exister un nombre infini de combinaisons qui peuvent satisfaire aux conditions imposées.

Le choix d'une solution parmi toutes celles qui existent, va être dicté par les contraintes mécaniques ( vitesse de rotation qui ne soit pas élevée, dimensions raisonnables ). Finalement la solution choisie sera celle qui sera la moins coûteuse du point de vu prix de revient de l'équipement et du fonctionnement ( nécessité donc dans un deuxième stade de voir l'évolution du prix de revient avec les dimensions ).

#### 1 ° - Détermination du diamètre de la colonne.

Les diamètres de la colonne et du rotor sont déterminés à partir des contraintes hydrodynamiques ( engorgement ). Donc le diamètre de la colonne va être déterminé à partir de la corrélation établie par Thornthorn et Pratt et dont on a vu l'utilisation précédemment ( partie écoulement des fluides ).

Nous rappelons que :

la vitesse caractéristique est donnée par :

$$\left( \frac{v_N \cdot d_C}{\delta} \right) = 0,028 \left( \frac{\Delta \rho}{\rho_C} \right)^{1,5} \cdot \left( \frac{d_R \cdot N_C}{\mu_C} \right)^{-0,18} \cdot \left( \frac{g}{d_R \cdot N^2} \right)^{1,1} \cdot \left( \frac{d_C}{d_R} \right)^{1,2} \quad (1)$$

et le débit de la phase dispersée  $Q_d$  par :

$Q_d$  étant le débit à 50 % de celui de l'engorgement.

$$Q_d = \frac{\pi}{4} ( d_C^2 - d_R^2 ) \cdot x_F^2 \cdot ( 1 - x_F ) \cdot v_N$$

$x_F$  étant la rétention à l'engorgement qui ne dépend que du taux de débit se calcul à partir de l'équation établit précédemment lors de l'étude de l'écoulement, ou bien à partir de la courbe que nous avons tracé .

L'équation (1) s'écrit aussi en groupant les termes et en remplaçant  $d_R$  par  $d_C / P$  ( $P = d_C / d_R$  rapport des diamètres)

d'où :

$$V_N = 0,028 \cdot \left[ \frac{\gamma \cdot \Delta e^{1,5} \cdot g^{1,1}}{e_C^{1,7} \cdot \mu_C^{0,82}} \right] \cdot \frac{P^{2,6}}{d_C^{1,4} \cdot N^{2,3}}$$

Portons la valeur de  $V_N$  dans l'équation donnant le débit  $Q_d$  correspondant à 50 % de celui de l'engorgement, et remplaçons  $d_R$  par  $d_C / P$ .

$$Q_d = K_1 \cdot (P^2 - 1) \cdot \frac{P^{0,6} \cdot d_C^{0,6}}{N^{2,3}} \quad (3)$$

avec  $K_1 = 0,022 x_F^2 \cdot (1 - x_F) \cdot \left[ \frac{\gamma \cdot \Delta e^{1,5} \cdot g^{1,1}}{e_C^{1,7} \cdot \mu_C^{0,82}} \right]$

$K_1$  lui dépend uniquement du système chimique et du taux de débits.

A partir de (3) on tire l'expression donnant  $d_C$  diamètre de la colonne en fonction de la vitesse de rotation  $N$  et le rapport de diamètres  $P$  :

$$d_C = \left[ \frac{Q_d \cdot N^{2,3}}{K_1 \cdot (P^2 - 1) \cdot P^{0,6}} \right]^{1,67} \quad (4)$$

Pour calculer  $d_C$  il faudra donc fixer le rapport des diamètres  $P$  a priori et ensuite on étudie la variation de  $d_C$  avec  $N$  . Ensuite on effectue cela pour d'autres valeurs de  $P$  .

2° - Détermination du  $(HUT)_d$ ,  $(HUT)_{OC}$  et hauteur de la colonne.

Pour déterminer la hauteur du rotor on utilise la corrélation donnant le  $(HUT)_d$  qui est la plus rigoureuse. (meilleur que celle donnant le HETS).

D'où hauteur de la colonne :  $H = (NUT)_{OC} \cdot (HUT)_{OC}$

1- Calcul du nombre d'unités de transfert global relatif à la phase dispersée.

Nous avons établi dans la partie théorique de l'étude la relation donnant le  $(NUT)_{OC}$ .

$$(NUT)_{OC} = \frac{\ln \left[ \left( \frac{C_{R1} - C_{E2}/m}{C_{R2} - C_{E2}/m} \right) \left( 1 - 1/\varepsilon \right) + 1/\varepsilon \right]}{1 - 1/\varepsilon}$$

avec  $\varepsilon = \frac{m \cdot Q_d}{Q_c}$

2 - Calcul de la hauteur d'unité de transfert individuelle relative à la phase dispersée.

