

2/82

RÉPUBLIQUE ALGÉRIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE

MINISTÈRE DE L'ENSEIGNEMENT ET DE LA RECHERCHE SCIENTIFIQUE

1er

UNIVERSITÉ DES SCIENCES ET DE LA TECHNOLOGIE
« HOUARI BOUMEDIÈNE »

ÉCOLE NATIONALE POLYTECHNIQUE D'ALGER
DÉPARTEMENT DE GENIE CHIMIQUE



PROJET DE FIN D'ÉTUDES

**ABSORPTION DANS UNE COLONNE
GARNIE**

Proposé par :

J. AMANOWICZ

Étudié par :

Z. ARRAR

Promotion Juin 1982

UNIVERSITE DES SCIENCES ET DE LA TECHNOLOGIE

" HOUARI BOUMEDIENE "

ECOLE NATIONALE POLYTECHNIQUE D' ALGER

Departement de Génie Chimique



A B S O R P T I O N D A N S U N E

C O L O N N E G A R N I E

Proposé par:

J . AMANOWICZ

Docteur Es-sciences

Etudié par:

Z . ARRAR

□ E D I C A C E S

A la mémoire de mon Grand-père

A mon père

A ma mère

A mon frère

A mes soeurs,neveux et nièces

A tous ceux qui me sont chers

Je dédie ce travail

ZOHEIR

/9/) EMBRES DU JURY

PRESIDENTE:

M^elle K . A L I A Maitre de conferences

MEMBRES :

M^{me} T . D J E L L A S Maitre assistante

M^r J . A M A N O W I C Z Maitre de conferences

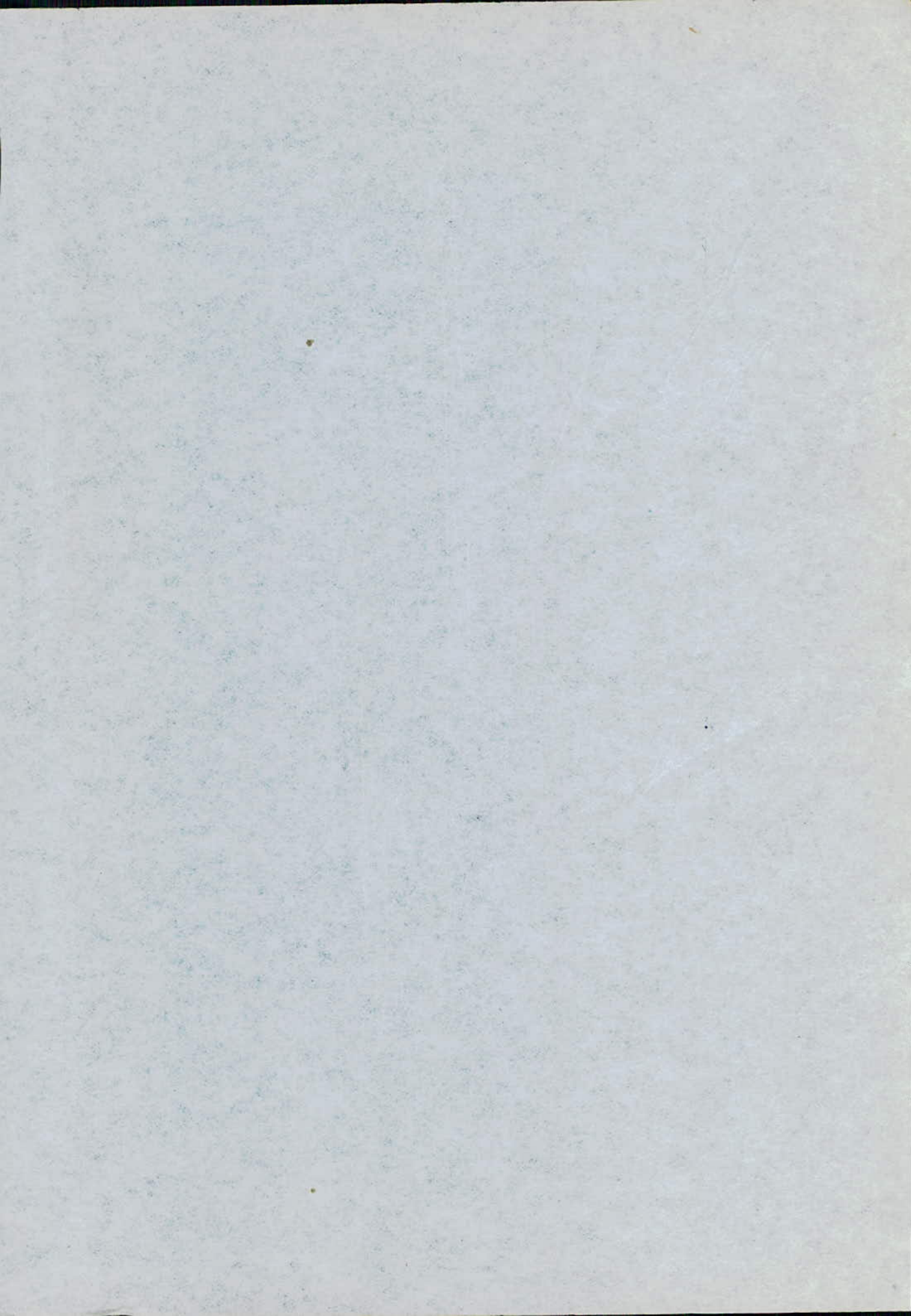
M^r J . G R O C H O W S K I Maitre de conferences

TABLE DES MATIERES

	page
INTRODUCTION	
PARTIE THEORIQUE	
Chap.I-Généralités sur les principes de la diffusion	I
Chap.II-Transfert de matière entre les phases gazeuse et liquide	3
CChap.III- Absorption des gaz	10
1°/ Dessin des colonnes garnies	10
2°/ Contact entre liquide et gaz	11
3°/ Principes de l'absorption	12
4°/ L'unité de transfert	20
PARTIE EXPERIMENTALE I	
Modificatios de la colonne	28
Etude hydrodynamique	30
Conclusion	39
PARTIE EXPERIMENTALE II	
I-Description de l'appareillage utilisé	40
II-Mode opératoire	40
III-Determination de la pente de la courbe d'équilibre	41
IV-Résultats expérimentaux	42
Conclusion	57
CONCLUSION GENERALE	58

ANNEXES

-Calcul de l'orifice pour le gaz	59
-Etalonnage du débitmètre phase liquide	61
-Etalonnage de l'orifice	62
-Détermination de la porosité, des dimensions, et de la surface spécifique du garnissage	63
-Courbes $\ln P/Z = f(\ln G/\phi)$ obtenues avant modification de la colonne	66
-Préparation de la solution de soude 0,01N	70
REFERENCES BIBLIOGRAPHIQUES	71



II INTRODUCTION

—oo00 § 0000—

L'absorption est une des opérations unitaires importante du génie chimique.

Elle est utilisée dans différents domaines des industries chimiques et pétrochimiques tels que l'épuration de gaz avant leur envoi dans des réacteurs, préparation de l'acide sulfurique etc...

Auparavant, les gaz à absorber étaient généralement les oxydes d'azote, la chlorure, l'acide chlorhydrique ou d'autres acides. Aussi les tours garnies fournissaient la méthode la plus facile de réalisation de construction anti-acides.

Ces gaz étaient habituellement extraits à des pressions relativement basses, aussi la perte de charge à travers la tour garnie étaient très importantes.

L'absorption des gaz, de nos jours, peut-être réalisée dans une grande variété d'équipement autres que les colonnes garnies, mais ces dernières restent les plus utilisées.

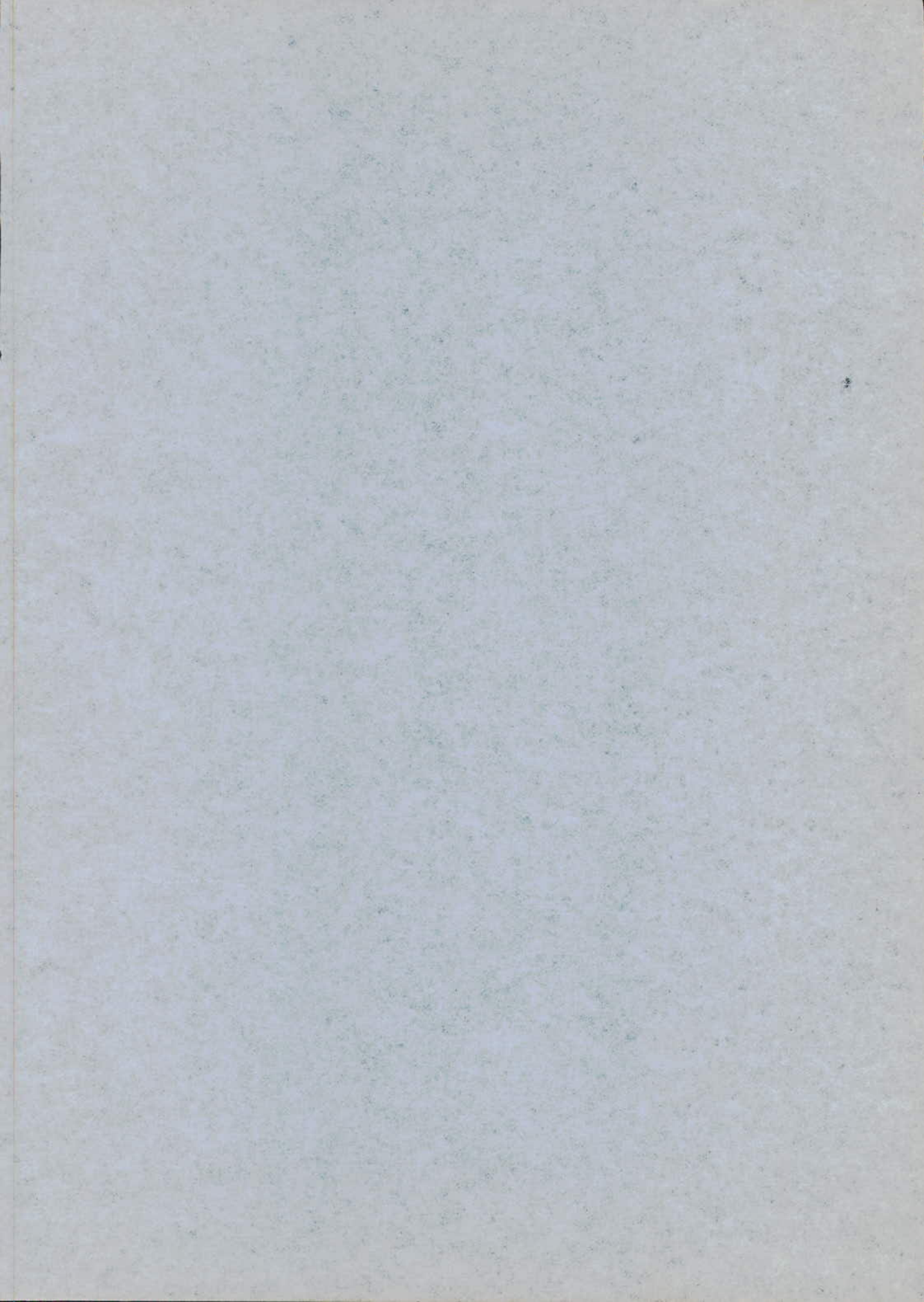
L'exigence la plus difficile à satisfaire dans l'absorption est un bon contact entre liquide et gaz.

Dans une colonne garnie, l'idéal serait que le liquide, une fois distribué sur l'extrémité supérieure de la colonne, s'écoule par minces pellicules sur toute la surface de garniture tout au cours de sa descente le long de la tour. EN fait, les pellicules ont tendance à s'épaissir à certains endroits et à s'amincir à d'autres, avec le résultat que le liquide s'accumule en petites rigoles et s'écoule à travers le garnissage en suivant des trajets localisés. La surface de contact se trouve ainsi réduite par rapport à la surface spécifique du garnissage.

La détermination de débits économiques pour les tours garnies découle de l'étude hydrodynamique de ces dernières.

Le travail qui nous a été proposé consistait:

- o- en la modification de la colonne d'absorption à garnissage montée en 1977 par la firme Française E.I.V.S. afin d'en améliorer les caractéristiques hydrodynamiques et de la rendre fonctionnelle pour les travaux pratiques de transfert de matière
- o- à réaliser l'absorption du gaz carbonique du mélange CO_2 - Air par l'eau et à étudier les variations de la hauteur d'unité de transfert en fonction des débits de gaz et de liquide.



7-) A R T I E 11 H E O R I Q U E

CHAPITRE I

GENERALITES SUR LES PRINCIPES DE LA DIFFUSION

La diffusion représente le mouvement, sous l'effet d'une stimulation physique quelconque, d'une composante individuelle à travers un mélange.

La cause la plus répandue de la diffusion est un gradient de concentration de la composante sous diffusion. Un gradient de concentration a tendance à diriger la composante dans un sens tel que les concentrations s'en trouvent égalisées et que le gradient s'en trouve éliminé.

Lorsqu'on maintient le gradient par le fait de fournir, en continu, la composante sous diffusion à l'extrémité de forte concentration du gradient et de l'enlever à l'extrémité de faible concentration, l'écoulement de la composante sous diffusion devient continu.

C'est ce mouvement que l'on exploite dans les opérations de transfert de masse.

Bien que la cause ordinaire de la diffusion soit un gradient de concentration une diffusion peut aussi provenir soit d'un gradient de pression, soit d'un gradient de température appliqué sur l'ensemble du mélange.

La diffusion provenant de l'effet de température est dite diffusion thermique et sert à grande échelle dans la séparation des isotopes de l'uranium.

La diffusion ne se limite pas à un transfert moléculaire à travers des couches stagnantes de solide ou de liquide. La diffusion procède dans les phases fluides par un mélange physique et par les tourbillons de l'écoulement turbulent, tout comme dans un fluide l'écoulement de la chaleur peut procéder par convection.

Rôle de la diffusion dans le transfert de masse.

Dans toutes les opérations de transfert de masse, il se produit une diffusion au cours d'au moins une phase, et souvent dans les deux phases.

Dans le cas de l'absorption gazeuse, le soluté se diffuse à travers la phase gazeuse vers l'aire de contact entre les phases et à partir de cette dernière à travers la phase liquide.

Dans le cas du séchage, de l'eau sous forme de liquide se diffuse à travers le solide et se diffuse sous la forme de vapeur jusque dans le gaz.

La zone de vaporisation peut se trouver soit à la surface du solide, soit à l'intérieur même du solide, selon divers facteurs.

Théorie de la diffusion.

Diffusion moléculaire; loi de FICK.

Une diffusion peut soit ne résulter que d'une action moléculaire, analogue à une conduction pure dans un procédé de transfert de chaleur, soit d'une association d'actions moléculaire et turbulente analogue au phénomène combiné de conduction et convection.

Diffusion moléculaire seule.

Le taux de diffusion de la composante A est donné par l'équation:

$$\frac{N_{0A}}{S} = - D_{m_A} \frac{d\gamma_A}{db}$$

où D_{m_A} : diffusivité de la composante A ($L^2 T^{-1}$)

b : distance jusqu'à la frontière de la phase, prise dans le sens de la diffusion (L)

γ_A : fraction molaire de la composante A

S : aire perpendiculaire à la direction du transfert de masse.

Pour la composante B on aura: $\frac{N_{0B}}{S} = - D_{m_B} \frac{d\gamma_B}{db}$

Dans un système à deux composantes dans lequel l'ensemble de la phase reste immobile: $N_{0A} = - N_{0B}$

$$\frac{N_{OA} + N_{OB}}{S} = - D_{mA} \frac{dy_A}{db} - D_{mB} \frac{dy_B}{db} = 0$$

$$\text{or } y_A \cdot y_B = 1 \Rightarrow \frac{dy_A}{db} = - \frac{dy_B}{db}$$

$$\text{et } D_{mA} = D_{mB} = D_m$$

La même diffusibilité molaire s'applique donc aux deux composantes d'un mélange binaire.

Des corrélations empiriques ont été utilisées pour calculer les coefficients de diffusivité.

En se basant sur l'équation de Fick:

$$N_A = - D_{AB} C \frac{dy_A}{db}$$

où C: concentration totale

GILLILAND a proposé la formule suivante pour la phase gazeuse ()

$$D_{AB} = \frac{0,0043 T^{1,5}}{P (V_A^{1/3} + V_B^{1/3})^2} \left[\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B} \right]^{1/2}$$

T: température absolue (°K)

P: pression totale (atm)

V_A, V_B : Volume molaire des constituants sous forme liquide à la température normale d'ébullition (cm³/mole)

M_A, M_B : masse moléculaire (g/mole)

$$[D_{AB}]: \text{cm}^2/\text{s}$$

Pour la phase liquide, on a la formule d'ARNOLD pour les solutions diluées:

$$D_{AB} = \frac{0,01}{A_A A_B \eta^{1,5} (V_A^{1/3} + V_B^{1/3})^2} \left[\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B} \right]$$

A_A : facteurs de correction, caractéristique du mélange A: A-solvant

A_B : B-solvant

η viscosité du liquide (centipoises)

CHAPITRE II

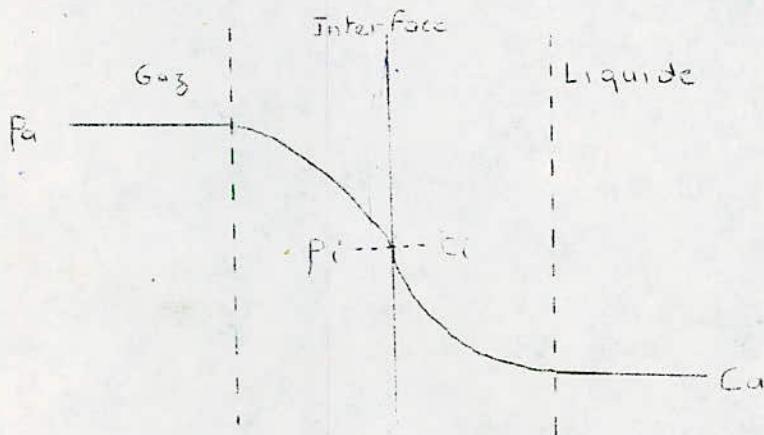
TRANSFERT DE MATIERE ENTRE LES PHASES
LIQUIDE ET GAZEUSE

Le transfert de matière d'un gaz à un liquide prend place en trois étapes, à savoir:

- diffusion du gaz à la surface du liquide
- dissolution dans le liquide
- diffusion de la surface vers l'intérieur du liquide

Il a été suggéré par WHITMAN en 1923 que le flux d'absorption est contrôlé par les flux de diffusion sur chaque côté de l'interface et que l'équilibre est atteint à la surface instantanément. (V page 52)

En se basant sur cette théorie, le processus de transfert peut être schématisé, comme l'indique la figure, avec un gradient de pression de p_a à p_1 .



Si l'équilibre est établi à la surface du liquide, la concentration est la valeur saturée en équilibre avec la pression partielle p_1 .

Le flux de transfert de masse du gaz au liquide peut être calculé à partir des équations de diffusion des gaz et liquide si les gradients de pression et de concentration de chaque côté de l'interface sont connus mais dans le cas général, il est impossible de déterminer ces gradients.

car la distance effective à travers laquelle a lieu la diffusion est inconnue, dépendants des caractéristiques dynamiques des courants des deux fluides.

Il est cependant possible de déterminer un coefficient de transfert de matière pour la phase gazeuse et un coefficient similaire peut être établi pour la phase liquide.

Ces coefficients sont définis par les équations:

$$k_G = \frac{N_A}{p_A - p_i} \quad (1) \qquad k_L = \frac{N_A}{c_i - c_A} \quad (2)$$

où N_A : flux massique

p_A, p_i : pressions partielles du composé A dans le gaz et à l'interface

c_A, c_i : concentration du soluté A dans le liquide et à l'interface

k_G : coefficient de transfert phase gazeuse

k_L : coefficient de transfert phase liquide

Il n'est pas aisé de mesurer la pression partielle et la concentration à l'interface et il est alors plus simple d'utiliser les coefficients globaux de transfert, basés sur la force motrice globale entre p_a et c_a

Les coefficients globaux peuvent être définis par les équations

$$K_G = \frac{N_A}{p_A - p^*} \quad (3) \qquad K_L = \frac{N_A}{c^* - c_A} \quad (4)$$

p^* : pression partielle en équilibre avec c_A^a

c^* : concentration en équilibre avec p_a

La relation entre les coefficients globaux et les coefficients individuels peut être établie en supposant que la solubilité obéit à la loi d'Henry, exprimée par la relation:

$$p = Hc$$

p : pression partielle en équilibre avec c

H : constante d'Henry

H : constante d'Henry

ainsi

Aussi:

$$P_a = H C^*$$

$$P^* = H C_a$$

$$\text{et } P_i = H C_i$$

De l'équation (3), on a:

$$\frac{1}{K_G} = \frac{P_a - P^*}{N_A} = \frac{P_a - P_i}{N_A} + \frac{H(C_i - C_a)}{N_A}$$

$$\frac{1}{K_G} = \frac{1}{K_G} + \frac{H}{K_L} \quad (5)$$

De même, l'équation (4) donnera:

$$\frac{1}{K_L} = \frac{1}{H K_G} + \frac{1}{K_L} \quad (6)$$

Le rapport des résistances des films gazeux et liquide dépend de la solubilité du gaz, représentée par la constante de la loi d'Henry.

Pour les gaz soluble tel que NH_3 dans l'eau, H est très petit, aussi le dernier terme de l'équation 5 peut être négligé et le coefficient global de transfert pour la phase gazeuse est approximativement égal au coefficient individuel.

La résistance au transfert de masse réside aussi dans le film gazeux et le flux d'absorption est très légèrement affecté par la valeur du coefficient K_L .

Les gaz à très faible solubilité tel que le gaz carbonique ont une constante d'Henry H tellement élevée que la résistance du film gazeux peut être négligée et les coefficients globaux dépendent seulement du coefficient de transfert pour le film liquide. Les procédés de transfert tel que l'absorption sont invariablement contrôlés par le coefficient du film liquide puisque pour un gaz pur $P_i = P_a$ et K_G est infini.

Effets des agents tensio-actifs sur l'absorption.

L'utilisation d'agents mouillants pour supprimer le "rippling" dans le film liquide soulève la question d'avoir un effet direct sur le flux de diffusion à travers le film.

Les agents mouillants sont des composants à longue chaîne organique contenant des groupes polaires formant des liaisons orientées à la surface de l'eau. Il est possible que ces liaisons agissent comme une barrière à la diffusion du soluté d'un gaz à travers la surface.

Sherwood et Holloway (1940) ont décrit des expériences sur l'effet d'agents mouillants sur l'absorption du dioxyde de carbone par l'eau dans une tour garnie d'anneaux de charbon de 12,7mm.

