

الجمهورية الجزائرية الديمقراطية الشعبية
REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE

وزارة التعليم والبحث العلمي
MINISTERE DE L'ENSEIGNEMENT ET DE LA RECHERCHE SCIENTIFIQUE

ECOLE NATIONALE POLYTECHNIQUE

DEPARTEMENT GENIE CHIMIQUE

11/80
105
المدرسة الوطنية المتعددة التقنيات
المكتبة — BIBLIOTHEQUE
Ecole Nationale Polytechnique

PROJET DE FIN D'ETUDES

SUJET

**HYDRODYNAMIQUE ET DETERMINATION
DES AIRES INTERFACIALES ET DES
COEFFICIENTS DE TRANSFERT DE MATIERE
EN PHASE LIQUIDE PAR LA METHODE
D'ABSORPTION AVEC REACTION
CHIMIQUE**

Proposé par :

Melle YAICI. W.

Etudié par :

BENADDI. H.

Dirigé par :

Melle YAICI. W.

PROMOTION : Juin 86

الجمهورية الجزائرية الديمقراطية الشعبية
REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE

وزارة التعليم والبحث العلمي
MINISTERE DE L'ENSEIGNEMENT ET DE LA RECHERCHE SCIENTIFIQUE

ECOLE NATIONALE POLYTECHNIQUE

DEPARTEMENT GENIE CHIMIQUE

المدرسة الوطنية المتعددة التقنيات
BIBLIOTHEQUE — المكتبة
Ecole Nationale Polytechnique

PROJET DE FIN D'ETUDES

SUJET

HYDRODYNAMIQUE ET DETERMINATION
DES AIRES INTERFACIALES ET DES
COEFFICIENTS DE TRANSFERT DE MATIERE
EN PHASE LIQUIDE PAR LA METHODE
D'ABSORPTION AVEC REACTION
CHIMIQUE

Proposé par :

Melle YAICI. W.

Etudié par :

BENADDI. H.

Dirigé par :

Melle YAICI. W.

PROMOTION : Juin 86

ECOLE NATIONALE POLYTECHNIQUE d'ALGER.

-o-

المدرسة الوطنية المتعددة التقنيات
BIBLIOTHEQUE — المكتبة
Ecole Nationale Polytechnique

** PROJET DE FIN D'ETUDES **

PRESENTE AU

-o-o-o-o-a-

DEPARTEMENT DE GENIE CHIMIQUE

-o-o-o-o-o-o-o-o-o-o-o-o-o-o-o-o-o-o-

Pour obtenir le titre d'Ingénieur en GENIE CHIMIQUE

PAR

-o- BENADDI HADJA -o-

SUJET : Hydrodynamique et détermination des aires interfaciales et des coefficients de transfert de matière en phase liquide, par la méthode d'absorption avec réaction chimique dans une colonne à garnissage.

-o-o-o-o-o-o-o-o-o-o-

Soutenu publiquement le 24 Juin 1986 devant la Commission d'Examen.

JURY

Président : Mr. CHITOUR S. E. - Professeur à l'E.N.P.

Membres du Jury : MM. CIBSLAK - Maître de Conférences à l'E.N.P.
NAAMANE A. - Maître Assistant à l'E.N.P.
TYCZKOWSKI - Maître de Conférences à l'E.N.P.
Nelle YAICI W. - Maître Assistante à l'E.N.P.

Ministère de l'enseignement supérieur

Ecole nationale polytechnique

Département: Génie chimique

Promoteur: Mlle Yousif W.

Élève ingénieur: Benaddi H.

وزارة التعليم العالي

المدرسة الوطنية متعددة التقنيات

مصلحة الهندسة الكيميائية

موجهة: الأستاذ ياسي و.

تلميذ مهندس: ابن عدي ح.

الموضوع: هيدروجينية وحسبان مساحة التفاعل ما بين الغاز والسائل، والتعامل الحجمي في الواح

السائل بطريقة الانتصاح مع تفاعل تيميا في عود مجوف.

الملخص:

يتلخص عملنا من السامية الهيدروجينية في مقياس مقدار انخفاض الضغط في التيار الغازي وتعيين مراحل اشتغال عود الية منها صا. من ناحية انتقال المادة، درسا كيفية قياس مساحة التفاعل بين الغاز والسائل من جهة وكمية انتقال المادة من جهة أخرى في العنارة البانكة باستعمال للتفاعل كيميائي كزولف. هدفنا من وراء هذه الدراسة هو البحث عن نظام التفاعل المناسب لمقاييس المقادير السالفة الذي مع دراسته جميع التأثيرات الساجعة عن سرعة التفاعل المناسب والصائبي / عن انخفاض الضغط ونوعية السوائل المستخدمة.

Subject:

Hydrodynamic and determination of interfacial areas and coefficients of transfer of matter in phase liquid par la méthode d'absorption avec réaction chimique dans une colonne à garnissage.

Résumé:

Le travail rapporté dans le présent mémoire consiste à déterminer les propriétés hydrodynamiques et les paramètres de transfert de matière d'une colonne remplie d'anneaux Rashig, fonctionnant à contre courant de gaz et de liquide. L'étude hydrodynamique porte sur la mesure des pertes de charge du courant gazeux en absence et en présence de ~~réaction~~ liquide et la détermination des régimes de fonctionnement de l'absorbeur. Le transfert de matière porte essentiellement sur la détermination des aires interfaciales et des coefficients volumiques de transfert de matière par la méthode d'absorption avec réaction chimique de cinétique connue. Il s'agit de trouver le régime réactionnel convenable et d'étudier l'influence des pertes de charge, des débits de fluides et de la nature du liquide.

Subject:

Hydrodynamic and determination of interfacial areas and liquid film mass transfer coefficients by absorption with chemical reaction in a packed column.

Abstract:

The work reported in the present memory, consists in determination of hydrodynamic properties and mass transfer parameters in a counter-current packed column with Rashig rings. By the hydrodynamic study, gas pressure loss are measured with and without liquid flow and the operating rate of absorber are determined. In mass transfer, we determine the interfacial areas and the liquid film mass transfer coefficient by the method of absorption with chemical reaction which the kinetic is known. The question is to find the operating reaction conditions, to study the influence of pressure loss, fluid rates and the nature of liquid.



DEDICACES

-O-O-O-O-O-O-O-O-

- A mes chers parents, qui m'ont orienté sur le chemin du savoir
et qui m'ont encouragé à mener à bien mes études,
- A nos frères,
- A ma soeur Amel,
- A tous ceux qui ont contribué à parachever ce travail.

REMERCIEMENTS.

-O-O-O-O-O-O-O-O-O-O-O-

المدرسة الوطنية المتعددة التقنيات
BIBLIOTHEQUE — المكتبة
Ecole Nationale Polytechnique

Je tiens à témoigner ma profonde reconnaissance à Mademoiselle YAICI W., Maître Assistante à l'E. N. P., qui a dirigé ce travail de projet de fin d'études.

Les conseils avisés et l'abondante documentation qu'elle m'a fournie m'ont permis de mener ces études.

J'ai beaucoup apprécié, tout au long de ce travail, son dynamisme scientifique et sa disponibilité permanente.

Je la remercie surtout de la latitude d'action et de la confiance qu'elle m'a accordées.

Je voudrais ici dire toute ma gratitude à Monsieur Le Professeur BELABBES R., pour son aide bénéfique et ses précieux conseils qui m'ont aidée à mener à bien mes analyses chromatographiques.

Mes remerciements vont également à Messieurs NAAMANE A. et CIESLAK A pour leurs contributions à ce travail, sans oublier tous ceux qui m'ont encouragée de loin ou de près.

Qu'il me soit permis de remercier Monsieur Le Professeur CHITOUR S. E., qui malgré ses différentes occupations, a accepté de présider mon jury, et,

Messieurs : CIESLAK A , NAAMANE A. et TYCZKOWSKI A qui ont bien voulu juger le présent travail.

-O-O-O-O-O-O-O-O-O-O-O-

S O M M A I R E

--o-o-o-o-o-o-o--



- INTRODUCTION -

- 1 - Partie théorique
- 1.1 - Hydrodynamique dans une colonne garnie à contre courant.
 - 1.1.1 - Description sommaire d'une colonne garnie à contre courant.
 - 1.1.2 - Ecoulement des fluides. Perte de charge. Rétention. Phénomènes de charge et d'engorgement.
 - 1.1.2.1. Ecoulement forcé de gaz.
 - Relation d'Ergun.
 - Relation de Brauer.
 - 1.1.2.2. Ecoulement ruisselant de liquide. Rétention de liquide dans le garnissage.
 - Rétention capillaire.
 - Rétention non capillaire.
 - 1.1.2.3. Ecoulement gaz - liquide à contre courant en colonne arrosée.
 - * Pertes de charge.
 - * Engorgement.
 - 1.1.3 - Conclusion.
- 1.2 - Théorie de l'absorption gaz - liquide avec ou sans réaction chimique.
 - 1.2.1 - Transfert de matière en absorption sans réaction chimique.
 - 1.2.1.1. Coefficients de transfert de matière.
 - 1.2.1.2. Equation de diffusion.
 - 1.2.1.3. Modèles d'absorption.
 - * Théorie du double film.
 - * Théorie de pénétration - Modèle de HIGBIE.
 - * Théorie de pénétration - Modèle de DANCKWERTS.
 - 1.2.2 - Absorption avec réaction chimique.
 - 1.2.2.1. Généralités.
 - 1.2.2.2. Réactions irréversibles d'ordre un par rapport au soluté A.
 - 1.2.2.3. Réaction irréversible du second ordre.
 - 1.2.3 - Application de la théorie de l'absorption gaz - liquide.
 - 1.2.3.1. Détermination de l'aire interfaciale a .
 - 1.2.3.2. Détermination de $k_L a$.
 - a) - Détermination de $k_L a$ par absorption physique.
 - * Cas du soluté pur.
 - * Cas où le soluté est dilué.
 - b) - Détermination de $k_L a$ en présence de réaction chimique.
 - ± Cas de la réaction instantanée.
 - ± Cas de réaction lente.
 - 1.2.3.3. Détermination simultanée de conductances de transfert $k_L a$ et de l'aire interfaciale a par la méthode de la "droite de DANCKWERTS".
 - 1.2.4 - C O N C L U S I O N.