Dans la partie expérimentale nous avons établi la corrélation donnant la hauteur d'unité de transfert individuelle de la phase dispersée :

$$\frac{(HUT)_d}{d_c} = K \cdot \left( \frac{d_c \cdot N^2}{\varepsilon} \right)^{-0,74} \cdot \left( \frac{d_c}{d_R} \right)^{2,31}$$

Avec  $K = 15$  pour le système Toluène- eau iodée (1g/l de KI).

Cette relation peut aussi s'écrire sous la forme suivante en faisant apparaître  $P$  :

$$(HUT)_d = K \cdot g^{0,74} \cdot \frac{d_c^{0,3} P^{2,3}}{N^{1,5}} \quad (6)$$

3 - Calcul de la hauteur d'unité de transfert globale relative à la phase continue.

Nous avons vu que :

$$(HUT)_{OC} = (HUT)_C + \frac{Q_C}{m \cdot Q_d} (HUT)_d$$

$(HUT)_d$  ayant été calculé précédemment on pourra maintenant calculer  $(HUT)_{OC}$

en tenant compte de la conclusion à laquelle nous sommes arrivé dans la partie **expérimentale** au sujet du  $(HUT)_C$ .

Nous avons conclu que le  $(HUT)_C$  est pratiquement constant (varie très peu avec la géométrie de la colonne) du fait de sa très faible valeur.

Nous prendrons donc la valeur établie expérimentalement pour le système toluène- eau iodée :  $(HUT)_C = 2 \text{ cm}$ .

4 - Calcul de la hauteur de la colonne;

Nous avons 
$$H = (HUT)_{OC} \cdot (NUT)_{OC}$$

5 - Conclusion.

Nous voyant donc que la détermination des dimensions de l'appareil est extrêmement longue, mais elle se trouve facilité par l'emploi de l'ordinateur ; et c'est ce que nous avons fait pour traiter l'exemple de calcul.

Toute fois il existe une méthode pour étudier la variation du  $(HUT)_d$  en fonction des paramètres simple.

Pour cela on calcul un diamètre et le  $(HUT)_d$  correspondant après avoir fixé une valeur pour P et N ; ensuite on étudie la variation du  $(HUT)_d$  à l'aide d'expression plus simple à calculer.

-L' étude de la variation du  $(HUT)_d$  avec P et N se fait à l'aide de l'équation suivante :

Obtenue par combinaison des équations (4) et (6) en éliminant entre elles  $d_C$

$$(HUT)_d = \frac{K \cdot g^{0,74} \cdot Q_d^{0,5}}{K_1^{0,5}} \cdot \frac{R}{(1 - 1/R^2)} \cdot \frac{1}{N^{0,35}}$$

de plus cette expression peut être simplifiée en remarquant que  $(1 - 1/R^2)$  est très peu différent de  $1 - 0,5/R^2$ .

- L'étude de la variation du  $(HUT)_d$  avec P et  $d_c$  se fait à l'aide de l'expression suivante.

Obtenue par combinaison des équations (4) et (6) en éliminant N

$$(HUT)_d = \frac{K \cdot g^{0,74} \cdot Q_d^{0,65}}{K_1^{0,65}} \cdot \frac{P^{0,6}}{(1 - 1/P^2)^{0,65}} \cdot \frac{1}{d_c^{0,1}}$$

#### IV - EXEMPLE DE CALCUL.

Pour donner un exemple de calcul de ce type d'appareil, nous allons nous imposer les données suivantes.

##### 1° - Données.

On désire abaisser la concentration d'iode d'une solution aqueuse ( à 1g/l de KI ) d'une teneur de 1 g/l d'iode à 0,01 g/l.  
On décide de réaliser cela par extraction liquide-liquide dans un extracteur à cylindres coaxiaux, le solvant utilisé étant du toluène exempt d'iode.  
Le débit d'alimentation à traiter est de 200 l/h et on prend comme taux de débits  $T = \frac{\text{débit solution aqueuse}}{\text{débit toluène}} = 1,2$

Le but est de déterminer les dimensions de l'appareil pour réaliser cette extraction, ainsi que la vitesse de rotation du rotor :

- Diamètre de la colonne
- Diamètre du Rotor
- Hauteur du rotor
- vitesse de rotation du rotor

L'extraction est réalisée à 19° C.