Deux agents mouillants, le W 70 et l'Ultrawet, ont été trouvés afin de réduire le coefficient du film liquide. Si la quantité d'agent mouillant dans le liquide augmente le coefficient baisse rapidement au début en atteignant une valeur minimale après laquelle d'autres additions d'agent mouillant provoqueraient une augmentation du coefficient.

Le minimum est atteint après addition de 0,005% de W70 ou 0,02% d'ultrawet.

A ces concentrations, le coefficient est de 40 à 50% plus petit que la valeur obtenue pour l'eau pure avec le même débit d'écoulement.

D'autres expériences sur la vaporisation de l'eau dans l'air montrent que les agents mouillants n'ont pas d'effet sur le coefficient du film gazeux.

CHAPITRE III

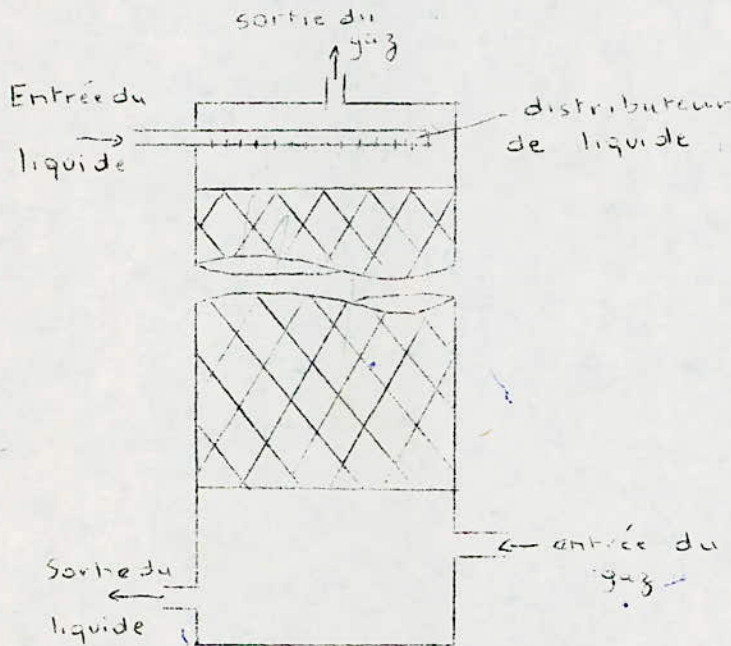
ABSORPTION DES GAZ

Dans l'absorption des gaz, une vapeur soluble est absorbée, d'un mélange où elle se trouve avec un gaz inerte.

Le délavage du gaz ammoniac à partir d'un mélange NH_3 -air par de l'eau constitue un exemple typique.

1°/ Dessin des colonnes garnies.

Un appareillage couramment utilisé dans l'absorption des gaz ainsi que dans certaines autres opérations, est la colonne garnie (fig. ci-dessous)



L'appareil comporte une colonne cylindrique munie en bas d'un orifice admetteur de gaz et d'un espace distributeur; en haut d'un orifice admetteur de liquide et d'un distributeur; d'embouchures en bas et en haut permettant au gaz et au liquide de s'écouler respectivement, et d'une masse soutenue de formes solides, inertes, appelée garnissage.

Les conditions principales suivantes doivent être satisfaites pour une garniture de colonne:

-La garniture doit être chimiquement inerte aux fluides dans la tour
-Elle doit être solide sans être lourde
-Elle doit contenir des passages suffisants aux deux écoulements sans donner lieu ni à une rétention excessive de liquide, ni à une perte de pression importante.

-Elle doit produire un bon contact du liquide et du gaz

-Elle doit être de coût raisonnable.

2°/ Contact entre liquide et gaz.

Le besoin d'effectuer un bon contact entre liquide et gaz est l'exigence la plus difficile à satisfaire, surtout dans les grandes tours. Idéalement parlant, le liquide, une fois distribué sur l'extrémité supérieure de la garniture s'écoule par minces pellicules sur toute la surface de garniture tout au cours de sa descente le long de la tour. En fait, les pellicules ont tendance à s'épaissir à certains endroits et à s'amincir à d'autres, avec le résultat que le liquide s'accumule en petites rigoles et s'écoule à travers la garniture en suivant des trajets localisés. Une grande partie de la surface de la garniture surtout à de faibles débits liquide, peut rester sèche ou, dans le meilleur des cas, recouverte d'une pellicule stagnante de liquide. Ce phénomène est connu sous le nom de canalisation ou channeling; c'est la principale raison de la mauvaise performances des grandes tours garnies.

Le phénomène de canalisation sévit le plus dans les tours garnies d'une garniture posée à la main; il est moins sévère dans les garnitures déversées d'éléments réguliers, comme des anneaux.

Dans des tours de dimensions moyennes on peut porter au minimum le phénomène de la canalisation en les construisant de façon à ce que le diamètre de la garniture soit égal à au moins huit fois le diamètre de la garniture.

Si le rapport des diamètres est inférieur à huit, le liquide a tendance à sortir de la garniture et à descendre le long des parois de la colonne.

Même dans de petites tours remplies de garniture qui satisfont cette exigence, la distribution du liquide et le phénomène de canalisation influencent sérieusement la performance de la colonne.

A de faibles débits liquide, quelle que soit la distribution initiale de liquide, une grande partie de la surface de la garniture n'est pas mouillée par le liquide en écoulement. A mesure que le débit du liquide augmente, le pourcentage de la surface de la garniture qui se trouve mouillée augmente aussi, jusqu'à ce qu'à partir d'un débit critique, d'ordinaire assez élevé, la surface entière de la garniture en soit mouillée et devienne efficace.

A des débits de liquide supérieurs au débit critique, le phénomène de canalisation n'est pas important.

3°/ Principe de l'absorption.

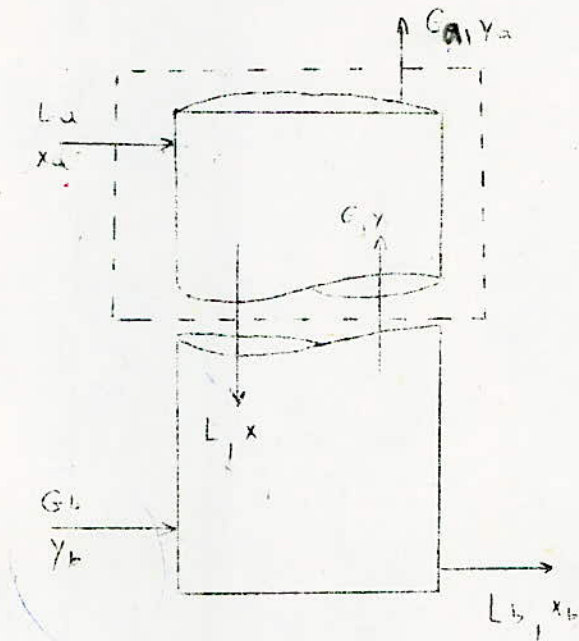
Le diamètre d'une tour d'absorption garnie dépend des quantités de gaz et de liquide traitées, de leurs propriétés et du rapport des deux écoulements entre eux.

La hauteur de la tour, et ainsi donc le volume total de la garniture, dépend de la grandeur des changements désirés de concentration et du taux de transfert de masse souhaité par unité volumétrique de garnissage.

Les calculs de la hauteur de la tour reposent donc sur des bilans de matière des bilans enthalpiques et des estimations des deux coefficients de la force impulsive d'une part et du transfert de masse d'autre part.

4°/ Bilans de matière.

Dans une unité à contact différentiel comme la tour d'absorption garnie (fig. ci-après), aucun changement discret soudain de composition n'a lieu comme ce serait le cas dans une unité à contact par étages. Les variations restent continues d'une extrémité à l'autre de l'appareillage.



Les bilans de matière pour la partie de la colonne se trouvant au dessus d'une coupe transversale quelconque sont les suivants:

Bilan global $L_a + G = L + G_a$ (I)

Bilan sur le constituant A

$$L_a x_a + G y = L x + G_a y_a \quad (2)$$

G: débit molaire de la phase gazeuse

L: débit molaire de la phase liquide

x, y: concentration phase L et G (fraction molaire)

Bilan général de matière

$$L_a + G_b = L_b + G_a \quad (3)$$

Pour la composante A:

$$L_a x_a + G_b y_b = L_b x_b + G_a x_a \quad (4)$$

Les équations des courbes de fonctionnement pour une unité à contact différentiel, sont:

$$y = \frac{L}{G} x + \frac{G_a y_a - L_a x_a}{G} \quad (5)$$

où encore

$$L' \left(\frac{x_2}{1-y_2} - \frac{x}{1-x} \right) = G' \left(\frac{y_2}{1-y_2} - \frac{y}{1-y} \right) \quad (-6)$$

L' : débit molaire de liquide sans soluté

G' : " " " gaz " "

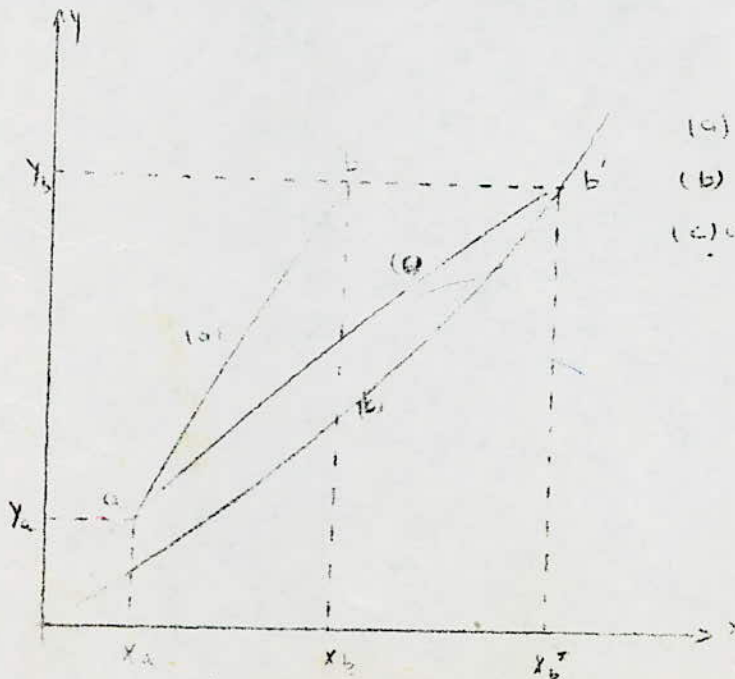
On admet que les compositions à une hauteur donnée sont indépendantes de la position dans la garniture.

Dans les opérations d'absorption, les débits G et L changent d'habitude appréciablement d'un point à l'autre de la colonne, et les courbes de fonctionnement sont souvent fortement incurvées.

Rapport limite du gaz et du liquide.

L'équation 5 montre que la pente moyenne de la courbe de fonctionnement est de $\frac{L}{G}$, qui est le rapport des écoulements molaires du liquide et du gaz. Ainsi donc, pour un écoulement donné de gaz, une diminution de l'écoulement de liquide fait décroître la pente de la courbe de fonctionnement.

Considérons la courbe de fonctionnement "a,b" de la figure suivante:



- (a) courbe opératoire
- (b) courbe d'équilibre
- (c) courbe opératoire $\left(\frac{L'}{G'}\right)_{\min}$

Admettons que le débit de gaz et que les concentrations x_a, y_a et y_b soient maintenues constantes et que l'on diminue l'écoulement de liquide.

L'extrémité supérieure de la courbe opératoire se déplace à ce moment là vers la courbe d'équilibre et x_b augmente. On obtient la concentration maximum de liquide et le taux minimum de liquide lorsque la courbe opératoire vient tout juste toucher la courbe d'équilibre, comme le montre la courbe "ab".

Sous ces conditions, il devient nécessaire de faire correspondre à la coupe transversale une profondeur infinie, étant donné que la différence de concentration pour le transfert de masse devient nul en bas de la tour.

Dans toute tour réelle, le débit de liquide devra être supérieur à ce minimum pour assurer le fonctionnement de la tour.

Le rapport limite entre L et G, $(L'/G')_{\min}$ peut être calculer par l'équation (6) en posant $y = y_b$ et $x = x_b$

Ce rapport est significatif en ce qui concerne l'aspect rentabilité de l'absorption dans une tour à contre courant.

Si le rapport de liquide au gaz est élevé, la distance moyenne entre les courbes de fonctionnement et d'équilibre est également élevée, la différence devient favorable sur toute la tour, et la tour n'est pas haute. Si l'on doit cependant récupérer le gaz soluté, le coût de récupération est élevé à cause de la dilution de la liqueur riche. Si par contre, on réduit les coûts du procédé de concentration en utilisant moins de liquide, on réduit par là les forces impulsives à l'intérieur de l'absorbeur, et la tour devient plus coûteuse car plus haute.

Le débit optimal de liquide se trouve en établissant un équilibre entre les coûts de récupération et les coûts fixes de l'appareillage.

En général, la courbe de fonctionnement doit être à peu près parallèle à la courbe d'équilibre pour donner une exploitation rentable.

b/ Bilan de matière sur une zone différentielle.

La surface du garnissage d'un petit élément de la colonne d'une unité de section transversale et de hauteur dZ est $a \cdot dZ$.

a : surface spécifique du garnissage

et le flux d'absorption dans cet élément est donné par les équations:

$$\begin{aligned} N_{g \circ} dZ &= K_G a P (y - y^*) dZ \\ &= G dy \\ &= L dx \end{aligned} \quad (7)$$

$$\begin{aligned} \text{ou } N_{A \circ} dZ &= K_G a (p - p^*) dZ \\ &= G \frac{dp}{P} \\ &= \frac{L}{P} dx \end{aligned} \quad (8)$$

Dans le but d'intégrer les équations à travers la hauteur de la colonne, il est nécessaire de déterminer la relation entre la force motrice $(y - y^*)$ ou $(p - p^*)$ et la composition du liquide ou du gaz.

Dans plusieurs cas où l'on ~~peut~~ a affaire à des solutions diluées, ce problème peut être simplifié en considérant que la solubilité obéit à la loi d'Henry: $p^* = H c$ (9) ou $y^* = m x$ (9')

avec cette considération, il peut être ~~simplifié~~ ^{montrer} que la force motrice apparente pour la colonne entière est égale à la moyenne logarithmique de la différence de concentration ou de la différence de pression partielles au haut et bas de la colonne, qui pourrait être calculée à partir des conditions aux limites, du bilan de matière et de la solubilité.

Le bilan de matière donne:

$$y_b - y = \frac{L}{G} (x_b - x)$$

La loi d'Henry donne:

$$y_b^* - y^* = m (x_b - x)$$

La force motrice est donnée par $\Delta y = y - y^*$

$$\Delta y = y_b - y_b^* + \left(m - \frac{L}{G} \right) (x_b - x)$$

d'où $\partial \Delta y = \left(\frac{L}{G} - m \right) dx$

$$\partial y = \frac{L}{G} \partial x = \frac{L/G}{\left[\left(\frac{L}{G} \right) - m \right]} \partial \Delta y$$

$$\frac{L}{G} = \frac{(y_b - y_a)}{(x_b - x_a)} \quad (\text{bilan global de matière})$$

d'où $\frac{L/G}{L/G - m} = \frac{y_b - y_a}{\Delta y_b - \Delta y_a}$ avec $\Delta y_a = y_a - y^*$
 $\Delta y_b = y_b - y^*$

$$\partial y = \frac{y_b - y_a}{\Delta y_b - \Delta y_a} \partial \Delta y$$

(3) donne $\frac{K_G \cdot P \cdot \partial Z}{G} = \frac{\partial y}{\Delta y} = \frac{y_b - y_a}{\Delta y_b - \Delta y_a} \frac{\partial \Delta y}{\Delta y}$

Cette équation peut être intégrée entre les conditions limites

$$\begin{aligned} \frac{K_G \cdot P \cdot \partial Z}{G} &= \frac{y_b - y_a}{\Delta y_b \cdot \Delta y_a} \left(y_b \frac{\partial \Delta y}{\Delta y} \right. \\ &= \frac{y_b - y_a}{\Delta y_b \cdot \Delta y_a} \int_{\Delta y_a}^{\Delta y_b} \frac{\Delta y}{\Delta y} \\ &= \frac{y_b - y_a}{\Delta y_{Lm}} \end{aligned}$$

Δy_{Lm} : moyenne logarithmique de Δy_a et Δy_b

La hauteur de garnissage dans la colonne est donné par

$$Z = \frac{G (y_b - y_a)}{K_G \cdot P \cdot \Delta y_{Lm}}$$

K_G et "a" sont tous les deux caractéristiques du garnissage et peuvent être exprimés par leur produit $K_G \cdot a$.

Le flux de transfert dans un élément quelconque de la colonne par unité de surface et hauteur dZ est donné par les équations:

$$\begin{aligned} N_{R0} \partial Z &= K_G \cdot P (y - y^*) \partial Z \\ &= G' d \left(\frac{y}{\Delta y} \right) \end{aligned}$$

$$N_{A0} dz = G' \frac{dy}{(1-y)^2} = L' \frac{dx}{(1-x)^2} \quad (10)$$

$$N_{A0} dz = K_G a_c (p - p^*) dz$$

$$= G' \frac{p dp}{(p-p^*)^2} \quad (11)$$

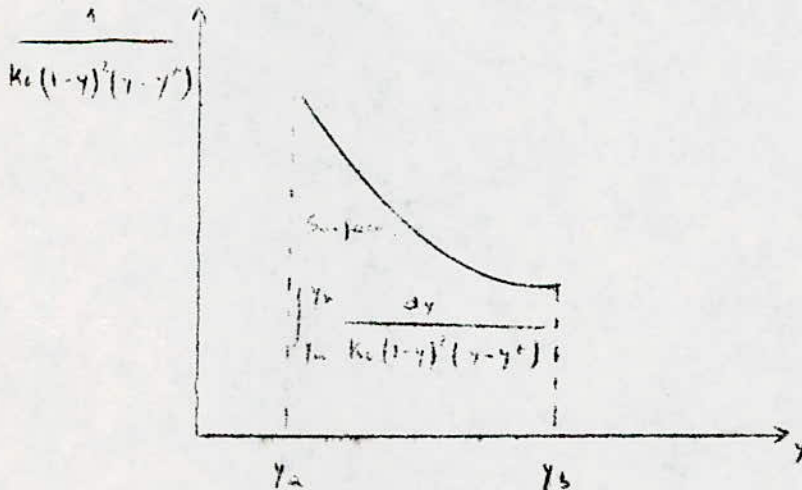
La hauteur de garnissage, Z , est obtenue par intégration à partir des équations (10) et (11)

$$dz = \frac{G'}{K_G a_c P} \frac{dy}{(1-y)^2 (y-y^*)} \quad (12)$$

$$= \frac{G'}{K_G a_c P} \frac{p dp}{(p-p^*)^2 (p-p^*)}$$

L'intégration de cette expression est compliquée car K_G dépend du débit total de gaz G et de la pression partielle des inertes p_i qui, tous les deux dépendent de y . Il est d'abord nécessaire de calculer K_G pour différentes compositions intermédiaires.

L'intégrale peut être évaluée graphiquement en sortant $\frac{1}{K_G (1-y)^2 (y-y^*)}$ en fonction de y .



La surface sous la courbe entre les limites y_a et y_b donne la valeur de l'intégrale $\int_{y_a}^{y_b} \frac{dy}{K_G (1-y)^2 (y-y^*)} = \frac{a \cdot Z \cdot P}{G'}$

Conformément à la théorie du double film, l'absorption d'un gaz très soluble est contrôlée par la résistance dans la phase gazeuse.

Malgré tout, dans la plupart des cas pratiques, une résistance appréciable existe dans la phase liquide même avec des gaz très solubles tel que NH_3 dans l'eau.

Quand les données sont disponibles sur les coefficients individuels de film gazeux ou liquide k_G et k_L , le coefficient global de la phase gazeuse peut être calculé en utilisant l'équation:

$$\frac{1}{K_G} = \frac{1}{k_G} + \frac{H}{k_L}$$

c^0 Coefficients de la phase liquide.

L'absorption des gaz à faible solubilité est contrôlée par la diffusion dans le film liquide et le calcul est basé sur le coefficient de la phase liquide.

K_L Le flux de transfert dans une hauteur différentielle dZ est donné par:

$$\begin{aligned} N_A a dZ &= K_L a (c^* - c) dZ \\ &= L dx \\ &= L' d \left(\frac{y}{1-x} \right) \quad (13) \end{aligned}$$

À des concentrations faibles de soluté ($1-x \approx 1$) et $x = \frac{cM}{\rho^b} = \frac{c}{\rho^b}$

$$dZ = \frac{L' dc}{\rho^b K_L a (c^* - c)}$$

$$Z = \frac{L}{\rho^b K_L a} \int_{c_a}^{c_b} \frac{dc}{(c^* - c)} \quad (14)$$

Quand les courbes d'équilibre et opératoires sont des droites, la différence de concentration moyenne peut être prise comme la moyenne logarithmique de la différence de concentration aux extrémités de la colonne, et la hauteur de garnissage est calculée comme:

$$Z = \frac{L' (y_a - y_b)}{G (K_{L,a} - \Delta X_{L,m})} \quad (15)$$

où $\Delta X_{L,m} = \frac{(x_b^* - x_1) - (x_a^* - x_2)}{\ln \frac{x_b^* - x_1}{x_a^* - x_2}}$

4°/ L'unité de transfert.

L'idée d'une unité de transfert est utile dans l'interpolation et la corrélation des données de transfert de masse. Elle est fondée sur l'idée de division de la zone garnie en un certain nombre d'unités de contact appelées "unité de transfert".

La profondeur de garniture exigée par une seule unité est dite "hauteur d'une unité de transfert" ou H.U.T. La hauteur totale de la zone garnie est alors : $Z_t = N_t \times H$

N_t : nombre d'unité de transfert

H : H.U.T.

Le nombre d'unité de transfert dans une colonne de hauteur totale Z_t est défini par l'une ou l'autre des quatre équations suivantes:

$$N_{t,y} = \int_{y_2}^{y_1} \frac{dy}{y_a (1-y)(y-y_1)} \quad (16a)$$

$$N_{t,y} = \int_{y_2}^{y_1} \frac{dy}{y_b (1-y)(y-y_1^*)} \quad (16b)$$

$$N_{t,x} = \int_{x_2}^{x_1} \frac{dx}{x_a (1-x)(x-x_1)} \quad (16c)$$

$$N_{t,x} = \int_{x_2}^{x_1} \frac{dx}{x_b (1-x)(x-x_1^*)} \quad (16d)$$

Chacun de ces nombres diffère des autres dans chaque situation donnée, et choisir entre eux est une question de commodité.