- 2 - Partie expérimentale.
- 2.1 - Description du poste d'étude.
- 2.1.1 -- Description de la colonne.
- 2.1.2 - Méthodes de mesure.
- 2.1.3 - Conditions expérimentales de l'étude hydrodynamique.
- 2.1.3.1. Caractéristiques du garnissage.
- 2.1.3.2. Caractéristiques des fluides.
- 2.1.4 - Écoulement forcé de gaz dans le garnissage sec.
- 2.1.4.1. Perte de charge.
- 2.1.4.2. Interprétation des résultats expérimentaux.
- 2.1.4.3. Comparaison avec les résultats de la littérature.
 - a - Application de la relation d'Ergun.
 - b - Application de la relation de Brauer.
- 2.1.4.4. Conclusion.
- 2.1.5 - Écoulement gaz - liquide à contre courant en colonne arrosée.
- 2.1.5.1. Perte de charge.
- 2.1.5.2. Exploitation des résultats.
- 2.1.5.3. Description du débit de gaz.
 - a - Influence du débit de gaz.
 - * zone en dessous du point de charge.
 - * zone de charge.
 - * zone d'engorgement.
 - b - Influence du débit de liquide.
 - c - Influence de la nature de liquide.
- 2.1.5.4. Corrélation des résultats expérimentaux.
 - a - zone au dessous du point de charge.
 - b - zone d'engorgement.
- 2.2 - Étude expérimentale de l'aire interfaciale et du coefficient volumique de transfert de matière, dans la colonne à garnissage fonctionnant à contre courant.
- 2.2.1 - Détermination de l'aire interfaciale.
- 2.2.1.1. Détermination de l'aire interfaciale par la méthode d'absorption du dioxyde de carbone dilué dans l'air par une solution aqueuse d'hydroxyde de sodium.
 - a - Principe de détermination.
 - b - Mode opératoire.
 - c - Résultats expérimentaux.
 - d - Discussion des résultats.
 - e - Comparaison avec les résultats de la littérature.
- 2.2.1.2. Détermination de l'aire interfaciale par la méthode d'absorption du dioxyde de carbone dilué dans l'air par une solution aqueuse de monoéthanolamine.
 - a - Principe de détermination.
 - b - Résultats expérimentaux.
 - c - Discussion des résultats.
 - d - Comparaison avec les résultats de la littérature.
- 2.2.2 - Détermination du produit " $k_L \cdot a$ " par absorption avec réaction chimique en régime de réaction lente.
- 2.2.2.1. Principe de détermination.
- 2.2.2.2. Mode opératoire.
- 2.2.2.3. Résultats expérimentaux.
- 2.2.2.4. Discussion.
- 2.2.2.5. Comparaison avec les résultats de la littérature et conclusion.

- CONCLUSION GENERALE -

Nomenclature.

Annexe.

Annexe 1 - Etalonnage des débitmètres et la réponse du chromatographe.

- 1.1. Etalonnage du débitmètre de liquide.
- 1.2. Etalonnage du débit mètre d'air.
- 1.3. Etalonnage de l'orifice d'admission du gaz carbonique, dans le circuit.
- 1.4. Etalonnage de la réponse du chromatographe.

Annexe 2 - Estimation de la résistance en phase gazeuse.

- 2.1. Cas du système CO_2 - Air - Na OH - H_2O .
- 2.2. Cas du système CO_2 - Air - MEA - H_2O .
- 2.3. Cas du système CO_2 - Air - Na HCO_3 - Na_2CO_3 .

Annexe 3 - Calcul des propriétés physico-chimiques des systèmes utilisés et mécanisme réactionnel.

- 3.1. Propriétés physico-chimiques.
- 3.2. Mécanismes réactionnels
 - 3.2.1. Système réactionnel : CO_2 - Na OH - H_2O .
 - 3.2.2. Système réactionnel : CO_2 - M E A - H_2O .
 - 3.2.3. Système réactionnel : CO_2 - Na HCO_3 - Na_2CO_3 - H_2O .

Annexe 4 - Diagramme de Boils Fair.

Bibliographie.

Les industries chimiques utilisent couramment les procédés d'écoulement simultané d'un gaz et d'un liquide à travers un garnissage. C'est le cas de l'absorption gaz - liquide dans les opérations d'humidification ou de déshumidification de gaz, le lavage de gaz, de refroidissement d'eau, dans le traitement des gaz ou de liquides chargés, dans les opérations où entrent en jeu des matières corrosives ... Ces opérations peuvent être mises en oeuvre dans les colonnes à gouttes, à film, à garnissage, à bulles, à plateaux, cuve à agitation mécanique, jet immergé, jet venturi ...

Le choix et la conception des absorbeurs nécessitent entre autres choses, la connaissance de l'aire interfaciale a entre les phases gaz et liquide et des coefficients de transfert " $k_L \cdot a$ " et " $k_G \cdot a$ ", grandeurs appelées communément "paramètres de transfert" qui régissent la cinétique physique du procédé. En effet, le développement des techniques mathématiques et l'emploi des ordinateurs permet à l'heure actuelle de prévoir les performances (efficacités, taux de conversion, sélectivité) de ces réacteurs pour des cinétiques en phase liquide plus ou moins complexes, à condition de connaître les valeurs expérimentales des paramètres interfaciaux dans les conditions de fonctionnement du réacteur choisi.

Les méthodes qui permettent la détermination des aires interfaciales sont de deux types : il s'agit soit de mesures locales à l'aide d'un phénomène physique (réflexion ou diffraction de la lumière, photographie, conductimétrie ...), soit de mesures globales en utilisant une absorption de gaz suivie d'une réaction chimique de cinétique relativement simple, dont l'intensité est directement proportionnelle à l'aire interfaciale mise en cause.

La mesure des coefficients de transfert globaux $k_L a$ et $k_G a$, fait obligatoirement appel à un transfert de matière avec ou sans réaction chimique sauf dans quelques cas privilégiés où la connaissance parfaite de l'hydrodynamique des interfaces permet le calcul "a priori" de leurs valeurs (appareils de laboratoire).

Toutefois, il existe un certain nombre de conditions à satisfaire par les concentrations en réactifs et par les propriétés physico-chimiques du système réactionnel gaz - liquide choisi (notamment en ce qui concerne les diffusivités des réactifs, la solubilité du gaz dissous et de la constante cinétique de la réaction.

Le fonctionnement optimal de ces appareils nécessite une bonne connaissance des paramètres hydrodynamiques qui en conditionnent ou restreignent l'effica-

acité comme la porosité du garnissage, la perte de charge subie par le gaz, la rétention totale de liquide, les débits maximaux des fluides à l'engorgement dans le cas des colonnes à contre courant

Le travail que nous rapportons dans le présent mémoire comprend les chapitres suivants :

Le premier chapitre est un rappel de la théorie de l'hydrodynamique dans une colonne à garnissage arrosée à contre courant et de l'absorption gaz - liquide avec et sans réaction chimique.

Le deuxième chapitre regroupe les résultats expérimentaux de l'hydrodynamique et de la détermination des aires interfaciales et les coefficients de transfert de matière en phase liquide (a et $k_L a$), leur interprétation et leur comparaison avec les résultats de la littérature.

1. 1. Hydrodynamique dans une colonne garnie à contre-courant.

Une opération d'absorption-réaction industrielle est, en général, effectuée en continu dans l'un des très nombreux appareils dont les principaux sont :

- Les colonnes verticales à gravité parmi lesquelles nous citons, les colonnes à gouttes, les colonnes à plateaux perforés, les colonnes à film tombant et les colonnes à garnissage.

- Les contacteurs à apport d'énergie mécanique tels que les contacteurs à agitation mécanique, à pulsation, à centrifugeuse ou à cyclone et les éjecteurs venturi.

Suivant l'état de dispersion relative du gaz et du liquide qui peuvent circuler à contre-courant, nous distinguons deux types principaux de réacteurs à garnissage :

- Les colonnes ruisselantes ou arrosées, dans lesquelles le liquide ruisselle par gravité sur les parois du garnissage et de la colonne, le gaz forme la phase continue.

- Les colonnes noyées, dans lesquelles initialement, le liquide occupe tout le vide du garnissage. Après son introduction, le gaz se meut sous forme de bulles à travers la phase liquide continue.

Dans ce qui suit, l'étude portera sur les colonnes arrosées, à garnissage et fonctionnant à contre-courant.

1.1.1. Description sommaire d'une colonne garnie à contre-courant.

Une colonne à garnissage est une colonne verticale, à gravité qui permet un contact continu entre deux fluides. L'échange se fait d'autant mieux que la surface de contact fluide - fluide est suffisamment grande et que la turbulence est considérable. Pour cette raison, la colonne est remplie d'éléments rugueux et tortueux, de forme et de dimensions judicieusement choisis appelés garnissage.

Un garnissage placé dans un réacteur agit de trois façons :

- il augmente l'air de contact gaz - liquide et donc la surface d'échange par unité de volume.
- il provoque des micro tourbillons locaux dans le film liquide, renouvelle sa surface et favorise ainsi le brassage et l'homogénéisation locale de sa concentration en soluté.
- il empêche la formation de grands mouvements de convection et de turbulence longitudinale dans la phase gazeuse. Il maintient ainsi une forte différence de concentration de l'entrée à la sortie de la colonne.

Il existe une très grande variété de corps de remplissage : anneaux de diverses sortes, selles Berl Intalox, triangles, grilles ... Les plus communément utilisés dans l'industrie sont les anneaux Rashig à cause de leur faible prix de revient. Ils sont fabriqués à partir des matériaux tels que, grès, métaux, carbone, verre, matières plastiques ...

Quelque soit le type de garnissage, sa dimension doit être adaptée au diamètre de la colonne, selon Eckert [1] la limite à prendre est de $\frac{1}{30}$ du diamètre de la colonne.

Il est avantageux, en général, d'avoir dans la colonne plusieurs tronçons garnis, séparés par des redistributeurs. La hauteur de chaque tronçon dépend du garnissage et de ses dimensions, environ trois fois le diamètre de la colonne pour les anneaux Rashig et pour tout type de garnissage pas plus de six mètres selon Eckert [1]. Chaque section de garnissage est supportée par une grille de très faible résistance à l'écoulement.

1.1. 2. Écoulements des fluides. Perte de charge. Rétention.

Phénomènes de charge et d'engorgement :

1.1. 2 - 1. Écoulement forcé de gaz.

L'écoulement forcé d'un gaz à travers un garnissage sec est caractérisé par la chute de pression motrice du gaz par unité de longueur du garnissage, en fonction de son débit massique. De nombreuses relations ont été proposées dans la littérature pour prévoir cette perte de charge.

- Relation d'Ergun (1952) : valable pour tous les écoulements monophasés de gaz quel que soit le type de garnissage ; c'est la somme d'un terme d'énergie dégradée par frottement en écoulement laminaire (équation de Cozény - Carman) et d'un terme d'énergie cinétique dégradée par turbulence en écoulement turbulent (équation de Burke - Plummer).

Cette relation a la forme [] :

$$\frac{\Delta P}{Z} = h_k \frac{\mu_G}{a_p^2 (1-\epsilon)^2} u_G + h_B \frac{\rho_G (1-\epsilon)}{\epsilon^3} \int_G u_G^2 \quad (1)$$

où h_k est la constante de Kozény et h_B la constante de Burke - Plummer. Leur valeur numérique dépend du type du garnissage utilisé.

- Relation de Brauer.

L'équation d'Ergun ne s'applique pas au calcul de la perte de charge dans les garnissages d'anneaux Rashig. La raison réside dans la présence de trous dans les anneaux Rashig qui augmentent la surface de contact entre phase. Brauer propose alors :

$$\frac{\Delta P}{Z} = h_k a^2 F^{2n} \frac{\mu_G (1-\epsilon)^2}{\epsilon^3} u_G + h_B a_e F^n \int_G \frac{1-\epsilon}{\epsilon^3} u_G^2 \quad (2)$$

où a_e est l'aire spécifique externe d'anneau supposé plein.

F est une fonction de la porosité interne ϵ_i de chaque anneau.

$$F = \frac{1 + \frac{2}{3}\sqrt{\epsilon_i} - \frac{1}{3}\epsilon_i}{2(1-\epsilon_i)} \quad (3)$$

$$\text{avec } \epsilon_i = \left(\frac{d_i}{d_e} \right)^2$$

n est un coefficient numérique dépendant de la forme du garnissage évolué par la relation de Laurent [2] :

$$\frac{1}{n} \cdot \frac{D}{d_i} = \left(\frac{D^2}{d_i^2} \right)^{0,75} + \left(0,01 \cdot \frac{D^2}{d_i^2} \right)^{0,75} \quad (5)$$

valable pour les conditions suivantes :

$$5 < d < 35 \text{ mm}$$

$$1,6 < \frac{D}{d} < 44$$

L'expression d'ERGUN (1) peut être écrite en fonction des grandeurs adimensionnelles que sont le facteur de frottement (f') et le critère de Reynolds (Rép).