Données physico-chimique du système à 19°C

Eau	{	masse volumique	:	$\rho$	=	0,998 g/cm <sup>3</sup>
		viscosité	:	$\mu$	=	0,01 poises
Toluène	:	masse volumique	:	$\rho$	=	0,864 g/cm <sup>3</sup>
Tension interfaciale	$\sigma$	=	34,34	dynes/cm.		
Coefficient de partage	m	=	70			



3° - Calcul du (NUT)<sub>oc</sub> :

Nous rappelons la relation :

$$(NUT)_{oc} = \frac{\ln \left( \left( \frac{C_{RI} - C_{E2}/m}{C_{R2} - C_{E2}/m} \right) \cdot (I - I/\xi) + I/\xi \right)}{I - I/\xi}$$

avec  $C_{RI} = 1 \text{ g/l}$  ,  $C_{R2} = 0,01 \text{ g/l}$  ,  $C_{E2} = 0$  ,  $m = 70$  ,

$$T = 1,2 \quad \xi = m \cdot Q_d / Q_c = m/T$$

on tire :

$$(NUT)_{oc} = 4,668 = 4,67$$

4° - Calcul des diamètres de la colonne et du rotor ;

Calcul de la hauteur du rotor :

Le calcul a été effectué par ordinateur ; de cette façon, nous avons pu réaliser plusieurs combinaisons et obtenir plusieurs solutions répondant à notre problème; parmi ces solutions, nous choisirons celle qui sera la plus adéquate ( vitesse de rotation, diamètre et hauteur du rotor convenables ) . Le calcul aurait été plus complet si les dimensions optimales avaient été déterminées à partir de considérations économiques.

Nous indiquons ci-dessous les formules de calcul :

Calcul du diamètre :

$$d_c = \left( \frac{Q_d \cdot N^{2,3}}{K_I (P^2 - I) P^{0,6}} \right)^{1,67}$$

avec :

$$K_I = 0,022 \cdot x_{fp}^2 (I - x_{fp}) \cdot \left( \frac{f_c^{1,5} \cdot g^{1,1}}{f_c^{1,7} \cdot M_c^{0,82}} \right)$$

$$\text{et } x_{fp} = \frac{3 - (I + 8T)^{1/2}}{4(I - T)}$$

La valeur de  $d_c$  calculée précédemment permet de déduire  $(HUT)_d$  à partir de la relation :

$$(HUT)_d = K \cdot \frac{g^{0,74} \cdot d_c^{0,3} \cdot P^{2,3}}{N^{1,5}}$$

puis  $(HUT)_{oc}$  :

$$(HUT)_{oc} = (HUT)_c + \frac{Q_c}{m \cdot Q_d} \cdot (HUT)_d$$

avec  $(HUT)_c = 2 \text{ cm}$

La hauteur de la colonne s'exprimera alors par :

$$H = (HUT)_{oc} \cdot (NUT)_{oc}$$

Les différentes valeurs de  $d_c$  , H , sont obtenues en faisant varier N pour diverses valeurs de P :

Les hauteurs supérieures à 3 m et les diamètres supérieurs à 1 m sont rejetés ; on fait varier P de 1,1 à 2,5 ( avec un pas de 0,1 ) et N de 100 à 500 t/mn ( avec un pas de 25 ) .

Les résultats obtenus sont consignés dans le tableau ci-joint ;

---

Rapport des diamètres : $P$	$N$ ( $\mu/mn$ )	$d_c$ ( $cm$ )	$(HUT)_d$ ( $cm$ )	$(HUT)_{oc}$ ( $cm$ )	$H$ ( $cm$ )
$P = 1,1$	100	7,0	2545,2	45,6	213,1
	125	16,4	2353,4	42,3	197,8
	150	33,1	2207,5	39,8	186,1
	175	59,7	2091,3	37,8	176,8
	200	99,6	1995,5	36,2	169,1
$P = 1,2$	100	6,1	2988,8	53,2	248,6
	125	14,4	2763,7	49,4	230,6
	150	29,0	2592,4	46,4	216,9
	175	52,4	2455,8	44,1	206,0
	200	87,3	2343,4	42,2	197,0
$P = 1,3$	100	5,6	3505,0	62,1	290,0
	125	13,2	3240,9	57,5	268,8
	150	26,7	3040,0	54,1	252,7
	175	48,2	2879,9	51,4	239,9
	200	80,4	2748,0	49,1	229,4
$P = 1,4$	100	5,3	4079,5	71,9	336,0
	125	12,4	3772,2	66,7	311,4
	150	25,1	3538,3	62,7	292,7
	175	45,3	3352,0	59,5	277,7
	200	75,6	3198,5	56,8	265,4