Les différences entre eux sont compensées par les ordres de grandeur des H.U.T. correspondants.

Les quantités N_{toy} et N_{tox} sont basées sur des forces impulsives générales et N_{ty} et N_{tx} sont basées sur des forces impulsives individuelles.

Nous remarquerons que:

$$N_{ty} = \frac{k_y a}{G} Z_r$$

d'où

$$H_y = \frac{C}{k_y a} \quad (17a)$$

de même

$$H_x = \frac{L'}{k_x a} \quad (17b)$$

$$H_{oy} = \frac{C'}{k_{oy} a} \quad (17c)$$

$$H_{ox} = \frac{L'}{k_{ox} a} \quad (17d)$$

On peut regarder une unité de transfert comme étant une zone dans laquelle le changement survenant à la composition d'un écoulement est numériquement égal à la force impulsive moyenne dans cette zone.

Les H.U.T. générales sont liées aux H.U.T. individuelles comme suit:

$$\frac{H_{oy}}{C'} = \frac{H_y}{C} + \frac{m H_x}{L'}$$

$$H_{oy} = H_y + \frac{m C'}{L'} H_x \quad (18)$$

Nous admettons ici que $G'/k_y a$ et $L'/k_x a$ sont constants.

$$H_{ox} = H_x + \frac{L'}{m C'} H_{oy} \quad (19)$$

H_{oy} et H_{ox} sont constants lorsque les coefficients m, L', G', k_y et k_x sont constants sur toute la tour.

Les courbes de fonctionnement et d'équilibre, étant rectilignes, exigent que les coefficients soient constants, et plus les courbes sont rectilignes, plus les H.U.T. varient. La méthode H.U.T. présente sa plus grande utilité lorsque la courbe d'équilibre est rectiligne et que l'incurvement de la courbe de fonctionnement est négligeable.

On a développé des équations visant à corriger les incurvements de ces

courbes tant qu'ils ne sont pas très prononcés.

a/ Avantages de la méthode H.U.T.

La H.U.T. présente une affinité étroite avec le coefficient de transfert de masse, et les deux quantités sont essentiellement équivalentes. La H.U.T. est plus facile à comprendre par l'imagination, sa dimension n'étant qu'une longueur. Les unités du coefficient de transfert sont plus complexes, et les ordres de grandeur numériques en varient sur des plages très étendus.

En plus, puisque dans les tours garnies $k_y a$ augmente avec G' et $k_x a$ avec L' les rapports $G'/k_y a$ et $L'/k_x a$ et donc H_y et H_x , sont presque indépendantes des débits de liquide et de gaz.

La plupart des données expérimentales sur les tours garnies sont données en H.U.T. plutôt qu'en coefficients.

b/ Effets prépondérant de la résistance gaz ou de la résistance liquide

Dans le cas d'un gaz peu soluble, n , la pente de la droite d'équilibre est raide, étant donné que la concentration dans la phase gazeuse à l'équilibre est bien plus grande que celle de la phase liquide. De l'équation (19) il apparaît que la quantité L/mG est petite, à moins que le rapport L/G ne soit grand aussi et H_{ox} en devient presque égal à H_x .

L'effet de la pellicule de gaz peut être alors ignoré, et l'on dit que la résistance liquide est "prépondérante".

Pour des gaz solubles, la pente m est faible, puisque, une concentration faible de gaz à l'équilibre correspond à une forte concentration de liquide.

A ce moment là la quantité mG/L de l'équation (18) est faible, et H_{oy} en devient presque égale à H_y . Les conditions dans le liquide ne présentent alors plus d'importance, et la résistance gaz est "prépondérante".

La conclusion que la résistance gaz ou liquide est prépondérante dans un

cas donné doit être tirée avec précaution, car les conditions de l'opération peuvent se trouver telles qu'un ordre de grandeur faible ou fort de m soit compensé par l'ordre de grandeur du rapport entre gaz et liquide.

Lorsque par exemple, on poursuit une absorption d'un gaz de faible solubilité, on utilise un débit de liquide élevé afin d'assurer une élimination suffisante de gaz soluté, L/G devient alors grand, faisant alors que le rapport L/mG peut être appréciable malgré la valeur élevée de m , et, comme le montre l'équation (19), les résistances gaz et liquide restent toutes deux importantes.

Dans la plupart des opérations industrielles, les deux résistances sont importantes mais dans le travail expérimental, on fixe souvent exprès des conditions de manière à rendre négligeable l'une des résistances afin de pouvoir plus facilement étudier l'autre résistance.

c/ Courbes opératoires et d'équilibre rectilignes: Force impulsive moyenne logarithmique.

Lorsque les courbes opératoires et d'équilibre sont rectilignes, l'équation
$$\int_{y_1}^{y_2} \frac{dy}{y - y^*} = \left(\frac{K_{12}}{G'} \right) Z_T$$
 est susceptible d'être transformée par une intégration formelle. Etant donné que y et y^* sont tous deux reliés à x par une relation linéaire, leur différence l'est aussi, d'où:

$$G' (y - y^*) = K_{12} (y - y^*)_{Lm} Z_T \quad (20)$$

$$\text{ou } (y - y^*)_{Lm} = \frac{(y_b - y_b^*) - (y_a - y_a^*)}{\ln \frac{y_b - y_b^*}{y_a - y_a^*}}$$

Pour la phase liquide, l'équation correspondante est:

$$L' (x_b - x_a) = K_{21} (x^* - x)_{Lm} Z_T \quad (21)$$

En fonction des H.U.T. généraux, on peut écrire:

$$N_{1a} = \frac{y_b - y_a}{(y - y^*)_{Lm}} \quad (22)$$

$$N_{2a} = \frac{x_b - x_a}{(x^* - x)_{Lm}} \quad (23)$$

d/ Les coefficients et les H.U.T. dans les tours garnies.

Bien que la construction d'une tour garnie soit simple, l'action qui a lieu dans cet appareillage est complexe. Le procédé comporte un écoulement du gaz à travers un lit de solides, une distribution et un écoulement du liquide sur les mêmes solides, une interaction des deux écoulements de fluides et un transfert de la composante soluté d'un écoulement à l'autre.

Des réactions chimiques au sein du liquide peuvent aussi s'avérer importantes dans de nombreux cas.

On connaît peu sur les détails du procédé. Il est difficile de mesurer l'une quelconque des résistances indépendamment de l'autre et aussi de décomposer une H.U.T. générale en H.U.T. individuelle.

Admettre un équilibre à la surface de contact est sujet à question, et la théorie des deux résistances constitue clairement une simplification exagérée.

Le modèle faisant appel à l'idée de pénétration présente peut être un réalisme supérieur mais peu de coefficients ont été mesurés pour ce modèle.

En ces circonstances, la recherche sur les coefficients dans les tours a nécessairement été fort empirique, quoique guidé par l'analyse dimensionnelle.

Une H.U.T. individuelle dépend à la fois du coefficient k et de l'aire par unité de volume de garnissage " a ". Les variables qui régissent le k d'une phase unique sont, admet-on, les suivantes:

- les débits massiques des deux phases
- la viscosité, la densité et la diffusibilité de la phase et les dimensions et les formes de la garniture.

Ces mêmes variables, exception faite de la diffusibilité, influencent la quantité " a ". On sait aussi que " a " est influencé par la tension à la surface de contact entre les phases fluides, par la présence d'agents surfactifs dans le liquide, et par les caractéristiques de la garniture sous le rapport de

leur action muillante, L'ordre de grandeur de "a" n'est lié ni à l'aire ni à la forme des éléments de garniture par une relation simple.

En négligeant les influences des facteurs dus à la surface, on peut écrire la H.U.T. d'une phase unique sous la forme:

$$H = \Psi \left(G, \rho, \mu, D_m, D_p, b_1, b_2, \dots, b_n \right) \quad (24)$$

L: débit massique du liquide

G: " " " gaz

μ : viscosité de la phase

D_m : diffusibilité molaire de la phase

D_p : dimensions de la garniture

b_1, b_2, \dots, b_n : longueurs suffisantes pour définir la géométrie de la garniture et sa disposition à l'intérieur de la tour

Une analyse dimensionnelle, faite selon la méthode usuelle, donne pour une H.U. de la phase gazeuse le résultat suivant:

$$\frac{H_g}{D_p} = \Psi_g \left(\frac{D_p L}{\rho_g}, \frac{G}{L}, \frac{\rho_g}{D_m M_g}, \frac{b_1}{D_p}, \frac{b_2}{D_p}, \dots, \frac{b_n}{D_p} \right) \quad (25)$$

Les UNE équation analogue pour une H.U.T. basée sur le liquide est:

$$\frac{H_l}{D_p} = \Psi_l \left(\frac{D_p L}{\rho_l}, \frac{G}{L}, \frac{\rho_l}{D_m M_l}, \frac{b_1}{D_p}, \frac{b_2}{D_p}, \dots, \frac{b_n}{D_p} \right) \quad (26)$$

Les nombres de Reynolds et de Schmidt réapparaissent. Malgré beaucoup de travail expérimental méticuleux sur les coefficients et les H.U.T., il n'existe pas suffisamment de données pour permettre l'utilisation complète des équations (25) et (26) et les corrélations qui existent n'expliquent que certaines variables. Par exemple la dimension particulière D_p caractéristique à des garnitures de formes différentes n'a pas été choisie, et les influences des coefficients découlant de la forme géométrique tel b_1/D_p restent inconnues.

Quelques corrélations parmi les plus importantes qui existent entre les diverses données sur les H.U.T. figurent aux paragraphes suivants.

e/ H.U.T. dans la phase liquide.

On rencontre deux sortes de résistances liquides;

Dans le cas des gaz relativement insolubles qui ne réagissent point chimiquement avec le liquide, le transfert de masse constitue un processus physique.

On a trouvé une corrélation efficace pour de tels gaz (Sherwood et Holloway 1940) que l'on peut écrire sous la forme de l'équation suivante:

$$H_x = \frac{1}{x} \left(\frac{L}{r_s} \right)^n \left(\frac{r_s}{D_{m,x} M_x} \right)^{0.5} \quad (27)$$

où x et n représentent des constantes, dont les valeurs sont données dans la bibliographie.

Dans l'absorption par l'eau de quelques gaz solubles, des réactions d'ionisation et d'hydrolyse se produisent entre l'eau et le soluté qui modifient la H.U.T. du liquide. Ce phénomène a lieu pour le chlore, le dioxyde de soufre et probablement pour le gaz ammoniac, et l'équation (27) est inapplicable.

L'équation suivante par exemple est utilisable pour l'absorption du dioxyde de soufre dans de l'eau à 77°F:

$$k_x \cdot a = 0,152 L^{0,82} \quad (28)$$

L : débit massique lb/hr.sq ft.

La H.U.T. de la résistance liquide varie avec la température à cause de l'influence de la température sur le nombre de Schmidt. Cette influence de la température dans le cas des liquides peut s'estimer au moyen de l'équation:

$$H_x = H_{x0} \exp(-0,013(T - T_0))$$

H_{x0} : H.U.T. à T_0

H_x : H;U;T; à T °F

f/ H.U.T. dans la phase gazeuse.

Les corrélations des données pour H_y ne sont pas bien établies. On a suggéré une équation de la forme suivante pour relier l'ensemble des données expéri-

mentales (Perry, page I8-33; I8-51)

$$H_y = \beta \frac{G^2}{L^2} \quad (28)$$

où β , γ et δ représentent des constantes empiriques.

Pour des systèmes différents traités avec la même sorte de garniture, on peut admettre une variation de H_y , selon la racine carré du nombre de Schmidt,

L'équation (29) est nettement dimensionnelle et les constantes de l'équation dépendent du choix d'unités.

La résistance de la phase gazeuse est insensible à la température, car pour le gaz, le nombre de Schmidt ne varie pas grandement selon la température.

Comme exemple De la façon dont on peut appliquer l'équation (29), Whitney et Vivian (1949) ont trouvé l'expression suivante pour l'absorption du dioxyde de soufre dans de l'eau sur une garniture d'anneaux de 1 pouce

$$H_y = 1,23 G^{0,3} / L^{0,25} \quad (30)$$

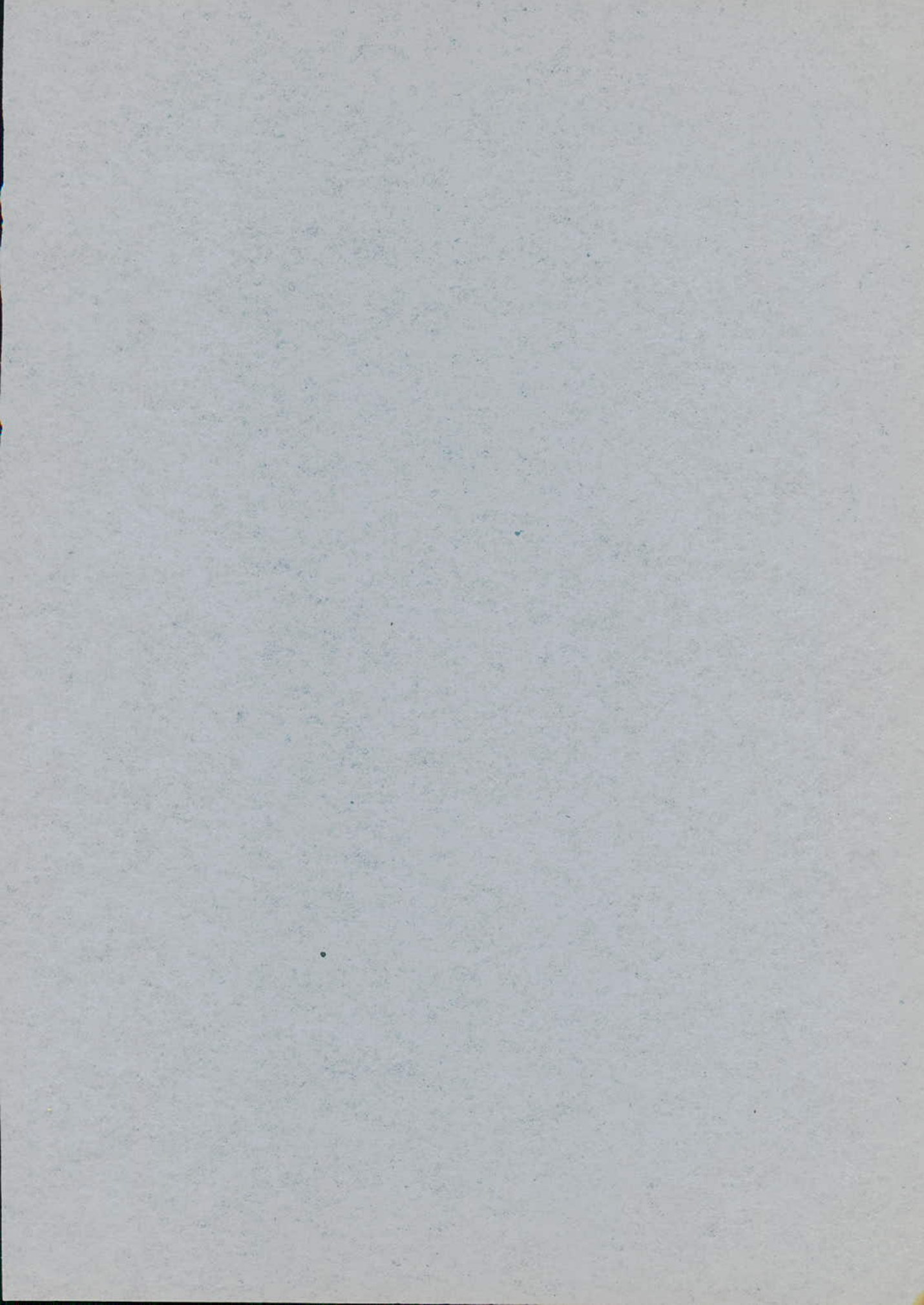
G: débit massique du gaz lb/hr.sq ft.

L: " " du liquide "

Cette équation, lorsqu'on l'utilise avec l'équation (28) ^{aussi} tient compte de l'influence des réactions chimiques au sein de la phase liquide.

g/ Coefficients et H.U.T. généraux:

Les manuels habituels énumèrent les données sur les quantités générales K_y, K_x, H_{Oy} et H_{Ox} . Lorsqu'on peut les obtenir, ces données sont utiles, pourvu qu'on les utilise dans des conditions comparables à celles dans lesquelles on les a déterminées. Cela est particulièrement vrai lorsque la courbe d'équilibre est fortement incurvée, à cause de l'importance de m dans les relations entre les coefficients généraux et individuels.



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

MODIFICATIONS DE LA COLONNE

Il a été constaté, lors de la première mise en oeuvre de la colonne d'absorption, un certain nombre d'anomalies dont les principales sont:

- un étranglement de la colonne prévu pour soutenir le support de garnissage (fig.1) et provoquant des engorgements prématurés (engorgement survenant longtemps avant celui du garnissage)
- un support de garnissage ne permettant pas de ranger la première couche d'éléments de garniture.
- existence de serpentins double au dessus de l'entrée du gaz augmentant ainsi dans cette zone la surface de contact gaz-liquide et conduisant à une absorption avant que le gaz n'atteigne le garnissage.

Pour remédier à ces anomalies de construction, nous avons modifié complètement la colonne:

- en supprimant les serpentins existants
- en remplaçant les supports de garnissage existants par d'autres (fig.2) permettant de ranger la première couche de garnissage
- en inversant les éléments de la colonne afin que les étranglements prévus sur ces derniers soient en haut de colonne et ne provoquent pas d'engorgement
- l'absence de débitmètre phase gazeuse nous a contraint à concevoir un orifice muni d'un diaphragme permettant de mesurer le débit de gaz actif à l'entrée de la colonne. Cet orifice ne permettant pas la lecture de très faibles débits, nous avons monté en série avec ce dernier un compteur à gaz. Il nous a fallu, lors du montage de la colonne et faute d'un second débitmètre pour la phase liquide, placer un tube en "T" après le débitmètre afin de pouvoir alimenter un ou deux éléments garnis. Nous avons muni les circuits d'alimentation de robinets à pointeau permettant à la fois d'alimenter un élément ou deux et de régler le débit de liquide à l'entrée de la colonne.

- nous avons aussi muni différentes parties de la colonne de sondes thermométriques. Ces dernières ont été placées comme suit:

T1:entrée du liquide

T2:sortie du liquide

T3:entrée phase gazeuse

T4 sortie phase gazeuse

T5:colonne entre 1^{er} et 2^{ème} élément

T6:température ambiante

Nous avons donc travaillé sur une colonne représentée sur la figure 4.

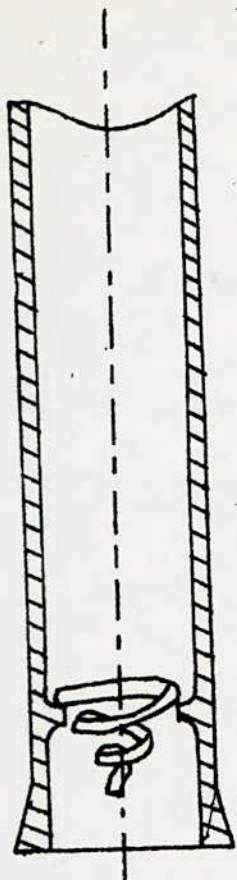


Fig. 1

Etranglement de la colonne et support de garnissage

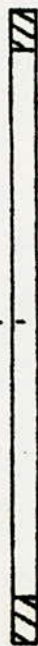
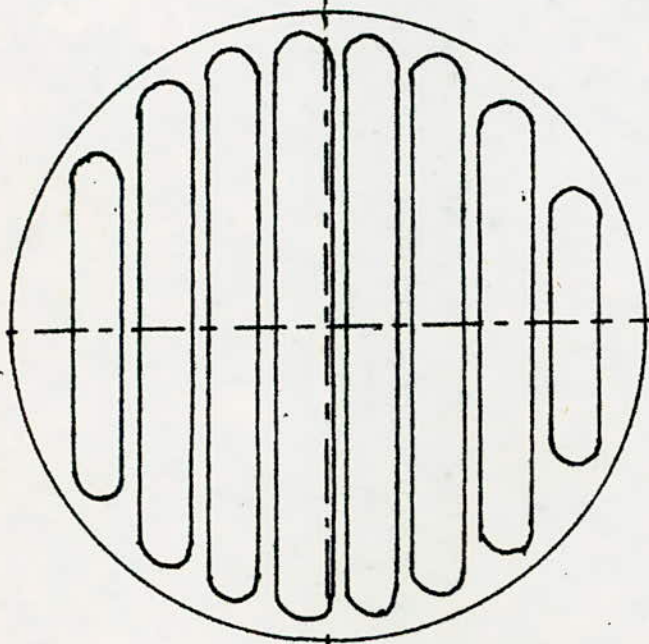
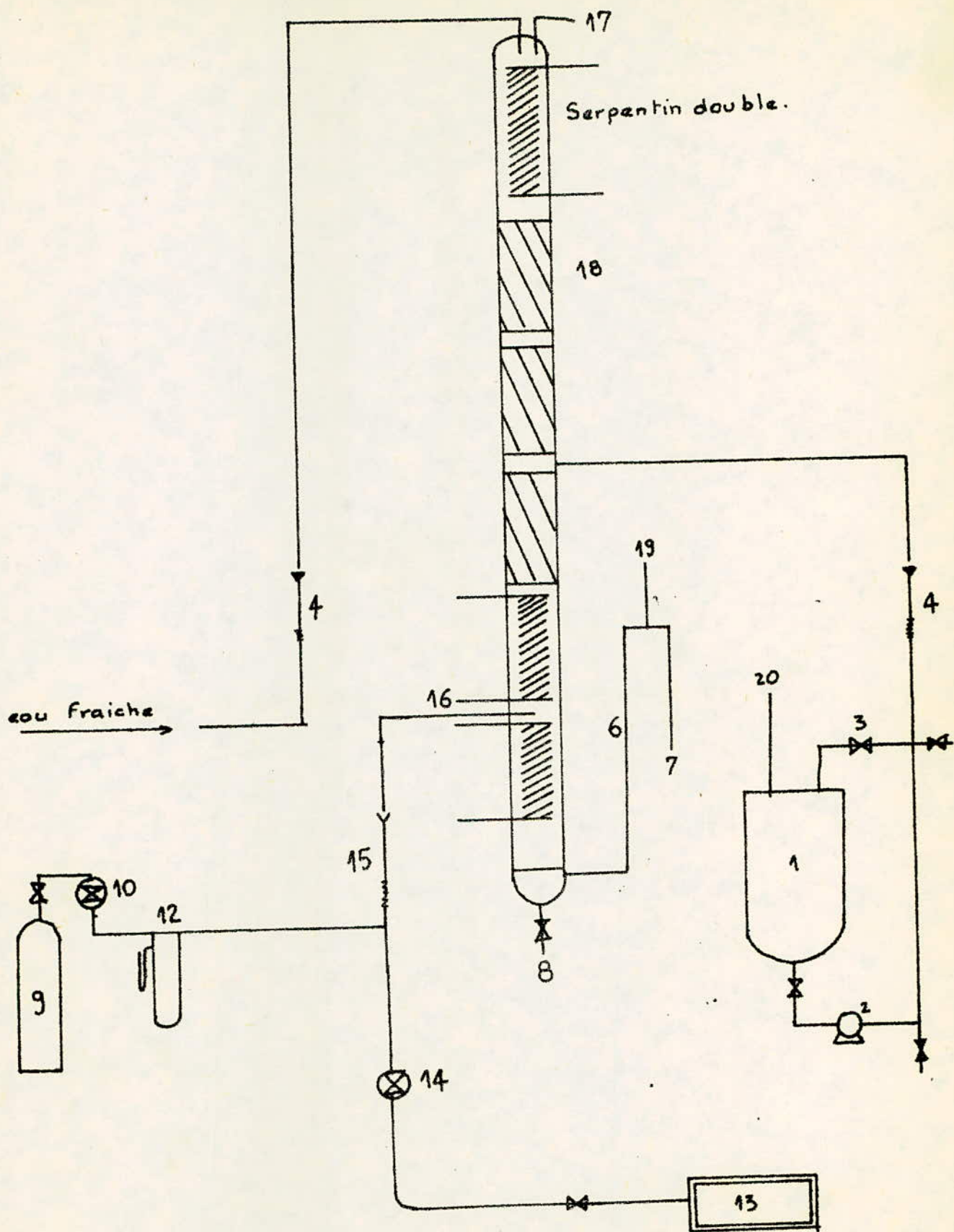