Dans le cas des milieux poreux nous avons :

$$\frac{f'}{2} = \frac{\varepsilon^3}{\mu_G \rho u_G^2} \frac{\Delta P}{Z} \quad (10)$$

et

$$\text{Rép} = \frac{\rho u_G}{\mu_{G,P} (1-\varepsilon)} \quad (11)$$

De l'équation (1) :

$$\frac{\Delta P}{Z} = h_k \mu_G \frac{\rho^2 (1-\varepsilon)^2}{\varepsilon^3} \mu_G + h_B \frac{\rho (1-\varepsilon)}{\varepsilon^3} \rho u_G^2$$

Multiplions les deux membres de cette équation par la quantité :

$$\frac{\varepsilon^3}{\rho (1-\varepsilon) \rho u_G^2} \quad \text{et faisons les simplifications nécessaires,}$$

nous obtenons alors :

$$\frac{\Delta P}{Z} : \frac{\varepsilon^3}{\rho (1-\varepsilon) \rho u_G^2} = h_k \frac{\rho (1-\varepsilon)}{\rho u_G} \mu_G + h_B$$

Des équations (10) et (11), l'expression ci-dessus devient :

$$\frac{f'}{2} = \frac{h_k}{\text{Rép}} + h_B \quad (12)$$

La représentation graphique de la variation de $\frac{f'}{2}$ en fonction de $\frac{1}{\text{Rép}}$ permet

la détermination des constantes h_k (la pente) et h_B (l'ordonnée à l'origine).

1.1. 2 - 2. Écoulement ruisselant de liquide. Rétention de liquide dans le garnissage.

Lorsqu'un liquide s'écoule seul par gravité à travers un garnissage, la grandeur habituellement mesurée est la rétention (ou charge en oeuvre).

La rétention représente la fraction de vide occupé par le liquide. Si V est le volume total de la colonne garnie, ε la porosité du garnissage, c'est-à-dire la fraction du

vide et $V \cdot \varepsilon$ le volume total du vide alors la rétention est le volume $\beta \cdot V \cdot \varepsilon$ où β est le taux de rétention totale du liquide.

La rétention totale a deux composantes :

- La rétention capillaire (statique), constituée par le volume de liquide retenu aux points de contact entre les éléments de garnissage (rétention macrocapillaire), et dans les pores (rétention microcapillaire) sans communication vers le bas. Ce liquide quasi immobile est à peu près indépendant du débit d'arrosage.

- La rétention non capillaire (dynamique), constituée par le liquide en mouvement dans le garnissage. Elle est fonction du débit d'arrosage.

La rétention peut être mesurée expérimentalement par application de la méthode volumétrique ou la méthode des traceurs.

La littérature fournit plusieurs corrélations déterminant le taux de rétention capillaire (β_c) et le taux de rétention non capillaire (β_{nc}).

Le taux de rétention capillaire (β_c), pour les anneaux Rashig, est en général, évalué à partir de la courbe donnant la variation de B_c en fonction du nombre d'EOTVOS noté

$$Eo = \frac{1 \cdot g \cdot d^2}{1}$$

Le taux de rétention non capillaire β_{nc} est donné par la corrélation générale [4]

$$\beta_{nc} = B \cdot Re^{a'} \cdot Ga^b \cdot F \quad (6)$$

Dans laquelle :

B est une constante.

$$Re = \frac{L}{N^{1/3} \cdot \mu_1} \quad (\text{critère de Reynolds})$$

$$Ga = \frac{\rho_1^2 \cdot g}{N \cdot \mu_1^2} \quad (\text{critère de Galilée})$$

F est une fonction spéciale de correction.

N est le nombre de particules de garnissage par unité de volume,

$$N = \frac{1 - \varepsilon}{V_p}$$

La relation la plus utilisée est celle de OTAKE et OKADA [4] pour laquelle :

$$B = 1,295, \quad a' = 0,676, \quad b = 0,44 \quad \text{et} \quad F = ap \frac{1 - \varepsilon}{\varepsilon} \cdot \frac{d}{(Nd^3)^{0,215}}$$

1.1. 2 - 3. Écoulement gaz - liquide à contre-courant en colonne arrosée.

* Pertes de charge.
.....

Les variations de la perte de charge en fonction du débit de gaz, pour un débit de liquide donné, sont représentées en coordonnées logarithmiques dans la figure 1.

Aux faibles débits gazeux, la variation de la perte de charge pour un débit de liquide non nul, a la même allure que celle pour un garnissage sec. Ceci est dû au fait qu'il n'existe pas d'interactions importantes **entre** le liquide et le gaz, et que la rétention ne dépend **que** des débits du liquide.

La relation généralement proposée pour la perte de charge du gaz est présentée sous la forme [4] :

$$\Delta P = \alpha \cdot 10^{\beta L} - \frac{G^2}{\rho_G} \quad (7)$$

avec ΔP : perte de charge en mm de Hg par mètre de hauteur garnie.

G : débit massique superficiel du gaz, Kg . m⁻² . sec⁻¹ ..

ρ_G : densité du gaz, Kg . m⁻³.

L : débit massique superficiel du liquide , Kg . m⁻² . sec⁻¹ .

À partir d'une certaine valeur du débit de gaz, l'allure de la variation de la perte charge change, en effet, le frottement du gaz ascendant est suffisant pour gêner la descente du liquide ce qui augmente sa rétention qui, à son tour, diminue l'espace libre offert à l'écoulement du gaz. Cette discontinuité, parfois difficile à observer, dans l'évolution de la perte de charge correspond au point de charge de la colonne.

Lorsque le débit de gaz continue à augmenter, la perte de charge augmente à son tour jusqu'à atteindre un deuxième point de discontinuité, appelé point d'engorgement, caractérisé par une accumulation du liquide au sommet du garnissage sans pouvoir y pénétrer. Au delà de ce point, la perte de charge croît avec une vitesse très rapide.

Les conditions de fonctionnement normal d'une colonne à contre courant se situent entre les deux points de charge et d'engorgement où l'efficacité de contact des deux phases est à son maximum.

La prévision de la perte de charge subie par un gaz à contre courant avec un liquide est encore actuellement un critère important de calcul d'une colonne garnie. Les corrélations prévisionnelles proposées à ce jour ne sont pas satisfaisantes, du fait qu'elles ne sont applicables que dans d'étroits domaines de validité et ne se prêtent pas à une utilisation générale [2].

REICHELT a proposé une corrélation empirique pour la détermination de la zone de charge reliant, pour un même débit de gaz donné, la perte de charge en garnissage arrosé à la perte de charge en garnissage sec [2,16] :

REPRESENTATION SCHEMATIQUE DE LA PERTE DE CHARGE ET DU TAUX DE RETENTION DANS UN GARNISSAGE

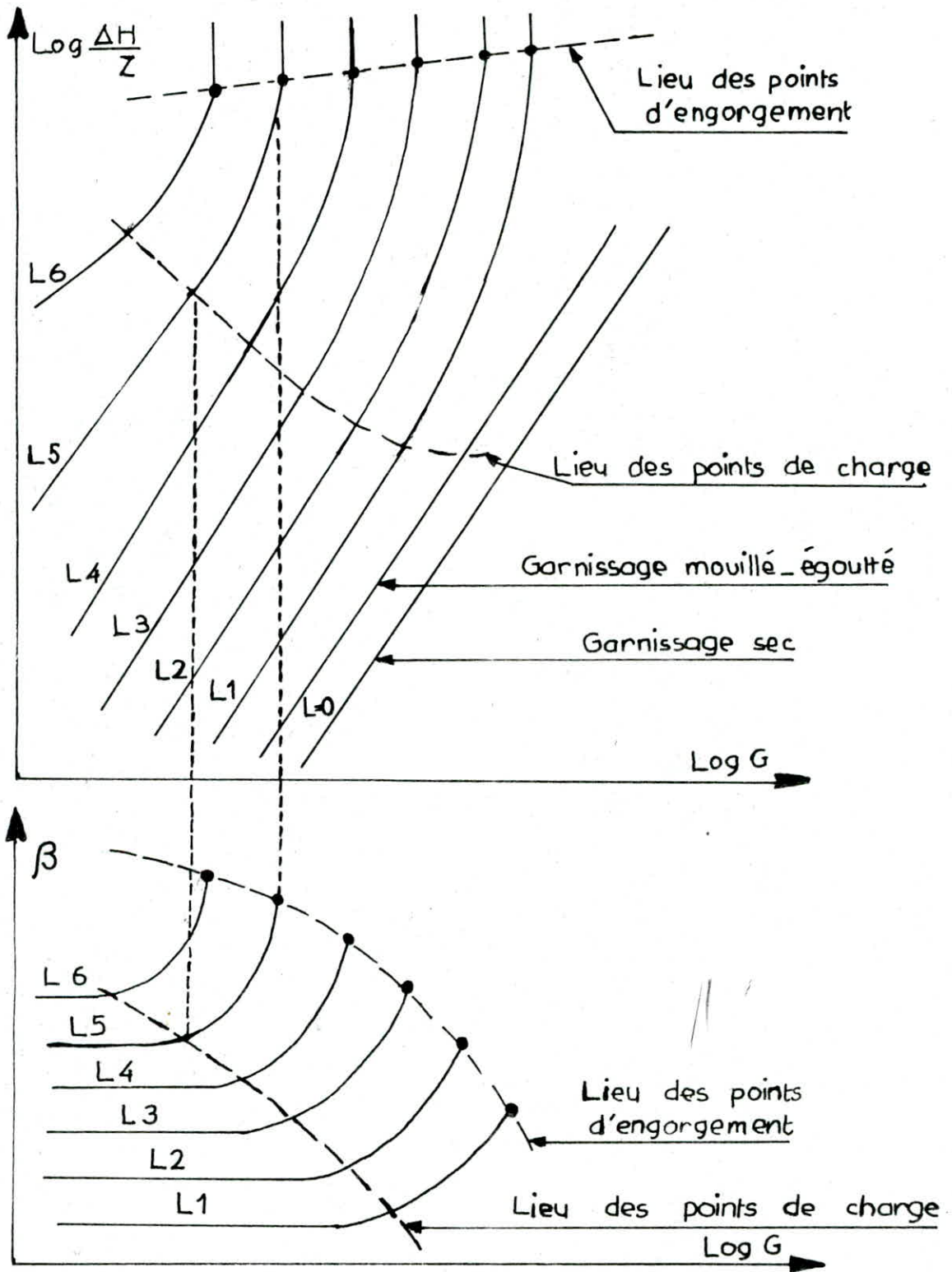


FIGURE 1

1.1. 2 - 3. Écoulement gaz - liquide à contre-courant en colonne arrosée.

* Pertes de charge.

Les variations de la perte de charge en fonction du débit de gaz, pour un débit de liquide donné, sont représentées en coordonnées logarithmiques dans la figure 1.

Aux faibles débits gazeux, la variation de la perte de charge pour un débit de liquide non nul, a la même allure que celle pour un garnissage sec. Ceci est dû au fait qu'il n'existe pas d'interactions importantes **entre** le liquide et le gaz, et que la rétention ne dépend **que** des débits du liquide.