C O N C L U S I O N

Une combinaison adéquate serait , par exemple, la suivante :

$$d_c = 33,1 \text{ cm} \quad d_R = \frac{33,1}{1,1} = 30,1 \text{ cm}$$

avec  $N = 150 \text{ t/ann}$

d'où  $H = 186,1 \text{ cm}$

---

La méthode de calcul de ce type d'extracteur possède un inconvénient qui provient de l'utilisation, aussi bien pour l'engorgement que pour le transfert de matière, d'une corrélation dans laquelle figure un coefficient qui dépend du système chimique choisi ;

Par conséquent, le calcul d'un appareil de ce type, pour un système donné, nécessite la réalisation préalable d'un équipement à l'échelle semi-pilote aux fins de détermination des deux coefficients propres au système .

---

NOTATIONS

- A : surface interfaciale totale entre les phases (  $m^2$  ),  
a : surface interfaciale (  $m^2/m^3$  ),  
C : concentration ( selon le cas en moles/l ou g/l ),  
 $C_i$  : concentration à l'équilibre.  
x : fraction molaire.  
 $(C_R - C_R^+)_M$  : moyenne logarithmique.  
 $(x_R^+ - x_R)_M$  : " " "  
 $(1 - x_R)_{iM}$  : " " "  
 $(1 - x_R)_{oM}$  : " " "  
 $N_A$  : flux de soluté A ( moles/h.m<sup>2</sup> ).  
M : débit massique de soluté ( g/h ).  
R : flux de raffinat ( moles/h.m<sup>2</sup> ).  
E : flux d'extrait ( moles/h.m<sup>2</sup> ).  
 $Q_c$  : débit de la phase continue ( raffinat ) ( l/h ou cm<sup>3</sup>/s ),  
 $Q_d$  : " " " dispersée ( extrait ) ( " " " ),  
 $d_c$  : diamètre de la colonne ( cm ).  
 $d_R$  : " du rotor ( cm ).  
H : hauteur de la colonne ( cm ).  
k : coefficient de transfert de matière individuel ( h<sup>-1</sup>.dm ).  
K : " " " " global ( h<sup>-1</sup>.dm ).  
Ka : coefficient de transfert de matière volumique ( h<sup>-1</sup> ).  
( NUT ) : nombre d'unités de transfert individuel ,  
( NUT )<sub>o</sub> : nombre d'unités de transfert global ,  
( HUF ) : hauteur d'unité de transfert ( cm ).  
( HUF )<sub>o</sub> : hauteur d'unité de transfert global ( cm ).  
n : nombres d'étages théoriques .  
( HETs ) : hauteur équivalente à un étage théorique ( cm ).  
 $\rho$  : masse volumique ( g/cm<sup>3</sup> ).  
 $\mu$  : viscosité dynamique ( poises ).  
 $\gamma$  : tension interfaciale ( dynes/ cm ).

g : accélération de la pesanteur ( cm/ s<sup>2</sup> ).

indices :

- 1 : haut de la colonne.
  - 2 : bas de la colonne.
  - M : moyenne logarithmique.
  - i : interface.
  - O : global.
  - R : raffinat.
  - E : extrait.
-

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

- TREYBAL : Liquid Extraction ( Mc Grow Hill Book Company, Inc. 1963 )
- COULSON-RICHARDSON : Chemical Engineering (vol. I)
- WHUITIER : Raffinage et Génie Chimique ( vol. I et II )  
Technip 1965
- Techniques de l'ingénieur
- ADERAS ACRIVOS : Modern Chemical Engineering Physical  
Operation (vol.I)
- G. COGNET : Cours de transfert de matière

---

REFERENCES BIBLIOGRAPHIQUES

- G. COGNET : Thèse de doctorat ( Etude de l'écoulement de Couette )
- (5 ) J.D THORNTON et PRATT HR.C : Liquid-liquid Extraction part VII :  
Flooding rates and performances data for rotary annular liquid-  
liquid contactors . ( A.E.R.E. - C/R 906 ; 1953 )
- (4 ) DAVIS, M.W., and J.E. WEBER : Liquid-liquid Extraction between rota-  
ring concentric cylinders; Ind. Eng. Chem. 52, 929 (1960)
- SHORT, J.F. and G. TWISS, Ind. Eng. Chem. 43, 2932 (1951)
- (1 ) KAYE ET ELGAR : Trans. Am. Soc. Mech. Eng. 80, 753-65, 1958
- (2 ) CORNISH : Proc. of Roy. Soc. A, 140, 227 (1933 )
- (3 ) SPENCE-STREETON : AERE-C/R-933, 1952