Fig. 2

Nouveau support de garnissage



Colonne avant modification

VUE ECLATEE DE L'ORIFICE

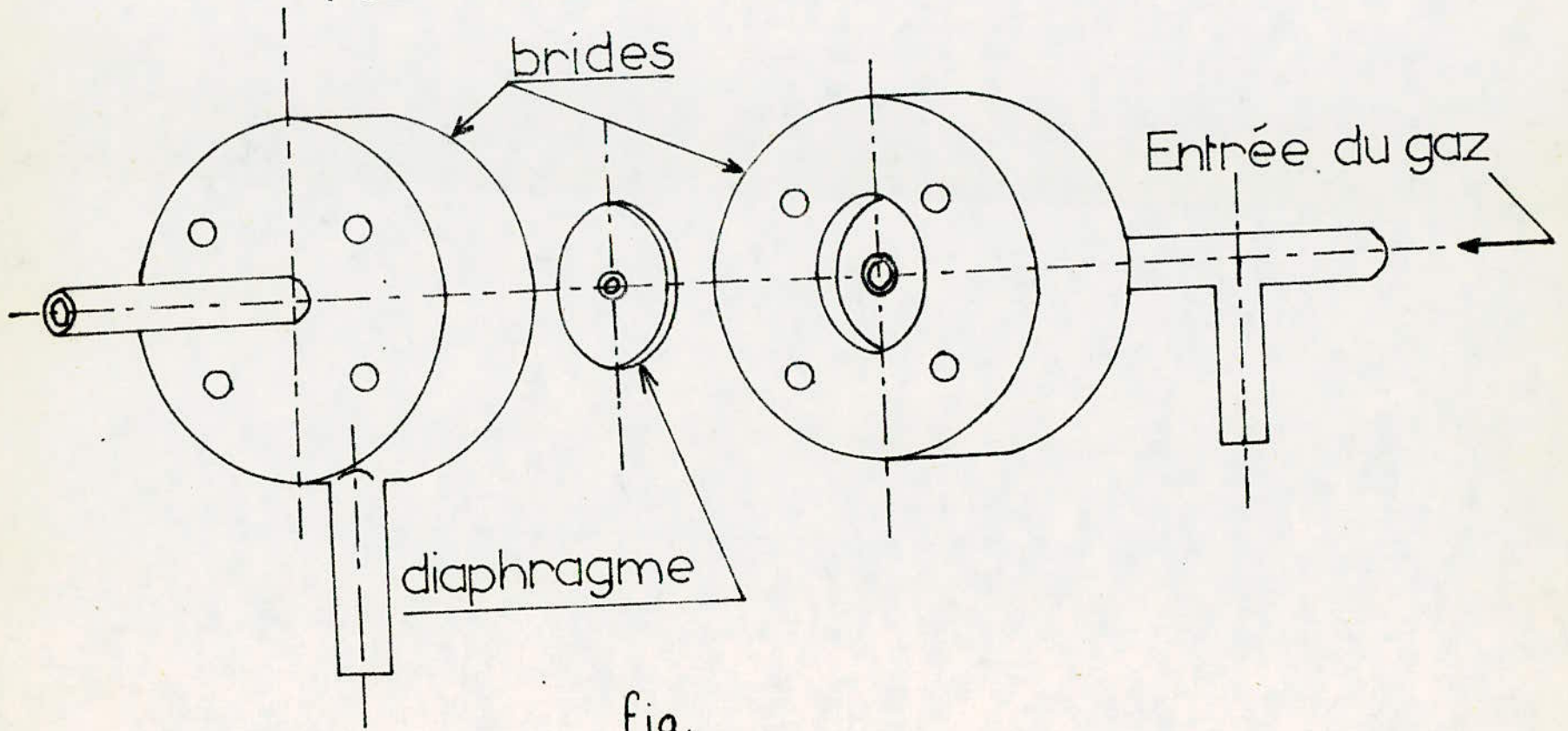
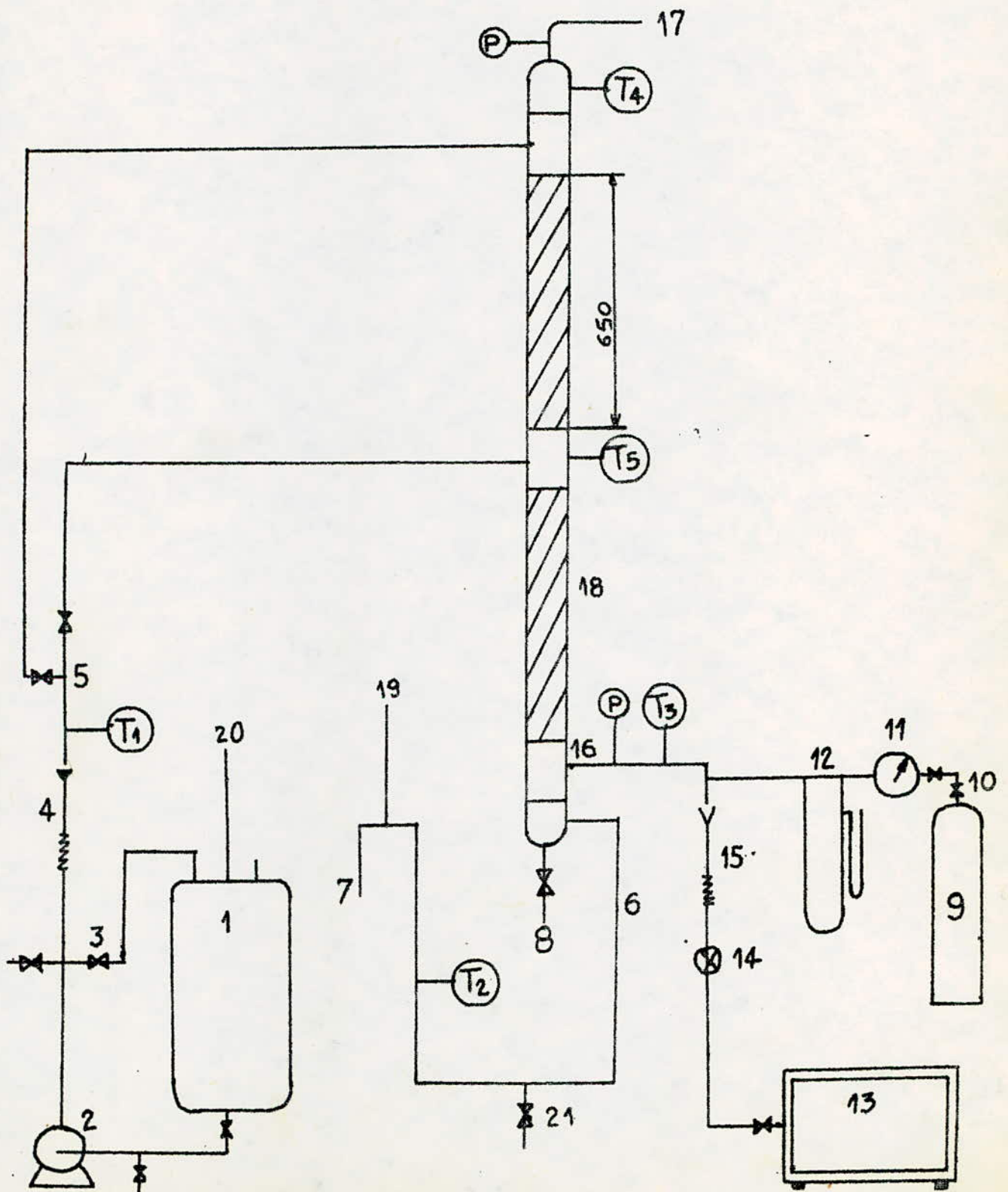


fig.

COLONNE D'ABSORPTION

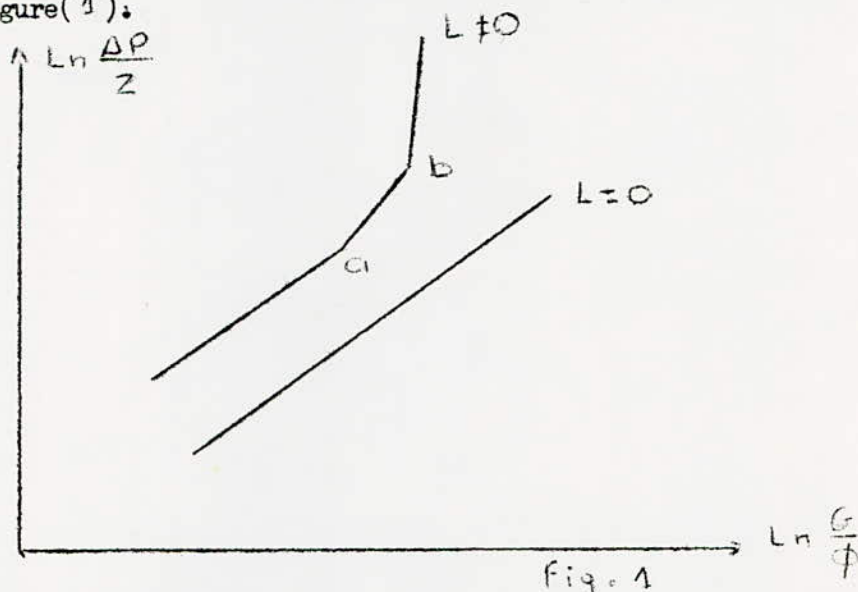


LEGENDE

- I : Bac d'alimentation
- 2 : Pompe centrifuge
- 3 : Vanne de by-pass
- 4 : Débitmètre phase liquide
- 5 : Tube en "T"
- 6 : Syphon
- 7 : Sortie du liquide
- 8 : Vanne de vidange de la colonne
- 9 : Bouteille de gaz carbonique
- 10 : Détendeur
- 11 : Compteur à gaz
- 12 : Orifice
- 13 : Compresseur à air
- 14 : Vanne pour réglage du débit d'air
- 15 : Débitmètre phase gazeuse (air)
- 16 : Entrée gaz (air + CO₂)
- 17 : Sortie gaz
- 18 : Garnissage: anneaux Raschig 10,5 x 10,35 x 1,35
- 19 : Tube ouvert à l'atmosphère
- 20 : " " " "
- 21 : Vanne de vidange du syphon

Introduction

Lorsque, dans une colonne à garnissage, on augmente progressivement le débit de gaz G en laissant fixe le débit de liquide L, le logarithme de la perte de charge par unité de longueur de garnissage $\frac{\Delta P}{Z}$ varie en fonction du logarithme de $\frac{G}{\phi}$, ou est la section droite de la colonne comme l'indique schématiquement la figure(1).



Le point anguleux "a" est le point de charge. Au delà du point anguleux "b" commence la zone d'engorgement.

La capacité des colonnes est déterminée par les conditions de l'engorgement qui sont exprimées par des corrélations algébriques ou graphiques dont la précision est médiocre en raison du nombre de paramètres mis en jeu. (V)

Une des corrélations les plus utilisées pour les colonnes gaz-liquide est celle développée par Sherwood, Shipley et Holloway (1938), d pour les points d'engorgement. (VI)

Ces derniers portent en abscisse le groupe sans dimension $\frac{L}{G} \sqrt{\frac{\rho_g}{\rho_l}}$ et en ordonnée $\frac{u^2 a}{g \epsilon^3} \left(\frac{\rho_g}{\rho_l} \right) \mu_L^{0,2}$ avec

u: vitesse superficielle du gaz $\frac{m}{s}$
 a: surface spécifique du garnissage $\frac{m^2}{m^3}$

g: constante gravitationnelle $\frac{m}{s^2}$

ρ_g : masse volumique du gaz $\frac{kg}{m^3}$

ρ_l : " " " liquide $\frac{kg}{m^3}$

L :débit massique du liquide $\frac{kg}{s \cdot m^2}$

G : " " " gaz $\frac{kg}{s \cdot m^2}$

μ_L : viscosité du liquide en centipoises ϵ : porosité

Cette corrélation nous permettra de comparer nos résultats avec ceux établis par WHITE (1941) pour une colonne de même diamètre que la notre (76mm), un garnissage constitué d'anneaux Raschig de 12,7mm de diamètre et le système air-eau.

MODE OPERATOIRE ET RESULTATS.

Cette étude a été précédée par l'étalonnage des débitmètres phase liquide et phase liq gazeuse dont les résultats et les courbes sont données en annexe.

L'étude hydrodynamique a pour but de déterminer, pour différents débits liquides, les débits gazeux provoquant l'engorgement. Ce dernier se manifeste par un "bouillement" prenant naissance dans le garnissage et par une augmentation importante de la perte de charge.

Le mode opératoire est le suivant: nous fixons un débit liquide L et nous augmentons le débit gazeux G en relevant à chaque fois la perte de charge affichée sur le tableau de contrôle.

Nous procédons de la même manière pour différents débits liquides.

Les résultats obtenus nous permettront de calculer $\ln \frac{P}{Z}$ et $\ln \frac{G}{\phi}$ où:

P: perte de charge en N/m^2

Z : hauteur garnie en m

G : débit gazeux en kg/h

ϕ : section droite de la colonne en m^2

Notons que le diamètre intérieur de la colonne est de 76,2mm

Ces valeurs seront alors portées sur un graphe $\ln P/Z = f(\ln G/\phi)$

Les résultats obtenus sont regroupés dans les tableaux suivants.

$\ln \frac{G}{\rho} = 6,46$

TABLEAU I

$L=5054,85 \text{ kg} / \text{h.m}^2$

$P=755;4 \text{ mm Hg}$

$T= 292 \text{ }^\circ\text{K}$

$G \text{ (kg/h)}$	$\ln G$	$p \cdot 10^2 \text{ (N/m}^2\text{)}$	$P/Z \text{ (N/m}^3\text{)}$	$\ln \Delta P/Z$	$\ln G/p$
2,91	1,07	0,2	15,38	2,73	6,46 //
5,24	1,66	0,6	46,16	3,83	7,05
6,41	1,86	1,1	84,62	4,44	7,25
7,96	2,07	1,7	130,77	4,87	7,47
9,13	2,21	2,6	200	5,30	7,60
11,07	2,44	3,8	292,31	5,68	7,80
13,40	2,62	6,1	469,23	6,13	7,99
14,96	2,72	7,8	600	6,40	8,10
16,51	2,80	10,3	792,31	6,67	8,19
17,68	2,87	14,2	1092,31	7,00	8,26

TABLAU II

$L=15796,40 \text{ kg/h.m}^2$ $P=755,4 \text{ mm Hg}$ $T=292^\circ\text{K}$

$G \text{ (Kg/h)}$	$\text{Ln } G$	$P \cdot 10^{-2} \text{ (N/m}^2\text{)}$	$P/Z \text{ (N/m}^3\text{)}$	$\text{Ln } P/Z$	$\text{Ln } G/P$
5,63	1,73	0,9	69,23	4,24	7,12
6,80	1,92	1,6	123,08	4,81	7,31
8,35	2,12	2,3	176,92	5,18	7,51
9,91	2,33	3,7	284,62	5,65	7,72
11,07	2,44	4,8	369,23	5,91	7,80
12,24	2,54	5,9	453,85	6,12	7,90
13,29	2,65	7,7	592,31	6,38	8,01
14,96	2,72	9,7	746,15	6,61	8,10
16,51	2,80	13,2	1015,38	6,92	8,19
17,68	2,87	16,7	1284,61	7,16	8,26
18,08	2,89	17,7	1361,54	7,22	8,29

TABLEAU III

$L=19903,45 \text{ kg/h}\cdot\text{m}^2$

$P=755,4 \text{ mm Hg}$

$T=292 \text{ }^\circ\text{K}$

$G \text{ (kg/h}\cdot\text{m)}$	$\text{Ln } G$	$P/Z \text{ (N/m}^2) \cdot 10^{-2}$	$P/Z \text{ (N/m}^3)$	$\text{Ln } P/Z$	$\text{Ln } G/\phi$
2,14	0,76	0,4	30,77	3,43	6,15
2,91	1,07	0,6	46,15	3,83	6,46
3,69	1,31	0,9	69,23	4,24	6,70
4,47	1,50	1,3	100	4,61	6,89
5,24	1,66	1,7	130,77	4,87	7,05
6,02	1,79	1,9	146,15	4,98	7,18
7,58	2,08	3,0	230,77	5,44	7,42
9,13	2,21	4,2	323,08	5,78	7,60
11,07	2,44	6,0	461,54	6,13	7,80
12,24	2,54	8,0	615,38	6,42	7,90
13,40	2,62	10,1	776,92	6,66	7,99
14,96	2,72	13,9	1068,23	6,97	8,10
16,51	2,80	-	-	-	8,19
17,68	2,87	-	-	-	8,26

TABLEAU IV

L=26537,96 kg/h.m²

P=755,4 mmHg.

T=294°K

G(kg/h)	Ln G	$P \cdot 10^{-2} (N/m^2)$	$P/Z (N/m^2)$	Ln P/Z	Ln G/φ
3,30	1,19	0,6	46,15	3,83	6,58
4,08	1,41	1,0	76,92	4,34	6,80
4,86	1,58	1,4	107,69	4,68	6,97
5,63	1,73	1,9	146,15	4,98	7,12
6,41	1,86	2,4	184,62	5,22	7,25
7,19	1,97	2,8	215,38	5,37	7,36
8,74	2,17	4,3	330,77	5,80	7,56
9,52	2,25	5,2	400,00	5,99	7,64
10,29	2,33	6,3	484,62	6,18	7,72
11,07	2,40	7,8	600,00	6,40	7,80
11,85	2,47	9,4	723,08	6,58	7,86
12,63	2,54	10,8	830,77	6,72	7,93
13,40	2,60	13,4	1030,77	6,94	7,99
14,18	2,65	15,7	1207,69	7,10	8,04
14,96	2,71	-	-	-	8,10
16,90	2,83	-	-	-	8,22

TA BLEAU V

$L=29855,20 \text{ kg/h}\cdot\text{m}^2$

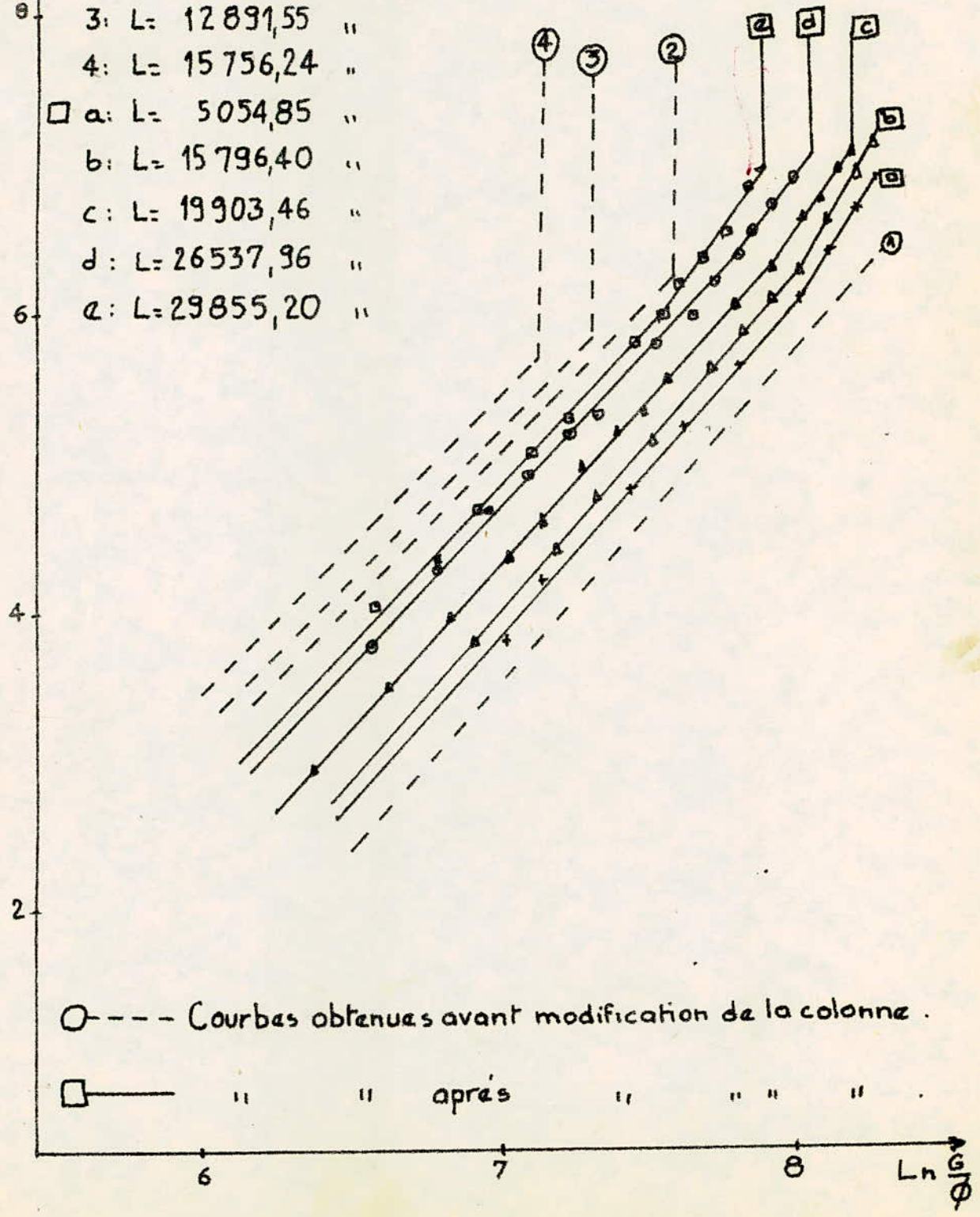
$P=757 \text{ mmHg}$

$T=294^\circ\text{K}$

$G=(\text{kg/h})$	$\text{Ln } G$	$\Delta P \cdot 10^{-2} (\text{N/m}^2)$	$\Delta P/Z (\text{N/m}^2)$	$\text{Ln } \Delta P/Z$	$\text{Ln } G/\phi$
3,30	1,19	0,9	69,23	4,24	6,58
4,08	1,41	1,0	76,92	4,34	6,80
4,86	1,58	1,4	107,69	4,68	6,97
5,63	1,73	2,1	161,54	5,08	7,12
6,41	1,86	2,6	200	5,30	7,25
7,96	2,07	4,3	330,77	5,80	7,47
8,74	2,17	5,2	400	5,99	7,56
9,52	2,25	6,6	507,69	6,23	7,64
10,23	2,33	7,2	553,85	6,32	7,72
11,07	2,40	9,4	723,08	6,58	7,80
11,85	2,60	12,1	930,77	6,84	7,86
13,40	2,65	-	-	-	7,99
14,18		-	-	-	8,04

$$L_n \frac{\Delta P}{Z} = f \left(L_n \frac{G}{\phi} \right)$$

- $L_n \frac{\Delta P}{Z}$
 O 1: L = 0 kg/h.m²
 2: L = 7806,55 "
 3: L = 12891,55 "
 4: L = 15756,24 "
 □ a: L = 5054,85 "
 b: L = 15796,40 "
 c: L = 19903,46 "
 d: L = 26537,96 "
 e: L = 29855,20 "



Allure des courbes:

Pour un débit liquide L , de faibles débits gazeux provoquent une augmentation régulière de la perte de charge jusqu'au premier point de cassure de la courbe $\ln(\Delta P/Z) = f(G/\phi)$ appelé point de charge.