La relation généralement proposée pour la perte de charge du gaz est présentée sous la forme [4] :

$$\Delta P = \alpha \cdot 10^{\beta L} - \frac{G^2}{\rho_G} \quad (7)$$

avec ΔP : perte de charge en mm de Hg par mètre de hauteur garnie.

G : débit massique superficiel du gaz, Kg . m⁻² . sec⁻¹.

ρ_G : densité du gaz, Kg . m⁻³.

L : débit massique superficiel du liquide , Kg . m⁻² . sec⁻¹.

À partir d'une certaine valeur du débit de gaz, l'allure de la variation de la perte charge change, en effet, le frottement du gaz ascendant est suffisant pour gêner la descente du liquide ce qui augmente sa rétention qui, à son tour, diminue l'espace libre offert à l'écoulement du gaz. Cette discontinuité, parfois difficile à observer, dans l'évolution de la perte de charge correspond au point de charge de la colonne.

Lorsque le débit de gaz continue à augmenter, la perte de charge augmente à son tour jusqu'à atteindre un deuxième point de discontinuité, appelé point d'engorgement, caractérisé par une accumulation du liquide au sommet du garnissage sans pouvoir y pénétrer. Au delà de ce point, la perte de charge croît avec une vitesse très rapide.

Les conditions de fonctionnement normal d'une colonne à contre courant se situent entre les deux points de charge et d'engorgement où l'efficacité de contact des deux phases est à son maximum.

La prévision de la perte de charge subie par un gaz à contre courant avec un liquide est encore actuellement un critère important de calcul d'une colonne garnie. Les corrélations prévisionnelles proposées à ce jour ne sont pas satisfaisantes, du fait qu'elles ne sont applicables que dans d'étroits domaines de validité et ne se prêtent pas à une utilisation générale [2].

REICHELT a proposé une corrélation empirique pour la détermination de la zone de charge reliant, pour un même débit de gaz donné, la perte de charge en garnissage arrosé à la perte de charge en garnissage sec [2,16] :

$$\frac{\left(\frac{\Delta P}{Z}\right)_{l,\varepsilon}}{\left(\frac{\Delta P}{Z}\right)_{0,G}} = \alpha_1 + \alpha_2 \left(\frac{\Delta P}{Z \rho_e \varepsilon}\right)^{0,3} \quad (8)$$

$$\alpha_1 = 2 \cdot 10^{10} B^{4,7} + 3,9 \cdot 10^4 B^{1,73} + 3,03^{0,1}$$

$$\alpha_2 = 2 \cdot 10^{22} B^{7,3} + 1,34 \cdot 10^8 B^{2,14} + 2,6 \cdot 10^2 B^{0,55}$$

$$\alpha_3 = 14 B^{0,36}$$

avec :

$$B = \left(\frac{\mu_1}{\rho_1 \varepsilon^2}\right)^{1/3} \cdot \frac{L}{d_{hw}} \cdot \left(\frac{\mu_g \rho_1}{\mu_1 \rho_g}\right)^{0,91}$$

$$d_{hw} = \frac{\varepsilon}{1-\varepsilon} dp \cdot \frac{1}{1 + \frac{2}{3} \frac{1}{1-\varepsilon} \frac{dp}{D}}$$

$$dp = \frac{6(1-\varepsilon)}{a_s}$$

$$a_s = C \cdot \frac{1}{d}$$

Pour un garnissage de type anneau Rashig, C est de l'ordre de 5 à 5,5 (2).

Le domaine d'application est défini par les conditions suivantes :

$$0,0855 < \rho < 1,88 \quad \text{Kg} \cdot \text{m}^{-3}$$

$$800 < \rho_1 < 1600 \quad \text{Kg} \cdot \text{m}^{-3}$$

$$10 \cdot 10^{-6} < \rho_g < 26 \cdot 10^{-6} \quad \text{m}^2 \cdot \text{s}^{-1}$$

$$0,675 \cdot 10^{-6} < \rho_l < 500 \cdot 10^{-6} \quad \text{m}^2 \cdot \text{s}^{-1}$$

$$0,36 < \varepsilon < 0,97$$

$$1,61 < \frac{D}{d} < 17,4$$

* Engorgement.

L'engorgement est un phénomène caractéristique des colonnes fonctionnant à contre courant. Il est dû aux forces qu'exercent le gaz ascendant sur le liquide ruisselant par gravité et tendent à l'empêcher de descendre, la retenue du liquide

augmente et tend à occuper tout le volume poreux, la phase gazeuse devient alors discontinue.

Il peut être visualisé sur le garnissage en fonctionnement, au sommet duquel se forment un bouillonnement et une couche de liquide écumeuse. Graphiquement, il représente le point à partir duquel la courbe de variation de la perte de charge par unité de hauteur du garnissage, en fonction du débit gazeux devient presque verticale traduisant une augmentation très rapide de la perte de charge.

Industriellement, les opérations à l'engorgement sont indésirables car le fonctionnement du contacteur est instable, la rétention et la perte de charge sont très importantes.

Détermination de la limite d'engorgement par la littérature.

Le point d'engorgement est une fonction des caractéristiques du garnissage et des propriétés des fluides.

Par mi les courbes empiriques proposées, les plus connues sont celles de SHERWOOD, LOBO et ZENS [2,17]. Ces auteurs relient graphiquement deux quantités adimensionnelles :

$$\frac{G_E^2}{\rho_g \cdot \rho_l \cdot g} \cdot \frac{a_p \cdot (1-\epsilon)}{\epsilon^3} \cdot \frac{\rho_e}{\rho_l} \cdot (\mu_l)^{0,2} \text{ versus } \frac{L}{G} \left(\frac{\rho_g}{\rho_l} \right)^{0,5}$$

ZENS et Coll [2,17] ont proposé une corrélation plus pratique qui relie le débit du gaz à l'engorgement à celui du liquide :

$$14,22 \left(\frac{G_E}{\sqrt{\rho_g \cdot \rho_l}} \sqrt{\frac{a_p(1-\epsilon)}{\epsilon^3} \cdot \frac{\rho_e}{\rho_l} \cdot (\mu_l)^{0,2}} \right)^{1/3} + 10,43 \left[\frac{L}{\rho_l} \frac{a_p(1-\epsilon)}{\epsilon^3} \cdot (\mu_l)^{0,2} \right]^{1/2} = 18,9 \quad (8)$$

Plus récemment, TAKAHASHI et Coll [2] ont proposé une corrélation applicable même pour les écoulements liquide - liquide :

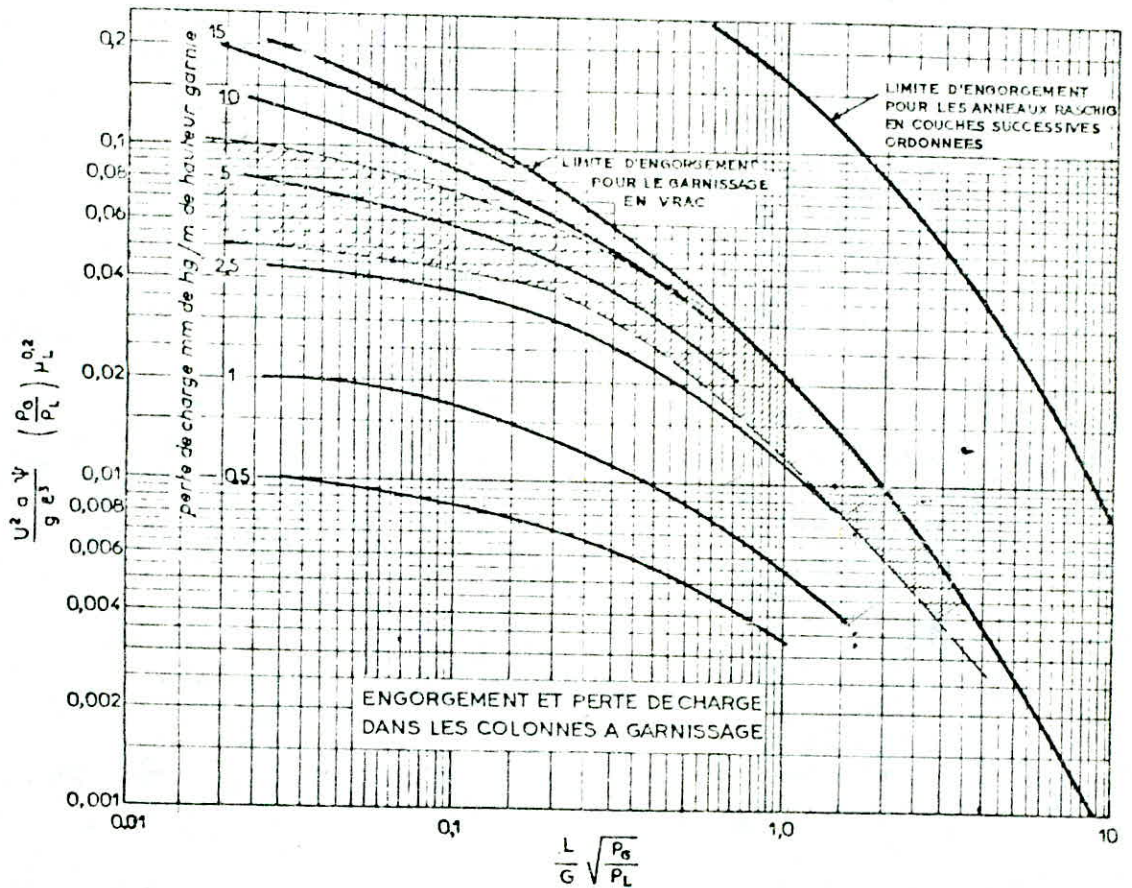
$$\frac{G_E}{\rho_g \rho_l} \left(\frac{a_p(1-\epsilon)}{\epsilon^3} \frac{(\mu_l)^{0,2}}{g} \right)^{1/2} = \exp \left\{ \frac{2,9}{\ln \left[\frac{L}{\rho_l} \left(\frac{a_p(1-\epsilon)}{\epsilon^3} \frac{\rho_l^{0,2}}{g} \right)^{1/2} \right]} \right\} \quad (9)$$

1.1.3. Conclusion.

La présente étude bibliographique nous a permis de définir les grandeurs macroscopiques de l'hydrodynamique d'une colonne garnie fonctionnant à contre courant de liquide et de gaz, à savoir, les pertes de charge pour garnissage sec et arrosé, la rétention du liquide, les points de charge et d'engorgement.

Ces grandeurs dépendent des propriétés du garnissage (les dimensions, la forme et la texture du garnissage) et des propriétés physiques des fluides (densité, viscosité, débits).

Figure 2
Diagramme de Lobo.



L = Débit massique superficiel du liquide, $\text{kg} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{sec}^{-1}$

G = Débit massique superficiel du gaz, $\text{kg} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{sec}^{-1}$

ρ_L = Densité du liquide, $\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$

ρ_G = Densité du gaz, $\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$

$a = a_g (1 - \epsilon) \text{m}^2 \cdot \text{m}^{-3}$

$U = \frac{G}{\rho_G}$

$g = \text{gravité } (9.81 \text{m/sec}^2)$

ϵ = porosité

μ = viscosité du liquide, centipoise

$\psi = \frac{\rho_{\text{eau}}}{\rho}$

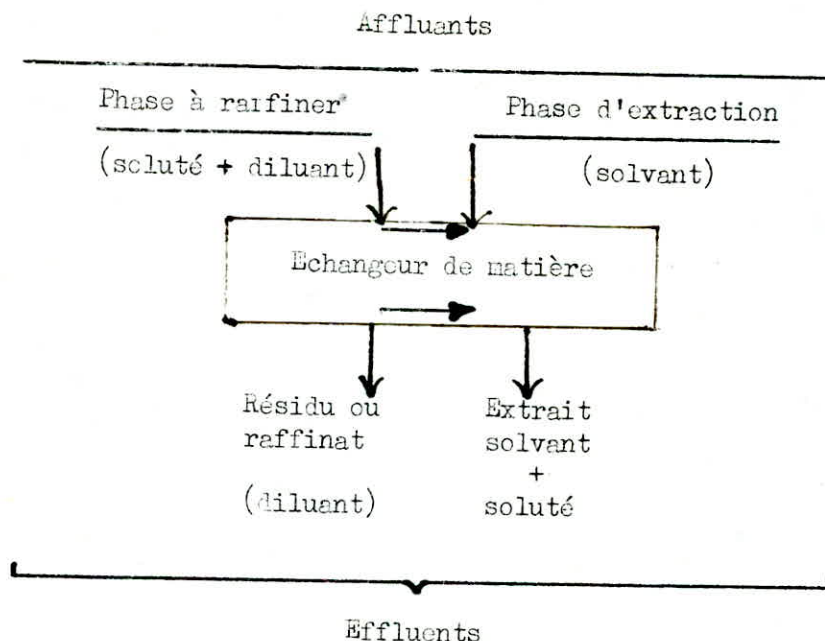
1. 2. Théorie de l'absorption gaz - liquide avec ou sans réaction chimique.

Les phénomènes relevant de ce qu'on appelle transfert de matière se manifestent chaque fois qu'il y a passage d'un ou de plusieurs constituants d'un mélange dans un autre mélange, séparé du premier par un interface. Ce transfert est dû à l'existence de gradient de concentration qui, jouant le rôle de force motrice, permet la migration des molécules d'une phase à une autre, c'est le phénomène de diffusion. Les molécules, par leur déplacement, ont tendance à rendre les concentrations uniformes et de rétablir l'équilibre thermodynamique entre phase.

On rencontre dans l'industrie, comme au laboratoire, un grand nombre d'opérations de transfert de matières entre phases, qui sont distinctes soit parce que les modes opératoires sont différents, soit en raison de la nature des phases en présence. Le tableau ci-dessous présente des exemples d'opérations de transfert.

EXEMPLES D'OPERATIONS INDUSTRIELLES DE TRANSFERT DE MATIERE ENTRE PHASES	
Nature d'opération	Exemples d'opérations.
Lavage solide-liquide	Lavage à l'eau des cossettes de betteraves pour en extraire le sucre.
Adsorption gaz-solide	Elimination de l'air des vapeurs toxiques qu'il peut contenir dans les cartouches de masques à gaz.
Adsorption gaz-liquide	Récupération du gaz carbonique des gaz de combustion par barbotage dans une saumure de carbonate de sodium.
Désorption liquide-gaz	Désoxygénation de l'eau par barbotage d'azote.
Extraction liquide-liquide	Extraction du phénol des goudrons par lavage au benzène.
Adsorption et désorption solide-liquide	Substitution d'ions Na^+ aux ions Ca^{++} d'une eau calcaire par passage au contact d'une résine échangeuse cationique.

Généralement, et indépendamment du type de l'opération, le transfert se fait suivant le schéma ci-après.



Opérations de transfert de matière dans un échangeur de matière.

Dans ce qui suit, nous nous intéressons au transfert de matière lors de l'absorption d'un gaz par un liquide.

Appelons Φ le flux total du gaz soluté transféré de la phase gazeuse vers le liquide dans tout le volume du contacteur. Ce flux a pour expression :

$$\Phi = \int \varphi \cdot a \cdot dV$$

où φ représente le flux spécifique de transfert dans un élément différentiel de garnissage de volume dV et a l'aire interfaciale gaz-liquide par unité de volume du contacteur.

Le calcul de cette intégrale nécessite la connaissance à priori de l'aire interfaciale et du flux spécifique en fonction des débits des phases le traversant en chaque point du volume de l'appareil.

Le flux spécifique est exprimé comme le produit de la force motrice et de la conductance de la phase gazeuse ou liquide.

1.2. 1. Transfert de matière en absorption sans réaction sans réaction chimique.

1.2. 1 - 1. Coefficients de transfert de matière.

Considérons une phase gazeuse contenant un soluté A soluble dans une phase liquide avec laquelle il ne réagit pas et posons les hypothèses suivantes :

- Les résistances du transfert de matière sont localisées dans les deux couches limites de part et d'autre de l'interface gaz - liquide.
- La résistance de l'interface est négligeable.
- L'équilibre thermodynamique est établi à l'interface.

Le flux spécifique φ s'écrit alors :

$$\varphi = k_l (C_A^* - C_{Ao}) = k_g (p_A - p_{Ai}) \quad (10)$$

où k_1 et k_G sont les conductances ou coefficients partiels de transfert de matière dans la phase liquide et la phase gazeuse respectivement.

$(C_A^* - C_{Ao})$ et $(p_A - p_{Ai})$ sont les forces motrices.

Pratiquement, cette expression du flux φ ne peut être exploitée parce que les valeurs de p_{Ai} et de C_A^* à l'interface ne sont pas connues, d'où l'utilisation de la notion des conductances globales ou coefficients de transfert **globaux** définis comme suit :

$$\varphi = K_G (p_A - p_{Ae}) = K_L (C_{Ae} - C_A) \quad (11)$$

La signification des grandeurs intervenant dans les deux équations ci-dessus sont portées sur la figure (3) :

- Le point E représente le point opératoire du soluté gazeux de pression p_A , transféré dans le liquide de concentration C_{Ao} .
- Le point F représente le gaz A de pression p_{Ai} en équilibre avec le liquide de concentration C_A^* au niveau de l'interface.
- Le point G représente le gaz A de pression p_{Ae} en équilibre avec la solution de concentration C_{Ao} .
- Le point H représente la solution de concentration C_{Ae} en équilibre avec un gaz de pression partielle p_A .

La représentation de base du transport du gaz soluté est fondée sur le concept de l'additivité des résistances en phase gazeuse et en phase liquide.

Exprimons les relations entre les conductances globales et partielles.

Considérons un gaz très soluble et à faible pression partielle pour lequel nous pouvons appliquer la loi de HENRY :

$$p_{Ai} = H_e C_A^* \quad (12)$$

$$p_{Ae} = H_e C_{Ao} \quad (13)$$

$$p_A = H_e C_{Ae} \quad (14)$$

Nous supposons le coefficient de HENRY, H_e , constant dans l'intervalle de température de travail.

De l'expression (11) :

$$\varphi = K_G (p_A - p_{Ae})$$

Nous avons :

$$\frac{1}{K_G} = \frac{p_A - p_{Ae}}{\varphi} = \frac{p_A - p_{Ai}}{\varphi} + \frac{p_{Ai} - p_{Ae}}{\varphi} \quad (15)$$

Faisons (12) - (13) : $p_{Ai} - p_{Ae} = H_e (C_A^* - C_{Ao})$

et remplaçons dans l'équation (15) :

$$\frac{1}{K_G} = \frac{p_A - p_{Ai}}{\varphi} + \frac{H_e (C_A^* - C_{Ao})}{\varphi} \quad (16)$$

De l'équation (10), nous avons :

$$\frac{p_A - p_{Ai}}{\varphi} = \frac{1}{K_G}$$

et

$$\frac{C_A^* - C_{Ao}}{\varphi} = \frac{1}{k_1}$$

l'expression (16) s'écrit alors :

$$\frac{1}{k} = \frac{1}{k} + \frac{1}{k_1} \quad (17)$$

De l'équation (11) :

$$= K_1 (C_{Ae} - C_{Ao})$$

Nous avons :

$$\frac{1}{K_1} = \frac{C_{Ae} - C_{Ao}}{\varphi} = \frac{C_{Ae} - C_A^*}{\varphi} + \frac{C_A^* - C_{Ao}}{\varphi} \quad (18)$$

Faisons (14) - (12) :

$$C_{Ao} - C_A^* = \frac{p_A - p_{Ai}}{H_e}$$

et remplaçons dans l'équation (18) :

$$\frac{1}{K_1} = \frac{p_A - p_{Ai}}{\varphi H_e} + \frac{C_A^* - C_{Ao}}{\varphi} \quad (19)$$

et comme :

$$\frac{p_A - p_{Ai}}{\varphi} = \frac{1}{R_G}$$

et

$$\frac{C_A^* - C_{Ao}}{\varphi} = \frac{1}{k_1}$$

l'expression (19) devient :

$$\frac{1}{K_1} = \frac{1}{H_e R_G} + \frac{1}{k_1} \quad (20)$$

Soit donc :

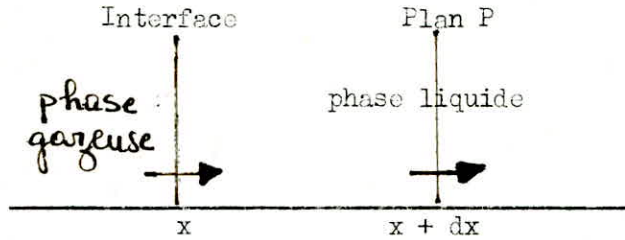
$$\frac{1}{K_G} = \frac{1}{k_G} + \frac{H_e}{k_1}$$

$$\frac{1}{K_1} = \frac{1}{k_1} + \frac{1}{H_e \cdot k_G}$$

Ces expressions signifient que la résistance globale de transfert de matière est la somme des résistances partielles de deux couches limites en série.

1.2. 1 - 2. Equation de diffusion.

Considérons toujours la phase gazeuse du soluté A séparée par une interface de la phase liquide et soit un plan parallèle à l'interface à une distance dx :



Ecrivons le bilan de matière entre les deux plans formés par l'interface et le plan P par rapport au soluté A pendant le temps dt :

(flux traversant l'interface) - (flux traversant le plan P à la position $x + dx$) = (quantité accumulée dans le film liquide d'épaisseur dx)

Le flux traversant l'interface par diffusion : $- D_{AL} \frac{\partial C_A}{\partial x}$

Le flux traversant le plan P par diffusion : $- D_{AL} \frac{\partial}{\partial x} (C_A + \frac{\partial C_A}{\partial x} dx)$

La quantité accumulée dans le film liquide : $\frac{\partial C_A}{\partial t} \cdot dx$

Le bilan est le suivant :

$$- D_{AL} \frac{\partial C_A}{\partial x} - \left(- \frac{\partial}{\partial x} (C_A + \frac{\partial C_A}{\partial x} dx) \right) = \frac{\partial C_A}{\partial t} dx. \quad (21)$$

Après simplification, l'équation de diffusion ou la deuxième loi de FICK s'écrit :

$$D_{AL} \frac{\partial^2 C_A}{\partial x^2} = \frac{\partial C_A}{\partial t} \quad (22)$$

où D_{AL} est le coefficient de diffusion ou diffusivité du soluté A dans le liquide transféré suivant l'axe perpendiculaire à l'interface.

La résolution de l'équation de diffusion (22) dépend du mécanisme de transfert de matière lors de l'absorption.

1.2. 1 - 3. Modèles d'absorption.