En augmentant le débit gazeux, la perte de charge augmente avec une pente de la courbe légèrement plus élevée que le premier tronçon.

A partir d'un certain débit gazeux, nous obtenons une deuxième cassure de la courbe; c'est la zone d'engorgement caractérisée par une augmentation vertigineuse de la perte de charge.

Ceci peut s'expliquer par le fait que la section libre de la colonne diminue avec l'augmentation du débit liquide.

Pour un débit liquide fixé L , l'accumulation de liquide dans le garnissage augmente avec l'augmentation de G d'où une augmentation de la perte de charge.

L'engorgement est dû à un transport d'eau vers le haut de la colonne par un débit trop fort.

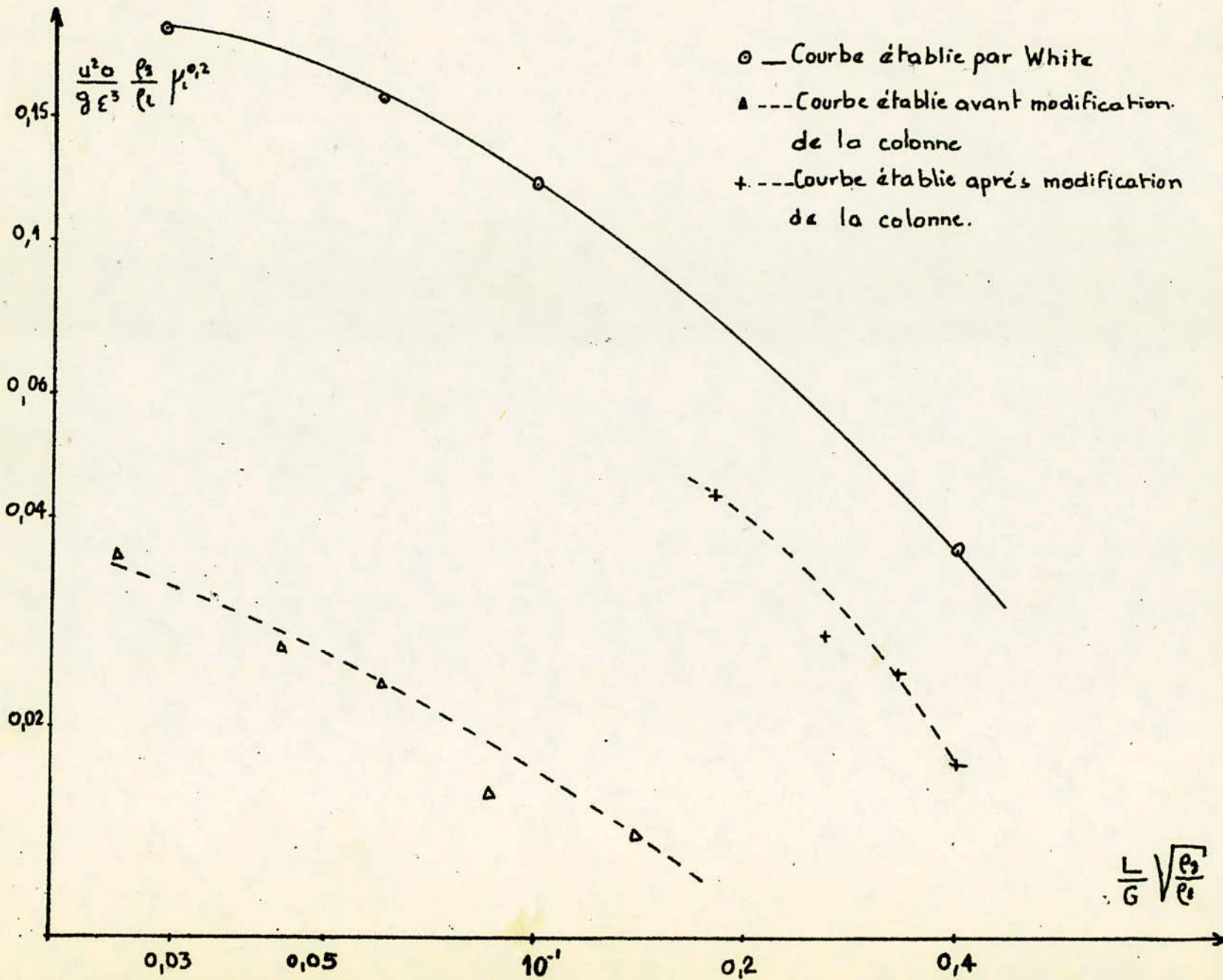
Comparaison des courbes obtenues avant et après modifications de la colonne.

Nous remarquons que pour un débit liquide $L = 15796,40 \text{ kg/h.m}^2$, nous n'obtenons pas d'engorgement avec le débit maximal de gaz que permet le débitmètre de notre installation. Pour un débit liquide voisin ($L = 15756,24 \text{ kg/h.m}^2$) et dans la colonne avant modifications, l'engorgement a été obtenu pour un débit gazeux $G = 6,19 \text{ kg/h}$, soit 33,55% du débit gazeux maximal qui est de 18,45 kg/h.

La même constatation peut être faite en comparant les courbes (a) et (2).

La corrélation généralisée, développée par Sherwood, Shipley et Holloway en 1938 (VI), pour les points d'engorgement nous permet de comparer nos résultats avec ceux établis par White.

L (kg/h)	90,74	105,5	120,93	136,03
L (kg/s.m ²)	5,53	6,43	7,37	8,29
G (kg/h)	16,90	13,40	12,63	11,85
G (kg/s.m ²)	1,03	0,88	0,77	0,67
L/G	5,37	7,84	9,57	12,37
$\frac{L}{G} \sqrt{\frac{\rho_3}{\rho_1}}$	0,1865	0,2713	0,3325	0,4297
$\frac{u}{\sqrt{g \epsilon^3}} \frac{\rho_3}{\rho_1} \mu^{0,2}$	0,0593	0,0593	0,0593	0,0593
u (m/s)	0,855	0,681	0,639	0,556
u ² (m ² /s ²)	0,731	0,463	0,409	0,309
$\frac{u^2}{g \epsilon^3} \frac{\rho_3}{\rho_1} \mu^{0,2}$	0,043	0,027	0,024	0,018



Conclusion.

La courbe $\frac{u^2}{g \xi^3} \frac{\rho_s}{\rho_l} P^{0.2} = f \left(\frac{L}{c} \sqrt{\frac{\rho_s}{\rho_l}} \right)$ que nous avons établi se trouve nettement au dessus de la courbe établie avant modification de la colonne.

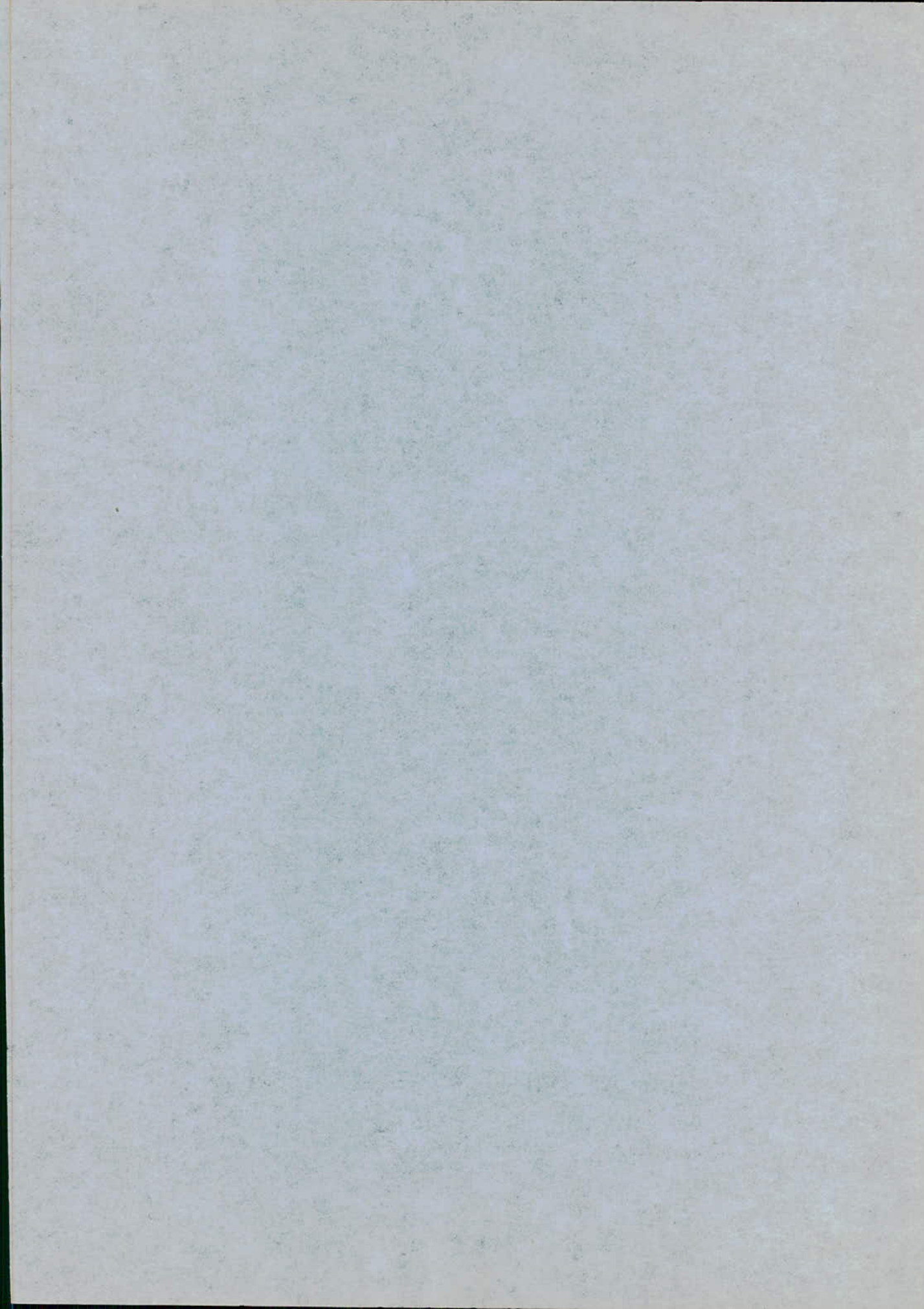
Ceci prouve une amélioration nette des caractéristiques hydrodynamiques de la colonne.

Néanmoins notre courbe se trouve légèrement en dessous de la courbe établie par WHITE .

Ceci est dû au rapport $\frac{a}{\xi^3}$. En effet, la surface spécifique du garnissage utilisé par WHITE est de 360 m²/m³ et sa porosité est 0,68(1)

Le rapport $\frac{a}{\xi^3}$ sera alors égal à 1144,92. La surface spécifique de notre garnissage est de 425,13 m²/m³ et sa porosité est de 0,73. Le rapport $\frac{a}{\xi^3}$ est égal à 1092,83.

Pour une même valeur de "u", l'ordonnée de la courbe de WHITE est supérieure à celle de notre courbe.



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

ABSORPTION

I-DESCRIPTION DE L'APPAREILLAGE UTILISE.

L'appareillage que nous avons utilisé est une colonne à deux, garnie d'anneaux Raschig 10,5x10,35x1,35, de hauteur 650mm chacun, et de diamètre intérieur 76mm.

Outre les éléments garnis, cette colonne comporte un circuit de liquide numéroté de 1 à 18:

1 à 5: liquide frais

5 à 8: produit de l'absorption

ainsi qu'un circuit gaz numéroté de 9 à 17:

9 à 12: circuit CO₂ par

13 à 15: circuit air

16: entrée de la colonne du mélange air + CO₂

17: sortie du gaz de la colonne.

L'appareil comporte une armoire de contrôle nous permettant d'actionner la pompe, de lire la perte de charge qui est affichée en millibar et les températures à différentes zones de la colonne.

II - MODE OPERATOIRE.

Nous avons adopté, pour nos essais d'absorption, le mode opératoire suivant:

- vidanger la colonne et le syphon en ouvrant les vannes 8 et 21 puis les refermer
- remplir le bac d'alimentation 1 d'eau fraîche
- mettre en marche le compresseur d'air 13
- mettre en marche la pompe 2 et ajuster, à l'aide d'un des deux robinets placés sur le "T" 5, le débit liquide voulu
- ajuster à l'aide de la vanne 14 le débit d'air
- ouvrir la vanne 10 et déclencher simultanément le chronomètre

- Pour la détermination du temps nécessaire, pour attendre le régime permanent, on prélèvera des échantillon du produit d'absorption toutes les 10 mn .

Pour cela on procédera comme suit:

- vider le fond de la colonne en ouvrant la vanne 8
- prélever ensuite une quantité de produit suffisante pour l'analyse
- analyser cet échantillon par titrage, avec une solution de soude 0,01N de ml de produit dilué 3 fois dans de l'eau distillée en utilisant de la phénol phtaleïne comme indicateur coloré.

III/ DETERMINATION DE LA PENTE DE LA COURBE D'EQUILIBRE.

Nous travaillant avec des solutions diluées. La courbe d'équilibre sera alors une droite.

La pente de cette dernière sera obtenue à partir de la loi d'Henry:

$$p = H x \quad (1)$$

p: pression partielle de CO_2 (mmHg)

x: fraction molaire de CO_2 dans le liquide

H: constante de Henry = $1,08 \cdot 10^6$

En supposant le mélange gazeux comme parfait, nous pourrions appliquer la loi de Dalton, à savoir $p = y P$ (2)

P: pression totale (mmHg) (pression atmosphérique)

y: fraction molaire de CO_2 dans le gaz

En égalisant les équations (1) et (2), on aura

$$y p = H x$$

$$y = \frac{H}{P} x \quad \text{ou, en posant } m = \frac{H}{P}$$

$$y = m x$$

m sera la pente de la droite d'équilibre

$$\text{A.N: } m = \frac{1,08 \cdot 10^6}{760} = 1421,05$$

IV RESULTATS EXPERIMENTAUX

A - Determination du temps necessaire à l'obtention du régime permanent.

Nous procédons comme il a été cité en mode opératoire. Nous opérons sous les conditions suivantes:

$$G_{CO_2} = 231 \text{ l/h}$$

$$G_{air} = 4,856 \text{ kg/h}$$

$$L = 45 \text{ kg/h}$$

Les résultats de l'analyse sont regroupés dans le tableau suivant:

t (mn)	V _{sol} (ml)	V _{NaOH} (ml)
5	20	4,0 ; 3,5
15	20	4,0 ; 4,0
25	20	5,0 ; 4,9
35	20	6,0 ; 5,9
55	20	5,9 ; 6,8
65	20	8,5 ; 8,3
75	20	8,6 ; 8,8
85	20	8,7 ; 8,8
100	20	8,8 ; 8,8
110	20	8,8 ; 8,9
120	20	8,8 ; 8,8

Nous remarquons, qu'après 100 minutes, nous atteignons le régime permanent. Dans nos essais d'absorption, nous ne préleverons nos échantillons qu'au bout de deux heures, pour être sûr que le régime permanent est atteint.

B - ESSAIS D'ABSORPTION

I°/ Influence du débit d'air sur la hauteur d'unité de transfert.

A L = 9872,75 kg/h.m² et à débit de gaz carbonique pratiquement constant, nous faisons plusieurs essais d'absorption en faisant varier à chaque fois le débit d'air.

Les résultats que nous obtenons sont regroupés dans le tableau I.

Exemple de calcul: I^{ère} colonne du tableau.

$$L = 9872,75 \text{ kg/h.m}^2$$

$$= 548486,11 \text{ moles/h.m}^2$$

$$G_{\text{CO}_2} = 3844,09 \text{ moles/h.m}^2$$

$$G_{\text{air}} = 32036,55 \text{ moles/h.m}^2$$

Le volume de soude nécessaire pour doser le produit de l'absorption est

$$V_{\text{NaOH}} = 8,1 \text{ ml}$$

Déterminons le nombre de moles de CO₂ absorbé.

$$V_{\text{NaOH}} \cdot N_{\text{NaOH}} = V_{\text{sol}} N_{\text{sol}} \quad \text{d'où} \quad N_{\text{sol}} = \frac{V_{\text{NaOH}} \cdot N_{\text{NaOH}}}{V_{\text{sol}}}$$

$$A.N : N_{\text{sol}} = 4,05 \cdot 10^{-3} \text{ mole CO}_2 / 1$$

$$x_s = \frac{4,05 \cdot 10^{-3} \times 0,018}{2}$$

$$x_s = 3,649 \cdot 10^{-5} \text{ mole CO}_2 / \text{mole H}_2\text{O} \quad 3,649 \text{ mole CO}_2 / \text{mole CO}_2 + \text{mole H}_2\text{O}$$

Composition du gaz à l'entrée

$$y_e = \frac{G_{\text{CO}_2}}{G_{\text{CO}_2} + G_{\text{air}}}$$

$$y_e = 0,1071 \text{ fr.mol.}$$

Composition du gaz à la sortie:

cette composition est calculée à partir du bilan de matière

$$\frac{y_1}{1-y_1} = \frac{y_2}{1-y_2} = \frac{L}{G_{\text{air}}} \frac{x_2}{1-x_2}$$

$$\frac{y_2}{1-y_2} = \frac{y_1}{1-y_1} = \frac{L}{G_{\text{air}}} \frac{x_1}{1-x_1}$$

or $x_2 \ll 1$

$$\text{A.N.} \quad y_2 = 0,1065 \text{ fr.mol.}$$

Calcul du nombre d'unité de transfert:

$$NUT_{OL} = \frac{x_s}{\left(\frac{y_a}{m} - x_s\right) - \frac{y_s}{m}} \ln \frac{\frac{y_a}{m} - x_s}{\frac{y_s}{m}}$$

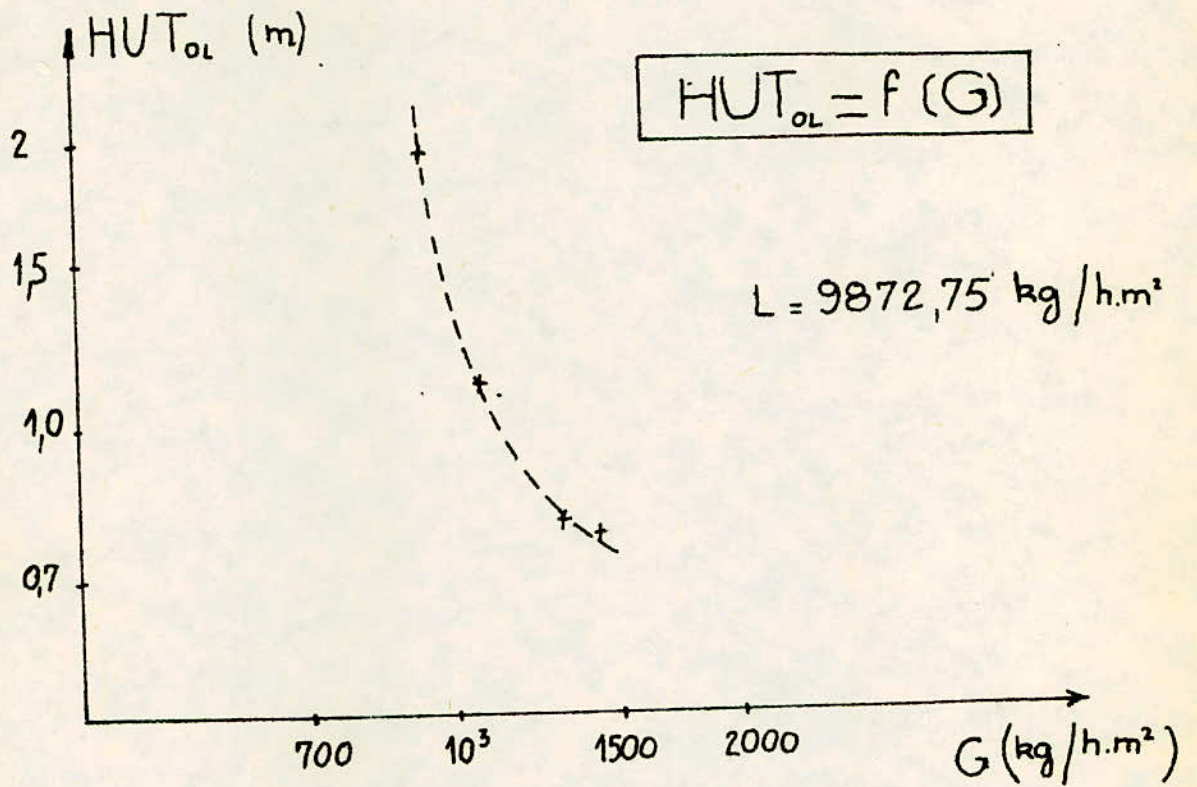
A.N. : $NUT_{OL} = 0,659$

$$H.U.T_{OL} = \frac{Z}{NUT_{OL}} \quad Z = 1,30 \text{ m}$$

$$H.U.T_{OL} = 1,972 \text{ m}$$

Interprétation de la courbe $H.U.T. = f(G_{air})$

Nous remarquons que l'augmentation du débit de gaz inerte (air) provoque l'augmentation d'une diminution de la hauteur d'unité de transfert (H.U.T.).



2°/ Influence du débit liquide sur la hauteur d'unité de transfert.

Nous avons fait quelques essais en faisant varier le débit gazeux, G_{CO_2} étant pratiquement constant, et ceci pour quatre différents débits liquides.

A partir des résultats obtenus, nous avons tracé les courbes H.U.T. = $f(G/G_{eng})$ et ceci pour chaque débit liquide.

Pour déterminer G_{eng} pour un débit liquide, nous avons extrapolé les résultats obtenus dans la partie hydrodynamique aux débits liquides que nous avons utilisés, ces débits de gaz à l'engorgement n'ayant pas pu être atteint étant donnée la capacité de notre débitmètre phase gazeuse.

Afin d'extrapoler les résultats obtenus dans la première partie expérimentale, nous avons tracé la courbe $\ln(G_{eng}) = f(\ln L)$

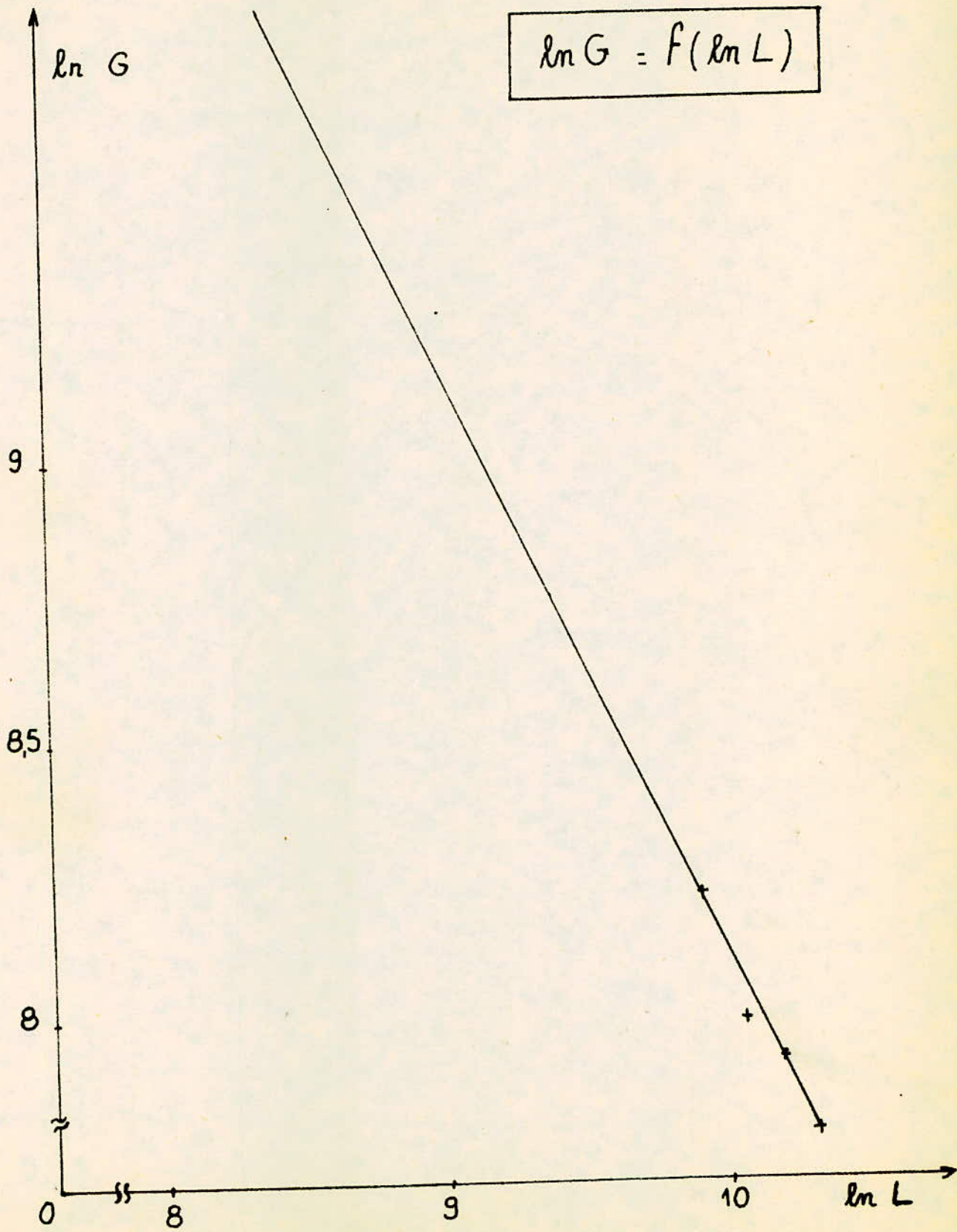
L (kg/h.m ²)	19903,00	23148,00	26532,00	29844,00
G (kg/h.m ²)	3708	2952	2772	2412
ln L	9,90	10,05	10,19	10,30
ln G	8,22	7,99	7,93	7,79

Nous avons, à partir de cette courbe, déterminé les débits gazeux provoquant l'engorgement pour les débits liquides que nous avons utilisés. Les résultats des extrapolations sont les suivants:

L (kg/h.m ²)	9872,75	13602,46	16454,58	19903,47
G (kg/h.m ²)	21057,60	5569,16	4536,90	3714

Les calculs de $x_s, y_e, y_s, N, U, T_{oL}$ et $H.U.T._L$ nous permettant de remplir les tableaux suivants sont rigoureusement identiques à ceux appliqués dans 1°/

$$\ln G = f(\ln L)$$



$$L = 987 \text{ 2,75 kg/h.m}^2$$

$L \frac{\text{mole}}{\text{h.m}^2}$	548486, II	548486, II	548486, II	548486, II
$G_{\text{air}} \frac{\text{mole}}{\text{h.m}^2}$	32036,55	36739,31	44968,62	48495,52
$G_{\text{CO}_2} \frac{\text{mole}}{\text{h.m}^2}$	3844,09	3301,36	3278,86	3364,77
$V_{\text{NaOH}}(\text{ml})$	8,1	8,85	8,5	8,25
$x_s \text{ p.mol}$	$3,645 \cdot 10^{-5}$	$3,982 \cdot 10^{-5}$	$3,825 \cdot 10^{-5}$	$3,712 \cdot 10^{-5}$
$y_e \text{ p.mol}$	0,1071	0,0824	0,0680	0,0649
$y_s \text{ p.mol}$	0,1065	0,019	0,0676	0,0645
$N.U.T._{oL}$	0,059	1,164	1,612	1,682
$H.U.T._{oL}$	1,972	1,116	0,806	0,773
$G_{\text{air}} \frac{\text{kg}}{\text{h.m}^2}$	929,06	1065,44	1304,09	1406,37
$\theta/G_{\text{eng}} \%$	5,13	5,78	6,91	7,40

TABLAU I

$$L = 13602,46 \text{ kg/h.m}^2$$

L	$\frac{\text{mole}}{\text{h.m}^2}$	755692,27	755692,27	755692,27	755692,27
G _{air}	$\frac{\text{mole}}{\text{h.m}^2}$	30861,03	36738,97	41441,72	56137,59
G _{CO₂}	$\frac{\text{mole}}{\text{h.m}^2}$	3363,86	2836,59	2836,59	3091,14
V _{NaOH}	ml	11,35	7,8	7,45	6,45
x _s	fr.mol	5,1075 10 ⁻⁵	3,51 10 ⁻⁵	3,3525 10 ⁻⁵	2,9025 10 ⁻⁵
y _e	fr.mol	0,0983	0,0717	0,0641	0,0522
y _s	fr.mol	0,0973	0,0711	0,0636	0,0518
N.U.T. _{oL}		1,349	1,196	1,366	1,569
H.U.T. _{oL}	m	0,963	1,087	0,952	0,828
G _{air}	$\frac{\text{kg}}{\text{h.m}^2}$	894,97	1065,43	1201,81	1621,99
G/G _{eng}	%	18,47	21,53	23,97	31,57

TABLEAU II

$$L = 16454,58 \text{ kg/h.m}^2$$

L $\frac{\text{m}^3}{\text{h.m}^2}$	914143,33	914143,33	914143,33
G _{air} $\frac{\text{v. air}}{\text{h.m}^2}$	29097,24	36739,82	42617,24
G _{CO₂} $\frac{\text{m}^3}{\text{h.m}^2}$	3391,82	3482,27	3664,77
V _{NaOH} ml	10,15	9,85	9,75
x _s p.mol	4,5675 10 ⁻⁵	4,4325 10 ⁻⁵	4,3875 10 ⁻⁵
y _e f.mol	0,1044	0,0866	0,0792
y _s p.mol	0,1032	0,0857	0,0784
N.U.T. _{oL}	0,978	1,308	1,557
H;U.T. _{oL} m	1,329	0,994	0,835
G _{air} $\frac{\text{kg}}{\text{h.m}^2}$	843,82	1065,44	1235,90
G/G _{eng} %	22,04	26,93	30,68

TABLEAU III

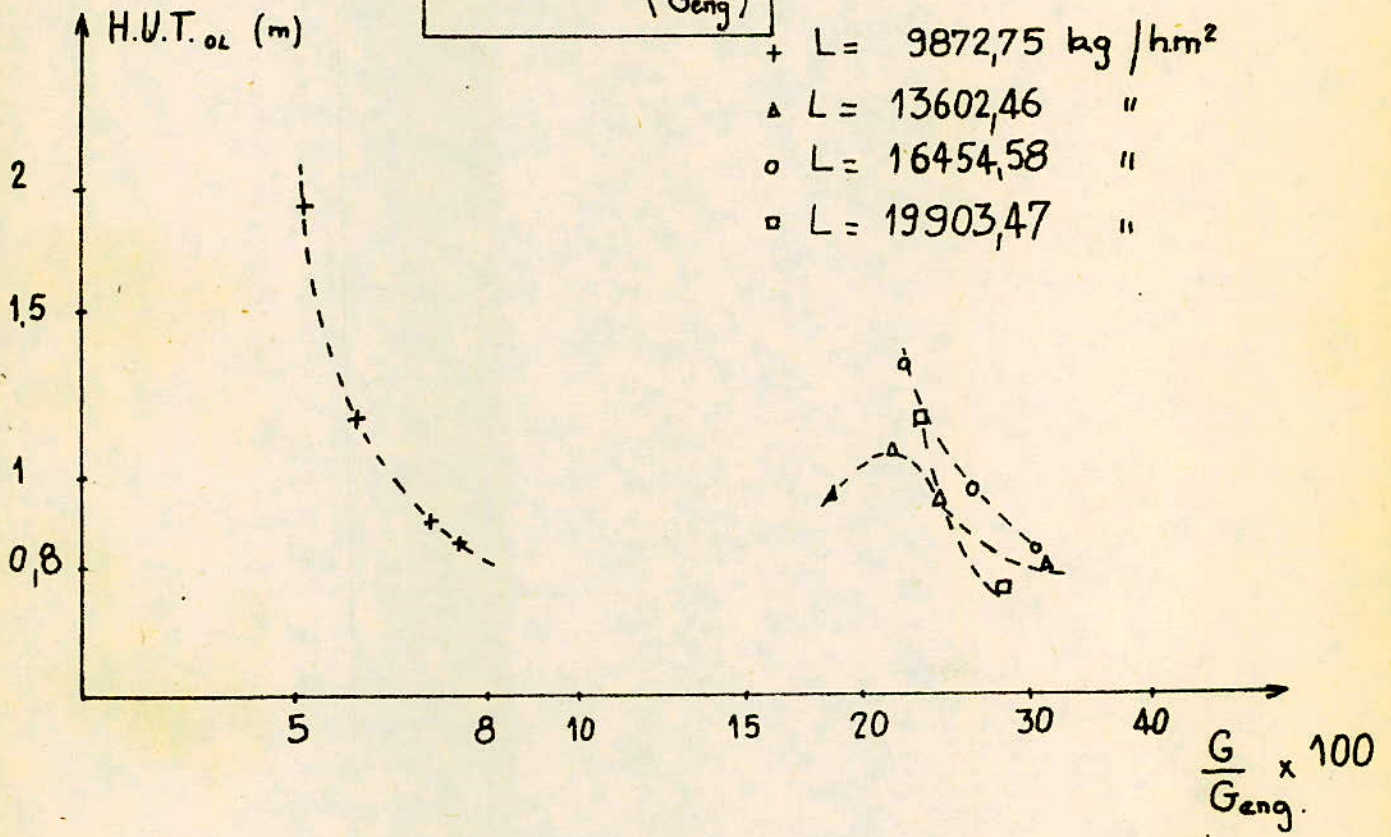
$$L = 19903,47 \text{ kg/h.m}^2$$

$L \frac{\text{mole}}{\text{h.m}^2}$	1105748,3	1105748,3
$G_{\text{air}} \frac{\text{mole}}{\text{h.m}^2}$	24396,21	30861,03
$G_{\text{CO}_2} \frac{\text{mole}}{\text{h.m}^2}$	3256,36	3071,82
$V_{\text{NaOH}} \text{ mt}$	12,35	11,5
$x_s \text{ p.mol}$	5,5575 10^{-5}	5,175 10^{-5}
$y_e \text{ p.mol}$	0,1178	0,0905
$y_s \text{ p.mol}$	0,1158	0,0889
$N.U.T._{oL}$	1,121	1,693
$H.U.T._{oL}^m$	1,159	0,767
$G_{\text{air}} \frac{\text{kg}}{\text{h.m}^2}$	707,49	894,97
$G/G_{\text{eng}} \%$	22,95	27,92

TABLEAU IV

$$HUT_{OL} = f\left(\frac{G}{G_{eng}}\right)$$

- + L = 9872,75 kg / hm²
- △ L = 13602,46 "
- L = 16454,58 "
- L = 19903,47 "



Allure des courbes

La hauteur d'unité de transfert globale phase liquide diminue avec l'augmentation du débit de gaz. Nous retrouvons ce résultat pour 3 courbes, à savoir $L = 9872,75$; $16454,46$ et $19903,47 \text{ kg/h.m}^2$.

Pour $L = 13602,46 \text{ kg/h.m}^2$, nous remarquons que nous avons d'abord une augmentation puis une diminution de la H.U.T. o_L . Ceci est probablement dû aux erreurs de manipulation et d'analyse.

En comparaison avec les allures déterminées par COOPER, CHRISTL et PEERY (1941) (V. Page 193), celles de nos courbes sont semblables. Nous notons cependant une anomalie. La courbe obtenue pour $L = 19903,47 \text{ kg/h.m}^2$ devrait se situer à droite de celle obtenue pour $L = 16454,58 \text{ kg/h.m}^2$, mais elle se situe à gauche de cette courbe et coupe celle obtenue pour $L = 13602,46 \text{ kg/h.m}^2$.

Ceci peut provenir du fait que nous avons, pour déterminer G_{eng} pour $L = 13602,46$ et $16454,58 \text{ kg/h.m}^2$ commis une erreur dans l'extrapolation.

Il est assez délicat d'extrapoler à partir de résultats expérimentaux eux mêmes pas très précis.

Les courbes déterminées par COOPER, CHRISTL et PEERY n'ont pas été représentées car elles sont données pour des débits liquides largement supérieurs à ceux que nous avons fixés.

Nous avons ensuite tracé les courbes H.U.T. $\frac{O_2}{L} / L^{0,5}$ en fonction du rapport de vitesse de liquide au gaz.

Pour cela, et afin de pouvoir comparer l'allure de nos courbes avec celles de COOPER, COOPER, CHRISTL et PEERY (VII; page 292) pour le système CO_2 -air-eau, nous avons converti les unités en unités Anglo-saxonnes.

Nous avons regroupé nos résultats dans les tableaux V, VI, VII et VIII

Interpretation.

Nous remarquons que la courbe $H.U.T./L^{0,5} = f\left(\frac{u_l}{u_g}\right)$ ~~augmente~~ croît avec l'augmentation du rapport de vitesse et ceci pour $L = 9872,75$, $16454,58$, et $19903,47 \text{ kg/h.m}^2$. Cette allure est conforme aux résultats obtenus par COOPER, CHRISTL et PEERY. Nous n'avons pas pu faire de comparaison directe avec ces résultats car ces derniers sont donnés pour des débits liquides beaucoup plus importants que les nôtres (colonnes industrielles) et pour des anneaux Raschig de 51,8 mm (2 inches).

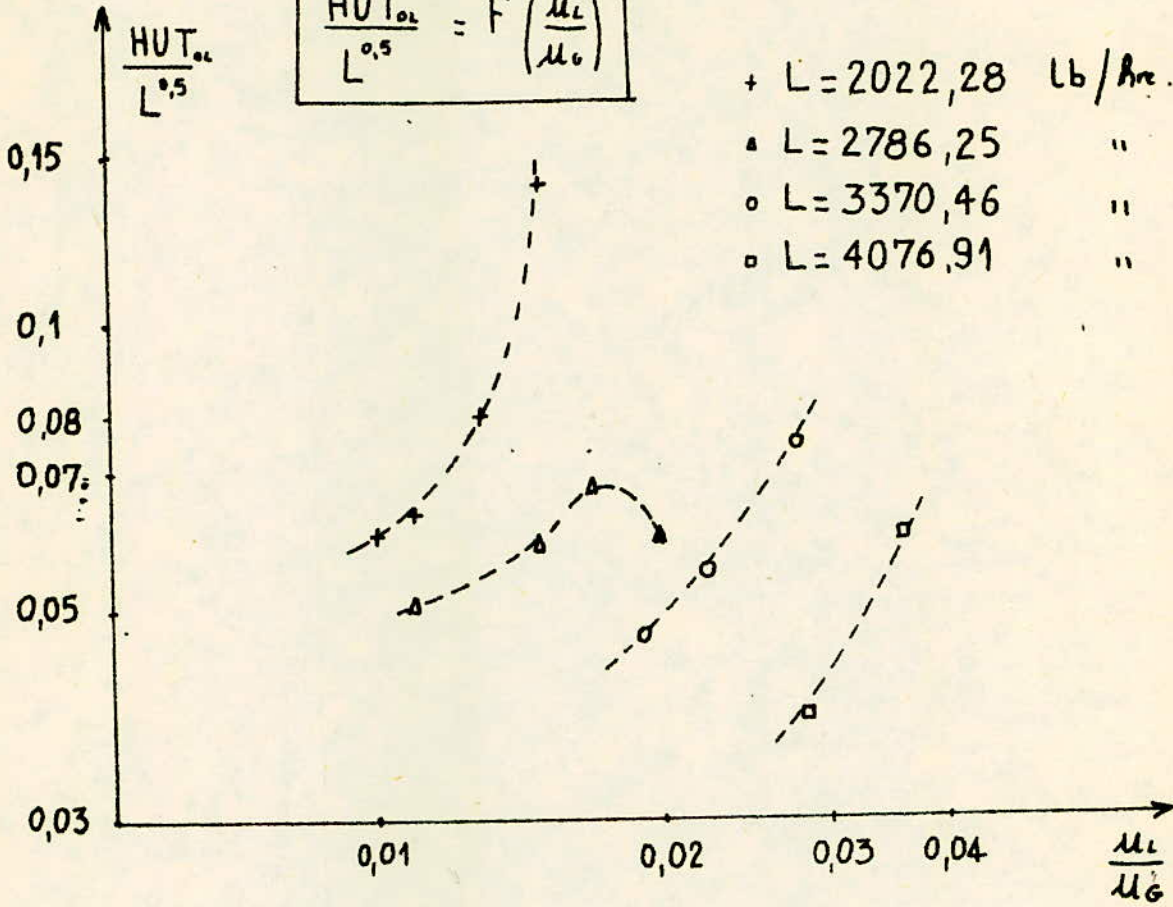
Pour $L = 13602,46 \text{ kg/h.m}^2$, nous notons, après une croissance régulière de la courbe, une diminution de $H.U.T./L^{0,5}$ pour des valeurs de $\frac{u_l}{u_g}$ supérieures à 0,018

Ceci est probablement dû aux erreurs de lecture des débits, aux fluctuations du débit de gaz actif et à l'imprécision de l'analyse du produit d'absorption.

Notons que le dernier point de cette courbe est celui indiquant une augmentation de la H.U.T. dans le graphe $H.U.T. = f\left(\frac{G}{G_{eng}}\right)$.

$$\frac{HUT_{ol}}{L^{0.5}} = f\left(\frac{\mu_L}{\mu_G}\right)$$

- + L = 2022,28 lb/Arc. sq.ft
- L = 2786,25 "
- o L = 3370,46 "
- ◻ L = 4076,91 "



$$L = 9872,75 \text{ kg/hm}^2 = 2022,28 \text{ lb/hre.sq ft.}$$

$$u_1 = 0,003 \text{ m/s}$$

G $\frac{\text{mole}}{\text{h.m}^2}$	32036,55	36739,31	44068,62	48495,52
u_G m/s	0,199	0,229	0,280	0,302
$\frac{u_1}{u_G}$	0,015	0,013	0,011	0,010
H.U.T. _{oL} (m)	1,972	1,116	0,806	0,773
H.U.T. _{oL} (ft)	6,47	3,66	2,64	2,54
HUT/L ^{0,5}	0,140	0,080	0,065	0,060

TABLEAU V

$$L = 13602,46 \text{ kg/hm}^2 = 2786,23 \text{ lb/hre.sq ft.}$$

$$u_1 = 0,004 \text{ m/s}$$

G $\frac{\text{mole}}{\text{h.m}^2}$	30861,03	36738,97	41441,72	56137,59
u_G m/s	0,192	0,229	0,258	0,350
$\frac{u_1}{u_G}$	0,021	0,017	0,015	0,011
H.U.T. (m)	0,963	1,087	0,952	0,828
H.U.T. _{oL} (ft)	3,16	3,566	3,123	2,717
HUT/L ^{0,5}	0,060	0,068	0,059	0,051

TABLEAU VI

$$L = 16454,58 \text{ kg/h.m}^2 = 3370,46 \text{ lb/hre.sq ft.}$$

$$u_1 = 0,005 \text{ m/s}$$

$G \frac{\text{mole}}{\text{h.m}^2}$	29097,24	36739,82	42617,24
$u_G \text{ m/s}$	0,181	0,229	0,266
$\frac{u_1}{u_G}$	0,028	0,022	0,019
H.U.T. _{oL} (m)	1,329	0,984	0,835
H.U.T. _{oL} (ft)	4,360	3,261	2,740
HUT/L ^{0,5}	0,075	0,066	0,047

TABLEAU VII

$$L = 19903,47 \text{ kg/h.m}^2 = 4076,91 \text{ lb/hre.sq ft.}$$

$$U_1 = 0,0055 \text{ m/s}$$

$G \frac{\text{mole}}{\text{h.m}^2}$	24396,21	30861,03
$u_G \text{ m/s}$	0,152	0,192
$\frac{u_1}{u_G}$	0,036	0,0286
H.U.T. _{oL} (m)	1,159	0,767
H.U.T. _{oL} (ft)	3,802	2,516
HUT/L ^{0,5}	0,060	0,039

TABLEAU VIII

N'ayant pas réussi à atteindre des débits optimaux, de travail, nous avons néanmoins pu cerner la zone de fonctionnement optimal.