*Théorie des deux films (figure 4. a)

En 1923, WHITMAN [5,20] a proposé un modèle qui suppose que :

- La résistance est localisée dans deux films immobiles, l'un gazeux et l'autre liquide, séparés par une interface c'est-à-dire que $\frac{\partial C_A}{\partial t} = 0$
- Le transfert se fait au sein du film liquide par diffusion moléculaire et la concentration dans le volume liquide est maintenue constante par agitation turbulente, d'où les conditions limites :

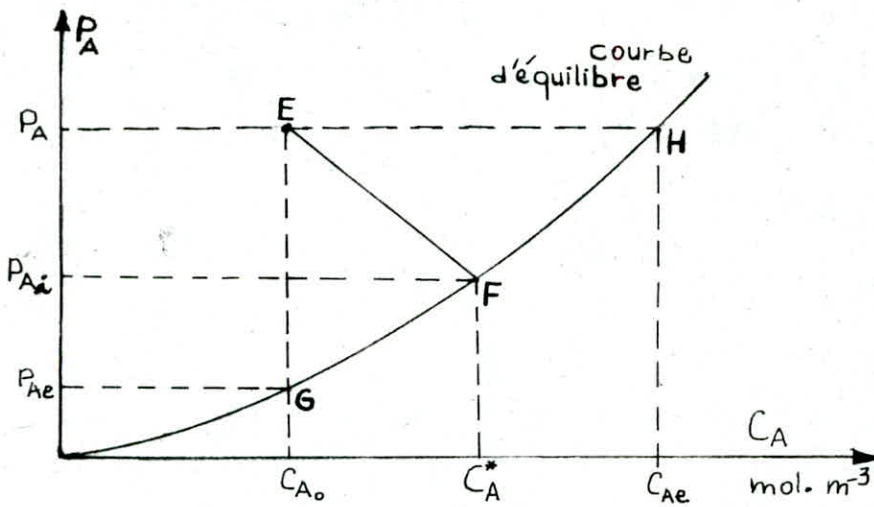
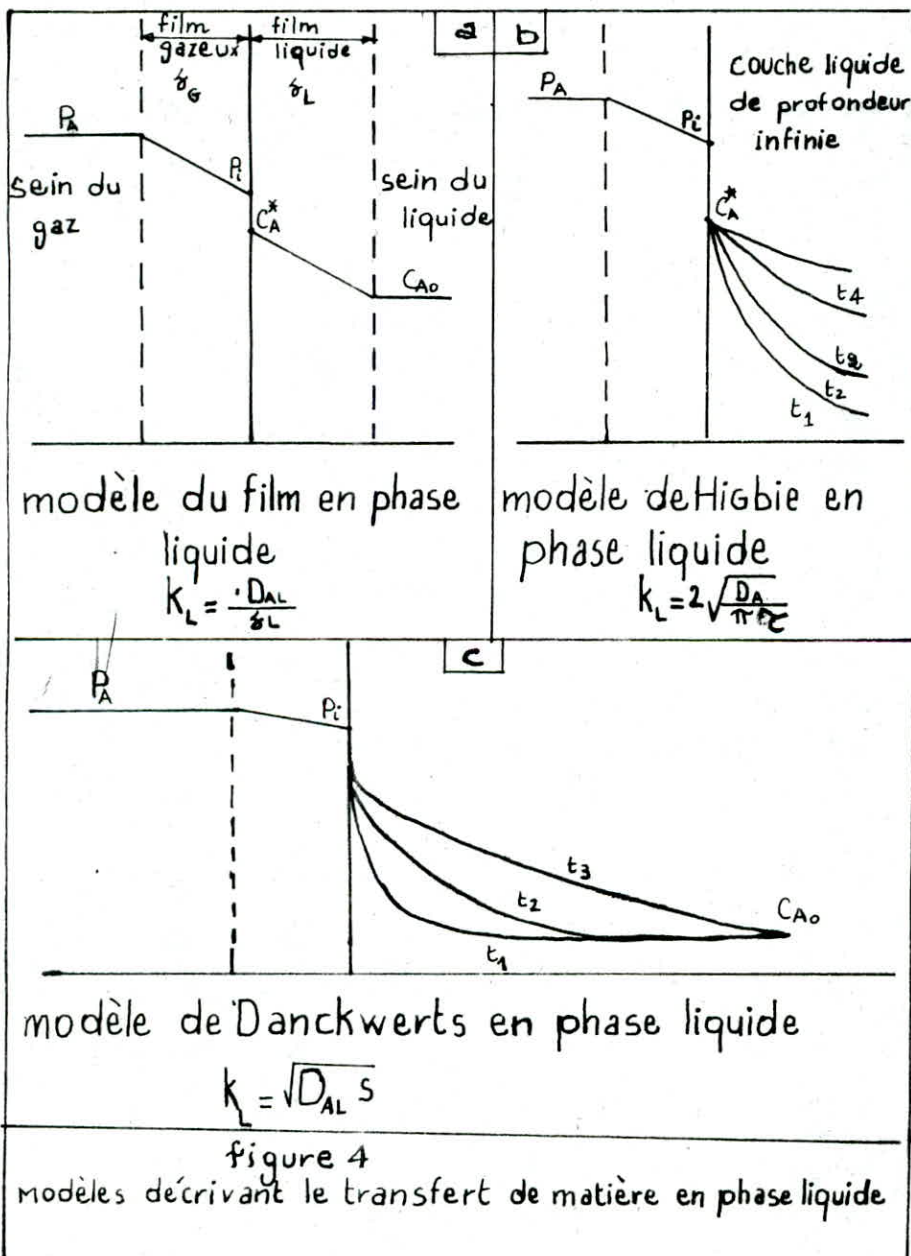


figure 3

Concentrations du soluté dans un transfert entre phases



pour $x = 0$ $C_A = C_A^*$

pour $x = \delta_1$ $C_A = C_{A0}$

Dans ce cas, l'équation de diffusion (22) devient :

$$D_{A1} \frac{\partial^2 C_A}{\partial x^2} = 0 \quad \text{ou} \quad D_{A1} \frac{d^2 C_A}{dx^2} = 0$$

d'où $D_{A1} \frac{d C_A}{dx} = \text{constante.}$

Dimension de $D_{A1} \frac{dC_A}{dx}$

$$[D_{A1}] = L^2 \cdot T^{-1}$$

$$[C_A] = \text{Mole} \cdot L^{-3}$$

$$[x] = L$$

d'où : $\left[D_{A1} \frac{dC_A}{dx} \right] = \text{Mole} \cdot L^{-2} \cdot T^{-1}$ qui n'est autre que la dimension d'un flux

spécifique molaire φ donc :

$$D_{A1} \frac{dC_A}{dx} = \varphi \quad (23)$$

. Le flux spécifique étant constant (régime permanent).

. La diffusivité D_{A1} est considérée indépendante de la concentration C_A et de la position x ,

donc : $- D_{A1} \int_{C_A^*}^{C_{A0}} dC_A = \int_0^{\delta_1} dx$

ce qui implique, et après réarrangement :

$$\varphi = \frac{D_{A1}}{\delta_1} (C_A^* - C_{A0}) \quad (24)$$

Par analogie avec l'équation (10) nous déduisons :

$$k_1 = \frac{D_{A1}}{\delta_1} \quad (25)$$

et comme $C_A = \frac{P_A}{RT}$

d'où $k_1 = \frac{D_{A1}}{RT \delta_1} = \frac{D}{\delta_1} \frac{AG}{RT}$

* Théorie de la pénétration. Modèle de HIGBIE (figure 4. b)

En 1935, HIGBIE [5] a proposé un modèle basé sur des hypothèses concernant les phénomènes hydrodynamiques au voisinage de l'interface. Cette théorie suppose que l'interface est formé d'un grand nombre d'éléments fluides de petites dimensions, venant du sein du liquide et séjournant pendant un temps t à l'interface. Pendant ce temps de séjour à l'interface, où l'équilibre thermodynamique est supposé établi, le transfert de matière du soluté A s'effectue par diffusion moléculaire en régime transitoire vers un élément immobile d'une épaisseur infinie et chaque élément absorbe la même quantité de gaz.

En considérant la phase liquide, l'équation de diffusion (22) en régime transitoire s'écrit :

$$D_{A1} \frac{\partial^2 c_A}{\partial x^2} = \frac{\partial c_A}{\partial t}$$

ce qui est équivalent à :

$$D_{A1} \frac{\partial^2 (c_A - c_{A_0})}{\partial x^2} = \frac{\partial (c_A - c_{A_0})}{\partial t} \quad (26)$$

avec les conditions limites :

au temps	$t = 0$	$c_A = c_{A_0}$	quelque soit x
	pour $x = 0$	$c_A = c_A^*$	
	pour $x \rightarrow \infty$	$c_A = c_{A_0}$	quelque soit t

Soit $\mathcal{E}_A(u, X)$, la transformée de LAPLACE de $(c_A(t, x) - c_{A_0})$.

Dans l'équation (26), nous constatons que le transformée de $D_{A1} \frac{\partial^2 (c_A - c_{A_0})}{\partial x^2}$

est égale à la transformée de $\frac{\partial c_A}{\partial t}$ donc :

$$D_{A1} \frac{\partial^2 \mathcal{E}_A(u, X)}{\partial X^2} = u \mathcal{E}_A(u, x) \quad (27)$$

avec les conditions limites :

pour $x = 0$	$x = 0$	$\mathcal{E}_A(u, 0) = \frac{c_A^* - c_{A_0}}{u}$
pour $x \rightarrow \infty$	$\mathcal{E}_A(u, X) = 0$	

La solution générale de l'équation (27) est :

$$\mathcal{E}_A(X, u) = A_1 \cdot \exp\left(\sqrt{\frac{u}{D_{A1}}} \cdot X\right) + A_2 \cdot \exp\left(-\sqrt{\frac{u}{D_{A1}}} \cdot X\right)$$

L'application des conditions aux limites permet le calcul des constantes A_1 et A_2 :

pour $X = 0$ $A_1 + A_2 = \frac{C_A^* - C_{A0}}{u}$

pour $X \rightarrow \infty$ $A_1 = 0$

d'où $C_A(X, u) = \frac{C_A^* - C_{A0}}{u} \cdot \exp\left(-\frac{u}{D_{A1}} X\right)$ (28)

de l'expression (28) :

$$\frac{\partial C_A(X, u)}{\partial X} \Big|_{x=0} = \frac{C_A^* - C_{A0}}{\sqrt{u \cdot D_{A1}}}$$

La transformée inverse de cette équation donne :

$$\frac{(C_A - C_{A0})}{\partial x} \Big|_{x=0} = \frac{\partial C_A}{\partial x} \Big|_{x=0} = \frac{C_A^* - C_{A0}}{t \cdot D_{A1}}$$

Le flux instantané φ_i s'écrit :

$$\varphi_i = D_{A1} \frac{\partial C_A}{\partial x} \Big|_{x=0}$$

$$\varphi_i = D_{A1} \cdot \frac{C_A^* - C_{A0}}{\sqrt{\pi \cdot t \cdot D_{A1}}}$$

Après simplification :

$$\varphi_i = \sqrt{\frac{D_{A1}}{\pi t}} (C_A^* - C_{A0})$$

Le flux moyen dépendant du temps de séjour φ de l'élément fluide à l'interface est égal à :

$$\varphi = \frac{1}{\tau} \int_0^\tau \varphi_i dt = \frac{1}{\tau} \cdot (C_A^* - C_{A0}) \cdot \sqrt{\frac{D_{A1}}{\pi}} \int_0^\tau t^{-\frac{1}{2}} dt$$

d'où $\varphi = 2 \sqrt{\frac{D_{A1}}{\pi \tau}} (C_A^* - C_{A0})$ (29)

Par analogie avec :

$$\varphi = k_L (C_A^* - C_{A0})$$

nous déduisons :

$$k_1 = \sqrt{\frac{D_{A1}}{\pi \tau}} \quad (30)$$

* Théorie de la pénétration. Modèle de DANCKWERTS (figure 4. C)

En 1951, DANCKWERTS [6] a introduit dans la théorie de HIGBIE, l'idée que la probabilité de remplacement d'un élément fluide de l'interface par un autre venant du sein du liquide est indépendante du temps de séjour de cet élément à l'interface. Il existe donc une fonction de distribution des temps de séjour notée $\Psi(t)$ définie comme suit :

$$\Psi(t) = s \cdot e^{-st}$$

et

$$\int_0^{\infty} \Psi(t) \cdot dt = 1$$

où s est la fréquence de renouvellement de la surface qui ne dépend que des conditions hydrodynamiques près de l'interface.