Pour ce faire, nous avons tracé, pour les débits de liquide que nous avons utilisé, la courbe $\log(G) = f(\log L)$ où G est le débit gazeux dominant, pour L fixé, la plus petite H.U.T.

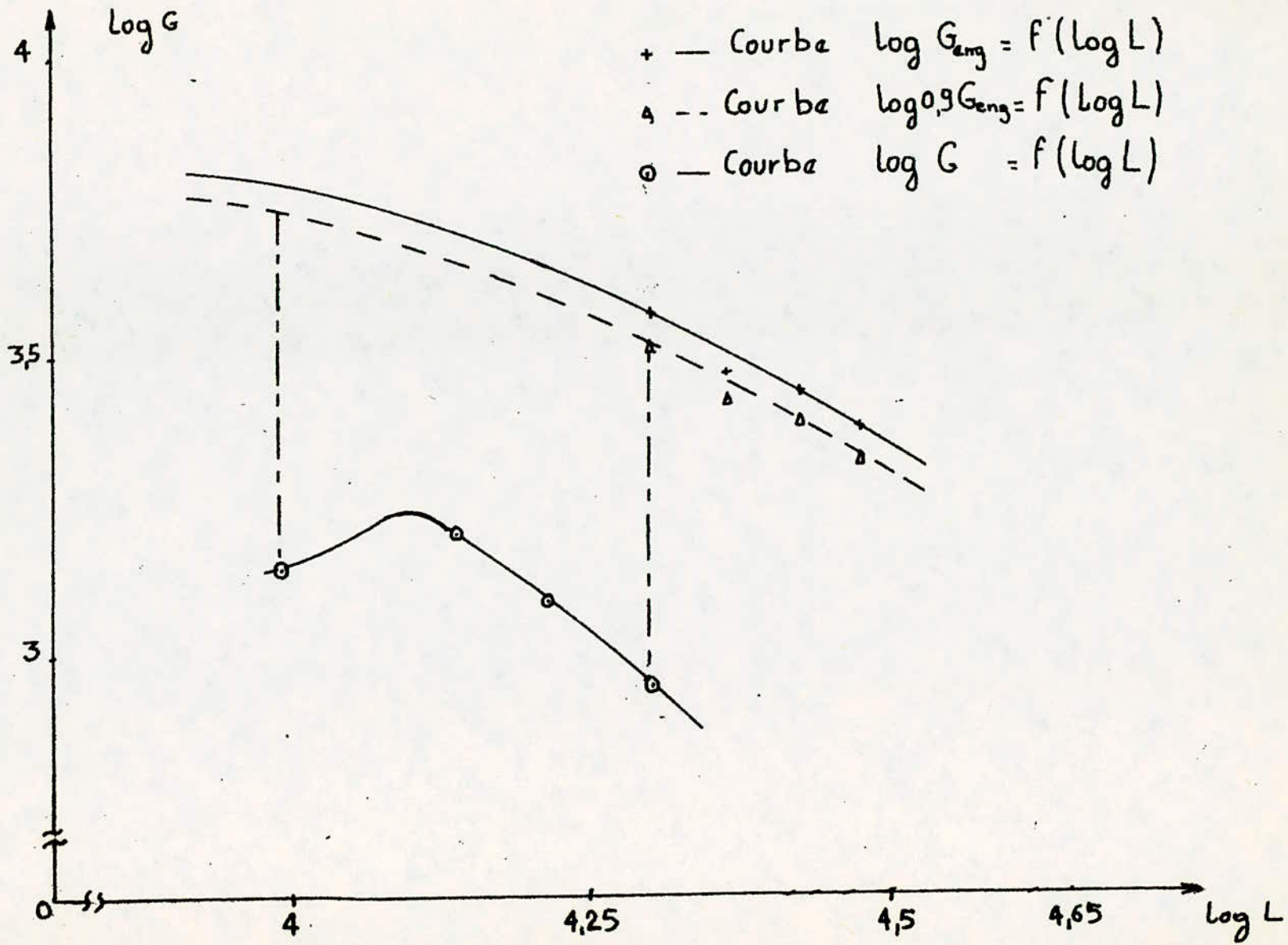
Les résultats sont les suivants:

L (kg/hm ²)	9872,75	13602,46	16454,58	19903,47
log L	3,994	4,134	4,216	4,299
G	1406,37	1621,99	1235,90	894,97
log G	3,148	3,210	3,092	2,952

Nous avons aussi tracé, sur le même graphe, la courbe $\log L = f(\log G_{eng})$ à partir des résultats de l'étude hydrodynamique.

L (kg/hm ²)	19908	23148	26532	29844
log L	4,299	4,365	4,424	4,475
G _{eng} (kg/hm ²)	3708	2952	2772	2412
log G ^{eng}	3,569	3,470	3,443	3,382
0,9 G _{eng}	3337,2	2656,8	2494,8	2170,8
log 0,9 G _{eng}	3,523	3,424	3,397	3,337

Nous traçons $\log L = f(\log 0,9 G_{eng})$ afin de mieux cerner la zone de fonctionnement optimale de la colonne car la zone d'engorgement est imprécise. Pour un débit liquide L donné, G_{eng} peut être soit au dessus, soit au dessous de la courbe que nous avons déterminé et l'efficacité de la colonne est très faible dans cette zone. La zone hachurée est la zone de fonctionnement optimal. Nous l'avons cerné à gauche et à droite par les débits liquide que nous avons utilisé.



3°/ Influence de la concentration en gaz carbonique sur la H.U.T.

Cette partie expérimentale a été faite à débits de liquide et d'air constants.

Nous avons fait varier, d'un essai à l'autre, le débit de CO_2 .

Nous avons alors calculé, pour chaque essai la H.U.T. et regroupé tous les résultats dans le tableau IX

Nous avons ensuite tracé la courbe $\text{H.U.T.}_{oL} = f(G_{\text{CO}_2})$

Nous remarquons que la H.U.T. augmente avec la diminution de l'augmentation du débit de CO_2 .

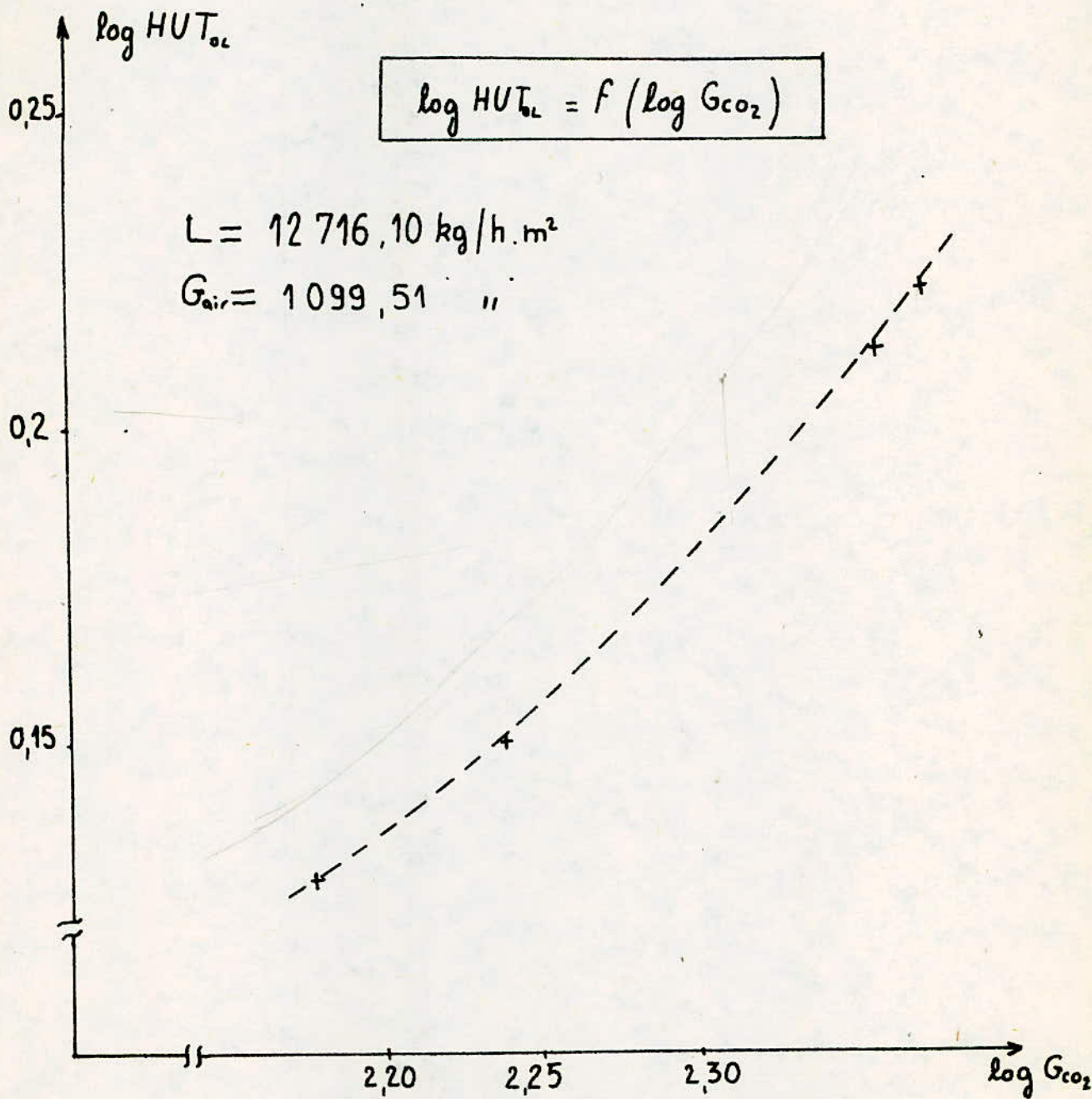
L'efficacité de la colonne augmente avec l'augmentation du N.U.T., donc avec la diminution de la H.U.T.

Le meilleur taux d'absorption sera alors obtenu avec les faibles débits de gaz carbonique.

Lorsque le débit de gaz carbonique, augmente, une bonne partie de ce dernier passe sans être en contact avec le liquide descendant dans la colonne.

L'allure de la courbe que nous avons obtenue suggère l'existence d'un minimum ne se trouvant pas sur la plage de débit que nous avons utilisés.

Il est donc conseillé de travailler, afin d'approcher l'efficacité la meilleure à des débits de gaz carbonique inférieur à $150,44 \text{ kg/h.m}^2$, et ceci pour $L = 12716,10 \text{ kg/h.m}^2$ et $G_{\text{air}} = 1099,51 \text{ kg/h.m}^2$.



$$L = 12716,10 \text{ kg/h.m}^2$$

$L \frac{\text{mole}}{\text{h.m}^2}$	706450,02	706450,02	706450,02	706450,02
$G_{\text{air}} \frac{\text{mole}}{\text{h.m}^2}$	37914,07	37914,07	37914,07	37914,07
$G_{\text{CO}_2} \frac{\text{mole}}{\text{h.m}^2}$	3419,07	3934,65	5155,74	5343,69
$V_{\text{NaOH}} \text{ ml}$	8,0	9,2	9,85	10,6
$x_s \text{ f.mol}$	$3,6 \cdot 10^{-5}$	$4,14 \cdot 10^{-5}$	$4,43 \cdot 10^{-5}$	$4,77 \cdot 10^{-5}$
$y_e \text{ f.mol}$	0,0827	0,0940	0,1174	0,1236
N.U.T. _{oL}	0,9680	0,92 ⁰⁰	0,7970	0,7795
$y_s \text{ f.mol}$	0,0821	0,0934	0,1167	0,1229
H.U.T. _{oL}	1,343	1,413	1,6311	1,6677
$G_{\text{CO}_2} \frac{\text{kg}}{\text{h.m}^2}$	150,44	173,12	226,85	235,21
$\log G_{\text{CO}_2}$	2,177	2,238	2,356	2,371
$\log \text{H.U.T.}$	0,128	0,150	0,212	0,222

TABLEAU IX

C_{oL} calcul des coefficients globaux de transfert de matière.

Rappelons que la H;U.T. basée sur la résistance global phase liquide est donnée par la relation:

$$H;U.T._{oL} = \frac{L}{K_1 \cdot a}$$

où L: débit molaire de liquide (kmol./h.m²)

K_1 : coefficient de transfert (kmol./h.m²)

a: surface spécifique du garnissage (m²/m³)

Nous calculerons K_1 à partir des résultats obtenu pour $L = 9873,75 \text{ kg/hm}^2$
~~soit~~ soit 548486 kmol./h.m²

$$K_1 \cdot a = \frac{L}{H.U.T._{oL}}$$

G (mol./h.m ²)	32036,55	36739,31	44068,62	48495,52
H.U.T. _{oL} (m)	1,972	1,116	0,806	0,773
$K_1 \cdot a$ (kmol./hm ²)	278,14	491,48	680,50	709,56
K_1 (kmol/h.m ²)	0,65	1,16	1,60	1,67

K_1 a été calculé en supposant que la surface de contact gaz-liquide est constante et est égale à la surface spécifique du garnissage $a = 425,13 \text{ m}^2/\text{m}^3$.

Nous remarquons que le coefficient K_1 augmente avec l'augmentation du débit gazeux (G_{air}).

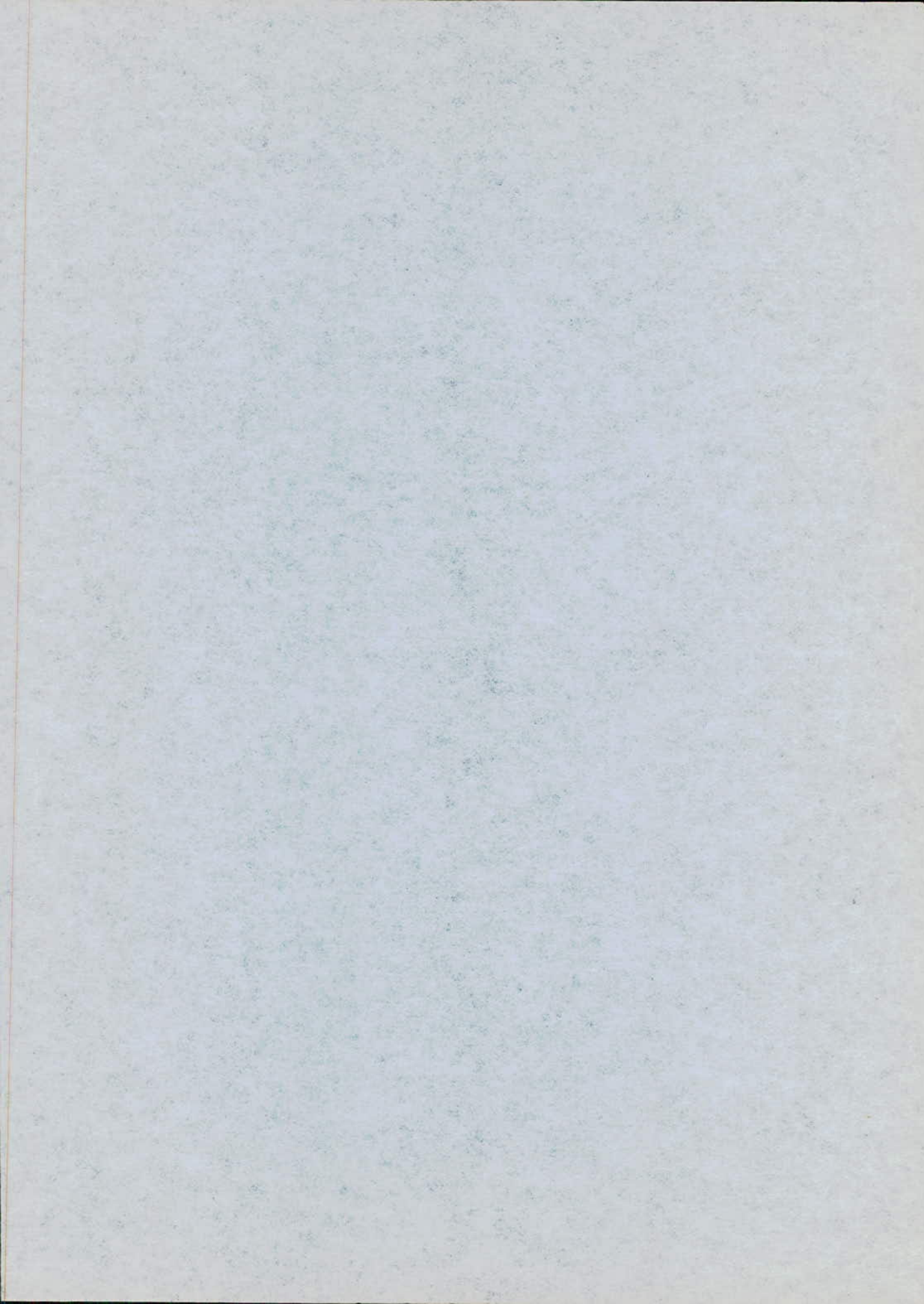
L'efficacité de la colonne étant d'autant plus grande que le coefficient K_1 ou le produit $K_1 \cdot a$ est grand, nous avons donc intérêt à travailler à de grand débit gazeux.

CONCLUSION

Il serait, vu le nombre assez réduit de nos expériences, délicat de tirer des conclusions précises concernant l'absorption.

Nous pouvons cependant dire que l'absorption est d'autant plus efficace que la fraction molaire de CO_2 dans le mélange gazeux à l'entrée de la colonne est faible, et ceci pour un débit liquide donné.

Une étude plus poussée aurait permis de déterminer les conditions optimales de cette colonne (L, G_{CO_2} et G_{air}).



C O N C L U S I O N

CONCLUSION GENERALE.

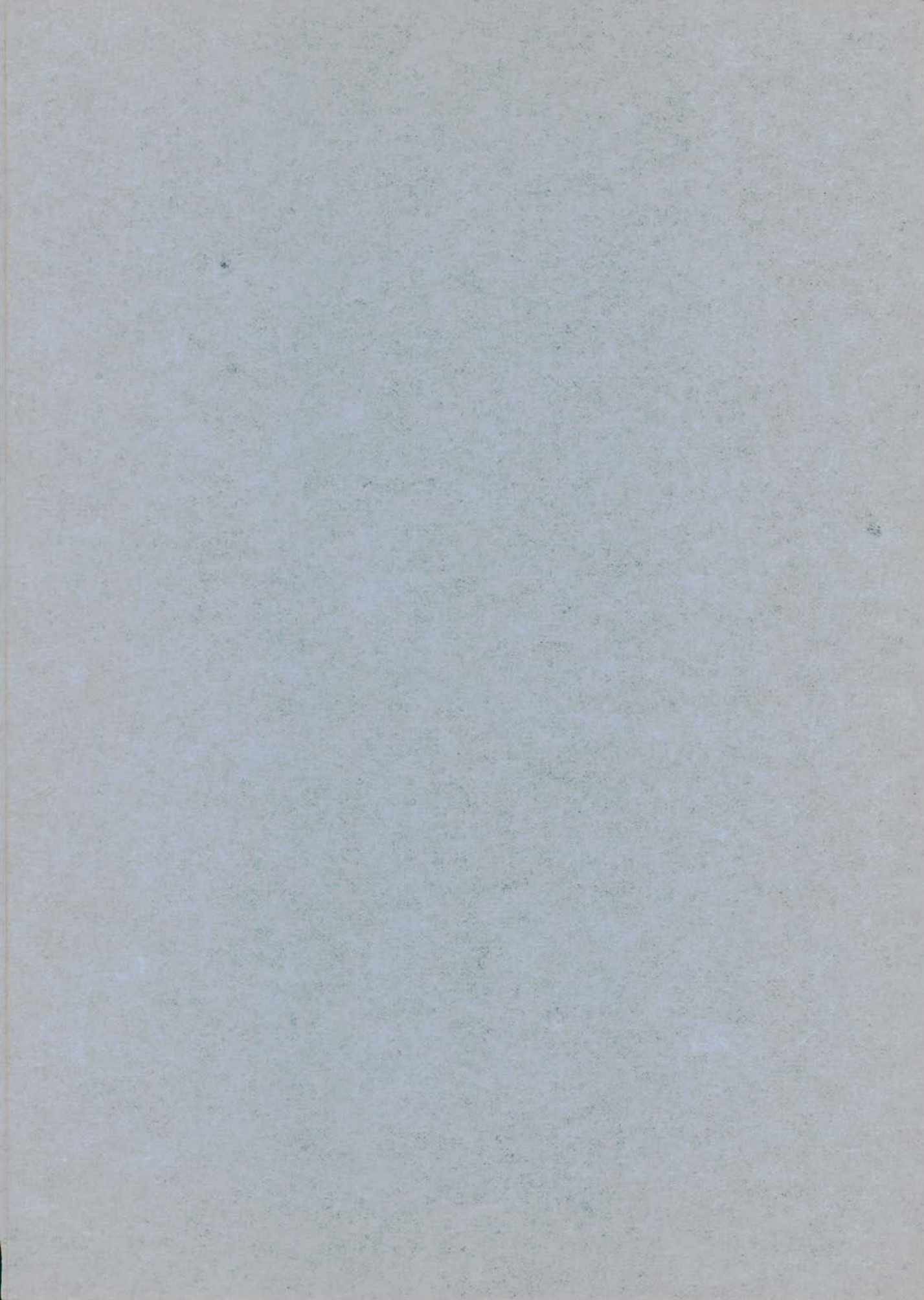
La réalisation de l'orifice et des supports de garnissage, les modifications de la colonne et la durée de chaque expérience (3 heures) ne nous ont pas permis de réaliser un grand nombre d'expériences sur des intervalles de débit L et G variés. Cela nous aurait aidé à conclure d'une façon plus précise quant à l'efficacité de cette colonne.