Le flux spécifique d'absorption physique par un élément de liquide exposé à l'interface pendant un temps égal à t est :

$$\varphi_t = \sqrt{\frac{D_{A1}}{\pi t}} \cdot (C_A^* - C_{A0})$$

Le flux moyen sera :

$$\varphi = \frac{\int_0^{\infty} \varphi_t \cdot \Psi(t) dt}{\int_0^{\infty} \Psi(t) dt}$$

$$\varphi = \int_0^{\infty} \frac{D_{A1}}{\pi \cdot t} \cdot (C_A^* - C_{A0}) \cdot s \cdot e^{-st} \cdot dt$$

d'où $\varphi = \sqrt{D_{A1} \cdot s} \cdot (C_A^* - C_{A0}) \quad (31)$

Par comparaison avec l'équation (10) :

$$\varphi = k_1 (C_A^* - C_{A0})$$

Nous déduisons :

$$k_1 = \sqrt{D_{A1} \cdot s} \quad (32)$$

*

• Autres modèles.
.....

Il existe d'autres modèles, moins utilisés que les précédents, qui combinent les deux théories du double film et de la pénétration et supposent une transition progressive du transport purement diffusif au transport convectif. Citons la théorie de TOOR MARCHELO et celle de HARRIOT. [6].

Dans le tableau suivant, nous donnons les différentes expressions du coefficient de transfert de matière partiel en phase liquide.

Théorie	double film	HIGBIE	DANCKWERTS
$k_L \text{ (m}^2 \cdot \text{s}^{-1} \text{)}$	$\frac{D_{Al}}{\delta_L}$	$2 \left(\frac{D_{Al}}{\pi t} \right)^{1/2}$	$(D_{Al} \cdot s)^{1/2}$

Dans de nombreux cas, ces trois modèles sont interchangeables et le choix du modèle utilisé sera surtout une question de commodité. Les calculs relatifs au modèle du double film sont généralement les plus simples.

1.2. 2. Absorption avec réaction chimique.

1.2. 2 - 1. Généralités.

La réaction chimique a pour effet de faire disparaître le soluté absorbé dans la phase liquide. Ceci crée un déplacement d'équilibre avec le liquide est généralement fortement abaissée, ainsi :

- La force motrice disponible pour le transfert est accrue.
- La capacité d'absorption de la solution est augmentée.
- La vitesse de transfert entre les phases gaz - liquide est importante.

Le flux spécifique de transfert de matière du soluté A de la phase gazeuse vers la phase liquide, en présence de réaction chimique est exprimé par la relation :

$$\varphi = E \cdot k_L \cdot C_A^* \quad (33)$$

où E est le facteur d'accélération (de l'anglais "Enhancement factor") qui n'est autre que le rapport du flux moyen d'absorption dans un liquide agité en présence de réaction chimique, au flux d'absorption purement physique s'il n'y a pas de gaz dissous au sein du liquide. Le facteur d'accélération E est exprimé en fonction de plusieurs critères adimensionnels à savoir :

- le nombre de HATTA, noté H_a , est défini par HIKITA et ASAI [7] pour réaction d'ordre m par rapport au soluté A et n par rapport au réactif B :

$$H_a = \frac{1}{k_L} \left(\frac{2}{n+1} \cdot k_{lm} \cdot D_{Al} \cdot C_A^{*n-1} \cdot C_{Bo}^n \right)^{1/2} \quad (34)$$

- où
- k_1 est le coefficient de transfert de matière dans le film liquide.
 - k_{mn} est la constante cinétique de la réaction chimique.
 - D_{A1} est la diffusivité de A dans le liquide.
 - C_A^* est la concentration de A à l'interface.
 - C_{B0} est la concentration de B au sein du liquide.

- Le critère Z_D contenant les rapports des diffusivités et des concentrations :

$$Z_D = \frac{D_{BL}}{z \cdot D_{A1}} \cdot \frac{C_{B0}}{C_A^*} \quad (35)$$

où D_{BL} est la diffusivité de B dans le liquide.

et z est le coefficient stoechiométrique relatif au réactif B.

- Le rapport R du débit de A consommé au sein du liquide par réaction chimique et du débit de A absorbé :

$$R = \frac{k_{mn} \beta C_{B0} C_A^{*n}}{k_1 \cdot z \cdot C_A^*}$$

c'est à dire :

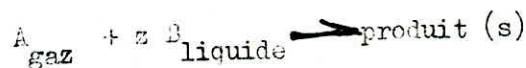
$$R = \frac{k_{mn} \beta C_{B0} C_A^{*n}}{k_1 z} \quad (36)$$

où β est le taux de rétention total du liquide.

L'évaluation du facteur d'accélération E varie suivant le régime réactionnel mis en jeux.

1.2. 2 - 2. Réaction irréversible d'ordre un par rapport au soluté A.

Lors de l'absorption avec réaction chimique, le gaz A réagit avec le réactif B en solution dans le liquide suivant la réaction :



dont la cinétique est :

$$r = k_{mn} C_A^m C_B^n$$

Pour $m = 1$ et $n = 0$

$$r = k_1 C_A$$

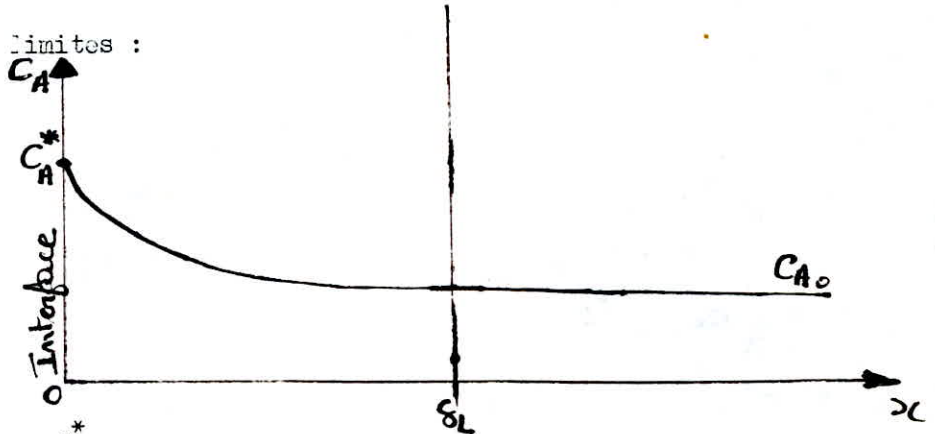
L'équation de transfert de matière en présence de réaction chimique devient :

$$D_{A1} \frac{\partial^2 C_A}{\partial x^2} = \frac{\partial C_A}{\partial t} + k_1 C_A \quad (37)$$

En premier lieu, nous supposons que le mécanisme de transfert se fait suivant le modèle du double film, dans ce cas, l'équation (37) s'écrit :

$$D_{A1} \frac{C_A^2}{x^2} = k_1 C_A$$

avec les conditions limites :



pour $x = 0$

$$C_A = C_A^*$$

pour $x \gg 1$

$$C_A = C_{A0}$$

d'où l'expression du flux spécifique de transfert :

$$\varphi = \frac{k_1 \cdot H_a}{\tanh H_a} \left(C_A^* - \frac{C_{A0}}{\cosh H_a} \right)$$

qui peut être écrite sous la forme de l'équation (33)

$$\varphi = E k_1 \left(C_A^* - \frac{C_{A0}}{\cosh H_a} \right) \quad (38)$$

d'où

$$E = \frac{H_a}{\tanh H_a} \quad (39)$$

suivant la valeur du nombre de Hatta, H_a , nous distinguons trois régimes [] :

Si $H_a \gg 5$, alors $C_{A0} = 0$ et $E = H_a$

et comme, selon l'équation (34), le nombre de Hatta est exprimé par :

$$H_a = \frac{\sqrt{k_1 D_{A1}}}{k_1}$$

L'équation (38) devient :

$$\varphi = \sqrt{k_1 D_{A1}} C_A^* \quad (40)$$

- Si $0,3 \leq Ha < 5$, le flux est calculé par l'équation (38) :

$$\varphi = \frac{k_1 \cdot H_a}{\tanh H_a} \left(C_A^* - \frac{C_{A_0}}{\cosh H_a} \right)$$

- Si $Ha < 0,3$, donc $E = 1$, l'absorption n'est pas modifiée par la réaction chimique et

$$\varphi = k_1 (C_A^* - C_{A_0}).$$

Considérons maintenant que le transfert se fait selon le modèle de HIGBIE.

L'équation du bilan de matière en régime transitoire :

$$L_{AL} \frac{\partial^2 C_A}{\partial x^2} = \frac{\partial C_A}{\partial t} + k_1 C_A$$

Avec les conditions limites :

Pour $x = 0$ $t > 0$ $C_A = C_A^*$

Pour $x \rightarrow \infty$ $t \geq 0$ $C_A = C_{A_0}$

Pour $x \geq 0$ $t = 0$ $C_A = C_{A_0}$

Pour $C_{A_0} = 0$, le flux moyen $D_{AL} \frac{\partial C_A}{\partial x}$ sera d'après DANCKWERTS :

$$\varphi = \frac{C_A^*}{t} \sqrt{\frac{D_{AL}}{k_1}} \left((k_1 t + \frac{1}{2}) \operatorname{erf} \sqrt{k_1 t} + \frac{k_1}{\sqrt{\pi}} e^{-k_1 t} \right) \quad (41)$$

avec $\operatorname{erf} \sqrt{k t} = \frac{2}{\sqrt{\pi}} \int_0^{\sqrt{k t}} e^{-k_1 \theta^2} d\theta$.

Suivant la valeur de $k_1 t$ ou du nombre de Hatta, Ha , l'expression (41) se trouve simplifiée [8] :

- Si $k_1 t < 0,1$ ou $Ha < 0,3$ alors :

$$\varphi = 2 C_A^* \sqrt{\frac{D_{AL}}{t}} \left(1 + \frac{k_1 t}{3} \right) \quad (42)$$

- Si $0,5 < k_1 t < 2$ ce qui est équivalent à $0,3 < Ha < 5$, le flux spécifique moyen est déterminé par l'équation (41).