Un nombre plus important d'expérience pourrait donner les capacités réelles de notre colonne d'absorption.

Il aurait été intéressant de travailler à des débits gazeux entre 0,6 et 0,8 fois le débit d'engorgement (aux environs du point de charge) et ceci pour chaque débit liquide. Ceci aurait permis de tirer des conclusions plus précises quant à la réelle capacité de la colonne.

Néanmoins, nous pouvons dire que notre objectif principal a été atteint, à savoir la nette amélioration des caractéristiques hydrodynamiques de la colonne.

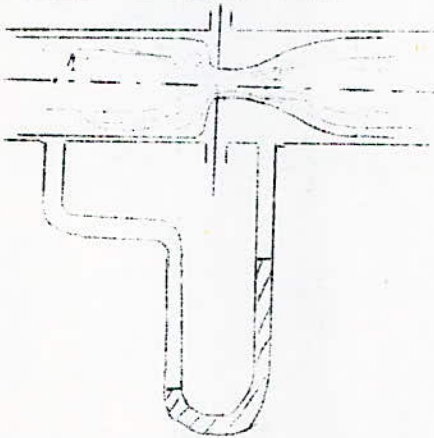
Les hauteurs d'unité de transfert déterminées pour le système CO₂-air-eau par nos expériences sont du même ordre de grandeur que celles déterminées par les travaux de COOPER, CHRISTL ET PEERY pour le même système.



A N N E X E S

CALCUL DE L'ORIFICE POUR LE GAZ. (III)

Dans l'usage de mesure de l'écoulement de fluides, un diaphragme est considéré comme étant une mince plaque contenant une ouverture à travers laquelle un fluide sort.



La figure ci-contre illustre un tel arrangement utilisé pour la mesure de l'écoulement d'un fluide. Si le bord de l'orifice est tranchant, le fluide ne perd pas la vitesse acquise dans le passage à travers l'orifice.

Pour le calcul de cet Orifice, nous appliquons l'équation de Bernoulli aux points 1 et 2.

$$\frac{u^2}{2g} + \frac{P_1}{\rho g} = \frac{u_2^2}{2g} + \frac{P_2}{\rho g}$$

u : vitesse linéaire du gaz m/s

P : pression N/m^2

ρ : Masse volumique du gaz kg/m^3

g : constante gravitationnelle m/s^2

$$\frac{u_1^2 - u_2^2}{2g} = \frac{P_1 - P_2}{\rho g}$$

$$\frac{u_1^2}{u_2^2} = \frac{d_1^2}{d_2^2}$$

d : DIAMETRE de la conduite

d_1 : " " " l'orifice

Posons $m = \frac{d_1^2}{d_2^2}$

$$\frac{u_1^2 (m^2 \cdot g)}{2g} = \frac{P_1 - P_2}{\rho g}$$

Soit ΔH la dénivellation du liquide dans le manometre

$$\Delta H = \frac{P_1 - P_2}{(\rho_L - \rho_G) g}$$

comme $\rho_G \ll \rho_L$ $\Delta H = \frac{P_1 - P_2}{\rho_L g}$

$$\frac{u_1^2 (m^2 - 1)}{2g} = \frac{\rho_l}{\rho_g} \Delta H$$

$$u_1 = \sqrt{\frac{2g \Delta H \frac{\rho_l}{\rho_g}}{m^2 - 1}} \quad (1)$$

Si le tube à droite de l'orifice est enlevé, le liquide sortira sous forme de jet. Le diamètre du courant fluide sera inférieur à celui de l'orifice. Le point où l'on a une section minimale est connu sans le nom de "vena contracta". Cette dernière existe même si le tube est plein de fluide des deux côtés de l'orifice. Le point 2 est choisi sur la "vena contracta"

En pratique, le diamètre du courant fluide au point 2 n'est pas connu mais le diamètre de l'orifice est connu.

On introduit alors dans l'équation (1) une constante C_0 ayant pour rôle de corriger la vitesse dans l'orifice et celle de la "vena contracta";

Nous aurons alors:

$$u_1 = C_0 \sqrt{\frac{2g \Delta H \frac{\rho_l}{\rho_g}}{m^2 - 1}} \quad (2)$$

$$u_1 = \frac{G \cdot A}{\rho_g \pi d_1^2}$$

G: débit massique du gaz kg/s

En égalisant (2) et (3), on aboutit à

$$m^2 - 1 = \frac{C_0^2 g \Delta H \rho_l \pi^2 d_1^4 \rho_g}{G^2}$$

G est pris comme le débit maximum de gaz (basé sur l'étude hydrodynamique de la colonne avant modification) et provoquant une dénivellation de ~~XX~~ 0,5m

A.N: $C_0 = 0,6$ $\Delta H = 0,5m$ $G = 710g/s$

On suppose $d_1 = 0,01m$

d'où $m = 5,56 \Rightarrow d_2 = 4,24mm$

On a arrondi cette dimension en prenant $d_2 = 4,5mm$

ETALONAGE DU DEBITMETRE PHASE LIQUIDE.

Le procédé d'étalonnage que nous avons adopté est le suivant:

Nous fixons le flotteur sur une position et nous mesurons le volume de liquide V obtenu pour un temps t. Le débit volumique est alors donné par:

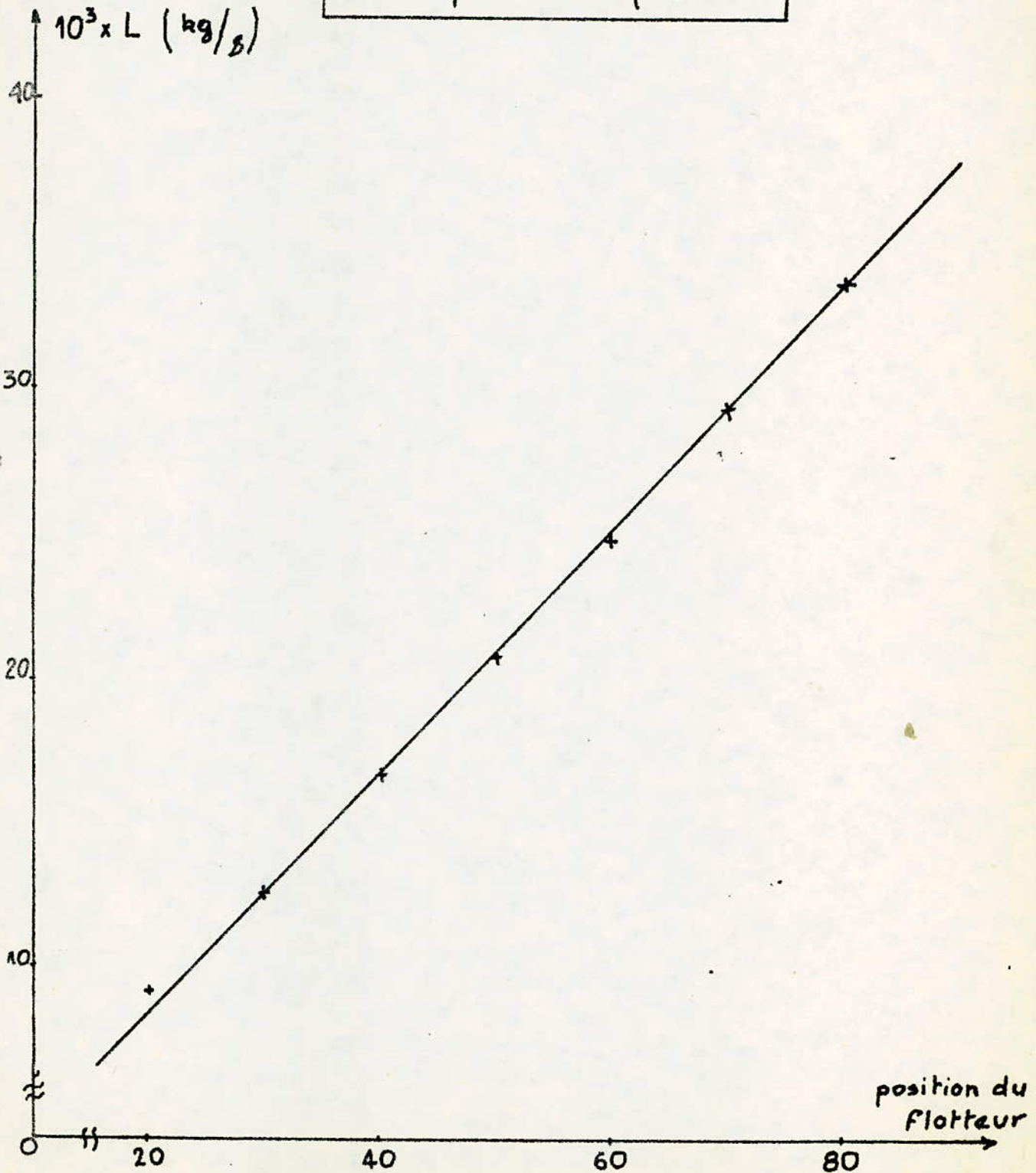
$L_v = \frac{V}{t}$. Pour obtenir le débit massique L pour l'eau, il suffit de multiplier L_v par la masse volumique de l'eau

Les résultats de cet étalonnage sont les suivants:

position flotteur	V (l)	t (s)	$10^3 \cdot L$ (kg/s)
20	1,120	120	9,33
30	1,500	120	12,50
40	1,510	90	16,77
50	1,870	90	20,77
60	1,610	65	24,77
70	1,900	65	29,23
80	1,510	45	33,55

Ce tableau nous permettra de tracer la courbe d'étalonnage donné en page suivante.

Etalonnage du débitmètre
phase liquide



ETALONAGE DE L'ORIFICE DE GAZ.

Nous branchons en série l'orifice et un compteur à gaz. Nous faisons passer un certain débit gazeux provoquant une dénivellation ΔHe du manomètre à eau.

Nous lisons alors sur le compteur le volume de gaz V_g l'ayant traversé pendant un temps t . Le débit volumique sera alors donné par $G_v = \frac{V_g}{t}$

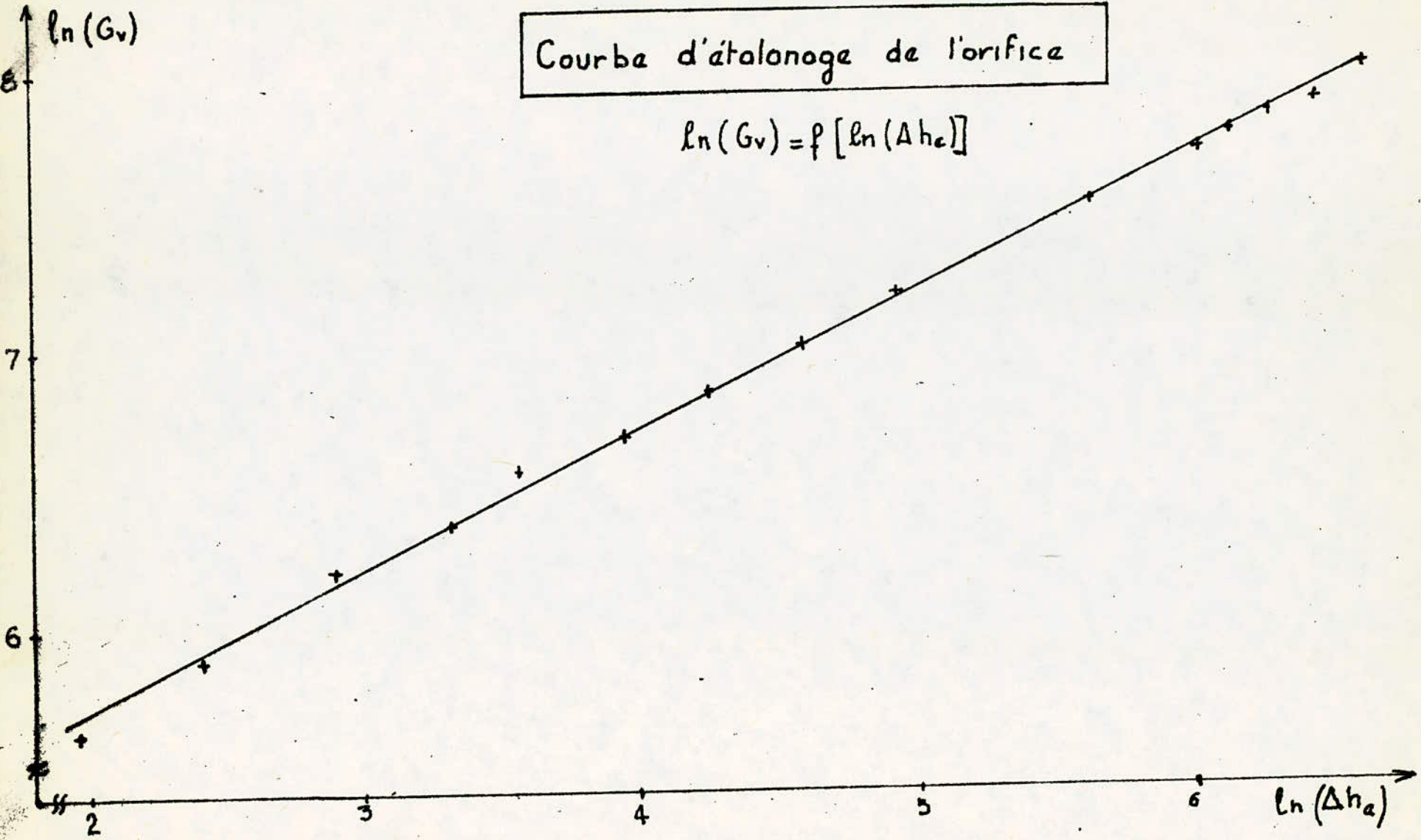
La courbe $\ln G_v = f(\ln \Delta He)$ sera alors notre courbe d'étalonnage.

Les résultats que nous avons obtenu sont les suivants

V (l)	t (s)	G _v (l/h)	ln(G _v)	ΔHe (mm)	ln(ΔHe)
30	37,5	2880	7,97	765	6,64
20	28	2571,43	7,85	618	6,43
20	29	2482,76	7,81	535	6,28
20	31	2322,58	7,75	461	6,13
20	33,3	2162,16	7,68	413	6,02
20	41,8	1722,49	7,45	276	5,62
20	47,3	1522,20	7,32	186	5,23
20	55	1309,10	7,18	139	4,93
20	65,5	1099,24	7,00	99	4,59
10	38,5	935,06	6,84	70	4,25
10	51	705,88	6,56	35	3,56
10	62	580,64	6,36	28	3,33
10	73,4	490,46	6,20	18	2,89
10	100,5	358,21	5,88	11	2,40
10	129,2	278,64	5,63	7	1,94

Courbe d'étalonnage de l'orifice

$$\ln(G_v) = f[\ln(\Delta h_e)]$$



DETERMINATION DE LA POROSITE, DES DIMENSIONS ET DE LA SURFACE SPECIFIQUE
DU GARNISSAGE

1°/ Porosité

Nous remplissons une éprouvette graduée d'un litre de garnissage. Nous pesons ensuite l'éprouvette plus le garnissage: masse m_1

Cette même éprouvette est ensuite remplie d'eau jusqu'à ce que cette dernière couvre les grains les plus hauts du garnissage. Nous pesons alors

l'éprouvette contenant le garnissage et l'eau: masse m_2

La masse d'eau occupant le volume libre de l'éprouvette est $m_2 - m_1$. Son volume est $\frac{m_2 - m_1}{\rho_e}$ où ρ_e est la masse volumique de l'eau en kg/l

La porosité est alors donnée par

$$\varepsilon = \frac{m_2 - m_1}{\rho_e V_t}$$
 où V_t est le volume total du garnissage dans l'éprouvette et

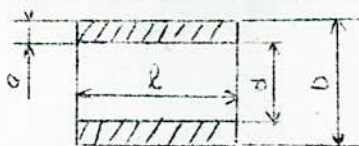
est égal à un litre.

A.N: $m_1 = 1,365 \text{ kg}$ $m_2 = 2,095 \text{ kg}$ $\rho_e = 1 \text{ kg/l}$

$$\varepsilon = \frac{2,095 - 1,365}{1 \times 1}$$

$$\varepsilon = 0,73$$

2°/ Dimensions du garnissage



Nous mesurons les dimensions D_i, d_i et l_i

d'un échantillon de 100 particules de garnissage

Les dimensions du garnissage seront alors la moyenne arithmétique de celle de cet échantillon.

$$D = \frac{\sum_{i=1}^{100} D_i}{100}$$

$$d = \frac{\sum_{i=1}^{100} d_i}{100}$$

$$l = \frac{\sum_{i=1}^{100} l_i}{100}$$

Les résultats sont:

$$D = 10,5 \text{ mm}$$

$$d = 7,8 \text{ mm}$$

$$l = 10,35 \text{ mm}$$

e: épaisseur du garnissage

$$e = \frac{D - d}{2}$$

$$e = 1,35 \text{ mm}$$

Nous avons donc un garnissage constitué d'anneaux Raschig $10,5 \times 10,35 \times 1,35$

3° / Surface spécifique du garnissage.

Nous comptons le nombre de particules n contenu dans 1 litre de garnissage.

La surface spécifique d'une particule est:

$$Sp = \pi D l + \pi d l + 2 \frac{\pi (D^2 - d^2)}{4}$$

$$\text{A.N: } Sp = 672,68 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{particule}$$

La surface spécifique du garnissage est alors donnée par:

$$a = Sp \times Np$$

où Np est le nombre de particules par m^3 de garnissage: $Np = n \times 1000$

$$\text{A.N: } n = 632 \text{ particules/l}$$

$$a = 425,13 \text{ m}^2/\text{m}^3$$

a (al)

Courbe $\ln(\Delta P/Z) = \ln (G/\phi^3)$ obtenues avant modification de la colonne.

L=0 T=284 °K P,760 mm Hg

G (kg/h)	$P(N/m^2) \cdot 10^{-2}$	$\Delta P/Z \cdot 10^{-2}$	$\ln \Delta P/Z$	$\ln G/\phi^3$
2,52	0,1	0,045	4,50	6,22
3,24	0,1	0,045	4,50	6,47
4,07	0,3	0,136	2,61	6,69
4,75	0,7	0,318	3,46	6,85
5,47	1,1	0,5	3,91	6,99
6,60	1,8	0,818	4,40	7,18
7,70	2,8	1,273	4,85	7,33
8,42	3,7	1,682	5,13	7,42
9,86	5,4	2,54	5,50	7,58
10,62	5,9	2,682	5,59	7,65
11,38	7,0	3,182	5,77	7,72

$$L = 7806,55 \text{ kg/hm}^2$$

$$pP = 765 \text{ mm Hg}$$

$$T = 285,5^\circ\text{K}$$

G (kg/h)	$\ln G/\phi$	$\Delta P (\text{N/m}^2) 10^{-2}$	$\Delta P/Z 10^{-2}$	$\ln \Delta P/Z$
2,52	6,22	1,0	0,45	3,81
3,24	6,47	1,3	0,59	4,08
4,07	6,69	1,9	0,86	4,46
4,75	6,85	2,7	1,23	4,81
5,47	6,99	3,7	1,68	5,21
6,19	7,11	4,8	2,18	5,39
6,98	7,24	5,8	2,64	5,58
7,70	7,33	8,0	3,64	5,90
8,42	7,42	9,2	4,18	6,04
9,14	7,50	11,5	5,23	6,26
9,86	7,58	13,2	6	6,40
10,62	7,65	-	-	-

$L = 12891,55 \text{ kg/hm}^2$ $p = 765 \text{ mm Hg}$ $T = 285,5^\circ\text{K}$

$G(\text{kg/h})$	$\ln G/\text{t}$	$\Delta P (\text{N/m}^2) \cdot 10^{-2}$	$\Delta P/Z \cdot 10^{-2}$	$\ln \Delta P/Z$
2,52	6,22	2,0	0,51	4,51
3,24	6,47	2,0	0,91	4,51
4,07	6,70	2,6	1,18	4,77
4,75	6,85	3,6	1,64	5,10
5,47	6,99	5,7	2,60	5,56
6,19	7,11	6,9	3,14	5,75
6,98	7,24	8,5	3,86	5,96
7,81	7,35	-	-	-

$L = 15756,34 \text{ kg/hm}^2$ $P = 765 \text{ mm Hg}$ $T = 285,5^\circ\text{K}$

$G(\text{kg/h})$	$\ln G/\phi$	$\Delta P(\text{N/m}^2) 10^6$	$\Delta P/Z_x 10^{-2}$	$\ln \Delta P/Z$
2,52	6,22	2,2	I	4,6I
3,24	6,47	3,2	I,45	4,98
4,07	6,70	4,2	I,9I	5,3I
5,47	6,99	7,0	3,18	5,76
6,19	7,II	9,4	4,27	6,96
6,98	7,24	-	-	-

PREPARATION DE LA SOLUTION DE SOUDE 0,01N

Nous procedons au dosage du produit de l'absorption par de la soude 0,01N

Etant donné la dilution très grande du produit d'absorption, nous devons préparer cette solution avec le maximum de précision.

A partir d'une solution de titrisol 1N, nous avons préparé notre solution comme suit:

- nous avons en premier lieu procédé à la détermination du rapport pipette-firole jaugée et ceci en remplissant une firole jaugée d'un litre à l'aide d'une pipette de 50 ml. Il a été constaté que le volume de la firole jaugée était en réalité de 997 ml.

- Nous avons tenu compte de ce résultat pour procéder à la dilution de cette solution.

- Dans cette même firole, nous mettons exactement 10 ml de NaOH 1N. Nous mettons exactement remplissons alors la firole d'eau distillée avec le maximum de précision jusqu'au trait. Nous rajoutons ensuite 3 ml d'eau distillée afin de diluer 100 fois et d'aboutir à une solution 0,01N.

REFERENCES BIBLIOGRAPHIQUES

- I- AMANOWICZ.J Tableau de valeurs ENPA Dpt.Génie Chimique 1979-1980
- II- AMANOWICZ.J Cours de transfert de matière 2^{ème} Semestre 1980-1981
- III- BADGER ET BANCHERO Introduction to chemical engineering
Ed.Mc GRAW HILL 1955 Pages 51 à 57 et chap. 9
- IV- McCABE, REYNOLDS et SMITH Units opérations of chemical engineering
Ed.McGRAW HILL 1976
- V- NORMAN N.W.S Absorption, distillation and cooling towers
Ed.LONGMANS 1962 Chap. 3,4 et 6
- VI- PERRY and CHILTON Chemical engineers handbook
Ed.McGRAW HILL 1973
- VII- SHERWOOD and PIGFORD Absorption and extraction
Ed.McGRAW HILL 1952 Chap 3,5 et 7
- VIII- TREYBAL Mass transfert operations
Ed.McGRAW HILL 1968
- IX- Technique de l'ingénieur Tome 2 page J.2582