- Si $2 < k_1 t < 25$, DANCKWERTS propose à $\pm 3\%$:

$$\varphi = C_A^* D_{AL} k_1 \left(1 + \frac{1}{2k_1 t} \right) \quad (43)$$

- Si $k_1 t > 25$, autrement dit $Ha > 5$ alors $B = H_a$ d'où

$$\varphi = C_A^* \sqrt{D_{AL} k_1}$$

1.2. 2 - 3. Réaction irréversible du second ordre.



dont la cinétique est :

$$r_A = k_2 C_{A0} C_{B0}$$

$$\text{et } r_B = z r_A = z k_2 C_{A0} C_{B0}$$

Les équations de bilan de matière s'écrivent :

$$D_{AL} \frac{\partial^2 C_A}{\partial x^2} = \frac{\partial C_A}{\partial t} + k_2 C_A C_B \quad (44)$$

$$D_{BL} \frac{\partial^2 C_B}{\partial x^2} = \frac{\partial C_B}{\partial t} + z k_2 C_A C_B \quad (45)$$

Supposons que le transfert se fait selon le modèle du film ; donc :

$$D_{AL} \frac{d^2 C_A}{d x^2} = k_2 C_A C_B \quad (46)$$

$$D_{BL} \frac{d^2 C_B}{d x^2} = z k_2 C_A C_B \quad (47)$$

Avec les conditions limites :

$$\text{Pour } x = 0 \quad C_A = C_A^* \quad \text{et} \quad \frac{d C_B}{d x} = 0 \quad (48)$$

$$\text{Pour } x = \delta_L \quad C_A = C_{A0} \quad \text{et} \quad C_B = C_{B0} \quad (49)$$

La condition (48) laisse supposer que le réactif B est **nonvolatil** et par conséquent ne diffuse pas dans la phase gazeuse.

La résolution analytique du système d'équations (46) et (47) n'est pas possible. VAN KREVELLEN et HOFFIJZER [7] ont proposé une corrélation du type :

$$\frac{\varphi}{k_L C_A^*} = \frac{Ha \left(\frac{B_i - E}{E_i - 1} \right)^{1/2}}{(\text{th } Ha) \left(\frac{E_i - E}{E_i - 1} \right)^{1/2}} \quad (50)$$

avec, selon la corrélation (34), : $1/2$

$$Ha = \frac{(D_{AL} \cdot k_2 \cdot C_{Bo})}{k_L}$$

et E_i est un nombre adimensionnel qui représente le facteur d'accélération d'une réaction instantanée. Il est exprimé, suivant le modèle du film, par :

$$E_i = Z_D + 1 = 1 + \frac{D_B}{D_A} \cdot \frac{C_{Bo}}{z C_{Ai}} \quad (51)$$

En pratique, il est difficile d'obtenir une expression explicite de E , c'est pourquoi VAN KREVELLEN et HOFFLIJZER [2,24] ont élaboré une représentation graphique de E en fonction des nombres adimensionnels Ha et E_i (figure 5).

Sur cette figure, nous distinguons trois zones principales, à savoir :

la zone A correspond à $Ha > 3$, $Ha \gg E_i$ et $E = E_i$,

Ce qui définit le régime de réaction instantanée.

La zone B correspond à $Ha > 3$; $Ha \ll E_i$ et $E = Ha$,

c'est la région de réaction rapide.

La zone C correspond à $Ha < 1$; $E = 1$,

c'est le régime de réaction lente.

Une autre réclamation est proposée par LEVENSPIEL, GODFREY et LAURENT [5].

Ces auteurs ont défini huit régimes distincts selon les profils de concentration indiqués sur la figure (6) :

- Pour $Ha > 3$ et $Ha \gg E_i$; l'absorption est caractérisée par :

- une grande valeur de la constante cinétique.
- une faible valeur de E_i traduite par $C_{Bo} \ll C_A$.

• Une grande valeur de Ha qui indique que le transfert de matière par absorption physique est faible.

• L'existence d'un plan de réaction à une distance δ_r de l'interface où les concentrations des deux corps A et B sont nulles. (figure 6.a)

Dans ce cas, le flux de transfert est déterminé par la diffusion seule :

$$z \cdot D_A \frac{C_A^* - 0}{\delta_r} = D_B \frac{C_{Bo} - 0}{\delta_L - \delta_r}$$

d'où

$$\frac{1}{\delta_r} = \frac{1}{\delta_L} \left(1 + \frac{D_B C_{Bo}}{z D_{AL} C_A^*} \right)$$

D'après l'équation (51)

$$\frac{1}{f_r} = \frac{1}{\delta_L} \cdot E_i$$

Nous déduisons le flux moyen spécifique d'absorption suivant le modèle su film :

$$\varphi = \frac{D_A \cdot C_A}{\delta_r} = \frac{D_{AL} \cdot E_i}{\delta_L} \cdot C_A^*$$

c'est à dire $\varphi = k_1 E_i C_A^*$ (52)

ou bien : $\varphi = k_1 \cdot C_A^* \left(1 + \frac{D_{BL} C_{B0}}{z D_{AL} C_A^*} \right)$ (53)

. Si la concentration en réactif en B est en excès (figure 6.b), la réaction a lieu à l'interface ou $C_A^* = 0$ et $p_{Ai} = 0$, l'équation (53) devient :

$$\varphi = k_1 \cdot \frac{D_{BL} C_{B0}}{z \cdot D_{AL}} \quad (54)$$

- Pour $Ha > 3$ et $Ha \ll E_i$, deux cas sont à distinguer :

. Si la concentration en réactif B n'est pas en excès (figure 6.c) alors :

$$\varphi = E k_1 C_A^* \quad (55)$$

. Si la concentration en réactif B est en excès (figure 6.d) alors :

$$E = Ha = \frac{(k_2 \cdot C_{B0} D_{AL})^{1/2}}{k_1}$$

d'où $\varphi = C_A^* (k_2 C_{B0} D_{AL})^{1/2}$ (56)

- Pour $0,3 < Ha < 3$, (figure 6.e - f)

Les résistances au transfert de masse et la réaction sont du même ordre de grandeur. La réaction s'effectue dans le film liquide en régime de réaction modérément rapide.

- Pour $Ha < 0,3$, $R < 0,1$ et $E = 1$ (figure 6.h)

Dans ce cas, il n'y a pas de réaction dans le film, le transfert de matière à travers le film maintient la concentration C_{Ao} en A au sein du liquide proche de la concentration C_A^* à saturation.

La concentration C_{Ao} en gaz dissous au sein du liquide s'obtient en écrivant que le

flux de A transporté à travers le film réagit dans le liquide :

$$\bar{\Phi} = a \cdot \varphi = a k_1 (C_A^* - C_{Ao}) = r_A = k_2 C_{Bo} C_{Ao} \beta$$

où est le taux de rétention total du liquide.

$$\text{d'où } C_{Ao} = \frac{C_A^*}{1 + \frac{k_2 C_{Bo}}{k_1 a}} \quad (57)$$

$$\text{et } \bar{\Phi} = \frac{\beta k_2 C_A^* C_{Bo}}{1 + \frac{k_2 C_{Bo}}{k_1 a}} \quad (58)$$

Si $C_A^* = 0$, nous pouvons écrire de l'équation (57) :

$$\frac{C_A^*}{C_{Ao}} = 1 + \frac{\beta k_2 C_{Bo}}{k_1 a} \quad \text{tend vers } 1$$

c'est à dire : $\frac{\beta k_2 C_{Bo}}{k_1 a} \text{ tend vers } 0$

autrement dit : $\beta k_2 C_{Bo} \ll k_1 a \quad (58)$

L'inégalité (58) exprime que le flux de transfert dans le cas de réaction très lente est entièrement déterminée par la vitesse de réaction.

- $Ha < 0,3$, $R > 0,1$ et $E = 1$. (figure 6.g)

La quantité de soluté A réagissant dans le film diffusionnel reste négligeable et le procédé, dans son ensemble, est considéré comme une absorption suivie d'une réaction chimique au sein du liquide.

Les équations (57) et (58) restent valables pour ce cas.

La condition pour que la réaction soit assez rapide pour maintenir la concentration C_{Ao} en gaz dissous proche de zéro s'écrit d'après l'équation (57).

$$\frac{C_A^*}{C_{Ao}} = 1 + \frac{\beta k_2 C_{Bo}}{k_1 a} \text{ tend vers l'infini}$$

c'est à dire : $\frac{\beta k_2 C_{Bo}}{k_1 a} \gg 1$

ou bien $\beta k_2 C_{B0} \gg k_1 a$ (59)

Autrement dit, le flux de transfert de matière dépend uniquement du transfert de masse à travers le film diffusionnel.

Le flux global s'écrit alors :

$$\bar{\Phi} = \varphi \cdot a = k_L \cdot a \cdot C_A^* = k_2 C_{A0} C_{B0} \beta \quad (60)$$

1.2. 3. Applications de la théorie de l'absorption gaz - liquide.

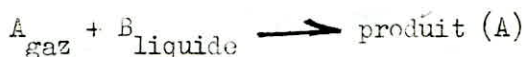
L'opération d'absorption gaz - liquide offre plusieurs applications dont les plus importantes sont, la détermination des paramètres physiques (les diffusivités par exemple), l'étude des cinétiques de réaction et la détermination des paramètres de transfert de matière.

Dans ce qui suit, nous détaillerons la dernière application concernant la détermination de l'aire interfaciale notée a , de $k_L \cdot a$ et du coefficient de transfert de matière dans la phase liquide, k_1 .

1.2. 3 - 1. Détermination de l'aire interfaciale a :

Le procédé utilisé pour la détermination de l'aire interfaciale gaz - liquide est l'emploi d'une réaction rapide du pseudo-premier ordre.

Une réaction est dite du pseudo-premier ordre si :



donc la cinétique est :

$$r_A = z r_B = k_2 C_A^* C_{B0}$$

Si la concentration du réactif B, est en excès, c'est à dire $C_{B0} \gg C_A^*$ alors :

$$k_2 C_{B0} = k_1 \quad \text{constante.}$$

$$r_A = z r_B = k_1 C_A^*$$

La cinétique de la réaction du second ordre est similaire à celle d'une réaction du premier ordre.

Toute la théorie détaillée dans le paragraphe (1.2.2.2.) concernant la réaction du premier ordre s'applique à la réaction du pseudo-premier ordre.

Les conditions de vérification du régime de réaction rapide du pseudo-premier ordre sont :

$$Ha > 3 \quad \text{condition de réaction rapide}$$

$$Ha \ll E \quad \text{ou} \quad Ha < \frac{Ei}{2} \quad \text{condition de "test d'épuisement"}$$

donc $\bar{\Phi} = \varphi \cdot a = C_A^* (D_{AL} k_1)^{1/2}$

d'où $a = \frac{\bar{\Phi}}{C_A^* (D_{AL} k_1)^{1/2}}$ (61)

Dans le tableau (2), nous donnons les systèmes utilisés pour la détermination de l'aire interfaciale en régime de réaction rapide du pseudo-premier ordre [2] :

Soluté A	Diluant	Réactif B	Catalyseur
CO ₂	Air	Na ₂ CO ₃ + HNaCO ₃ K ₂ CO ₃ + HKCO ₃	As (OH) ₂ O ⁻ Cl C ⁻
CO ₂	Air	Solutions aqueuses et organiques d'amines	
CO ₂	Air	Li OH - Na OH K O H - Ba (OH) ₂	
CO ₂	Air	Na ₂ S	
CO ₂	Air	Solutions aqueuses d'amines	
O ₂	Air	Solutions Cu Cl	
O ₂	Air ou N ₂	Na ₂ S ₂ O ₃	
O ₂	Air ou N ₂	Na ₂ SO ₃	Co SO ₄ Cu SO ₄
Isobutylène	fraction C ₄ - Air	H ₂ SO ₄	

Tableau (2) - Systèmes chimiques utilisés pour la détermination de l'aire interfaciale d'un contacteur gaz - liquide.

1.2.3 - 2. Détermination de $k_1 \cdot a$.

La valeur du produit $k_1 \cdot a$ peut être déterminée en absorption physique ou en présence de réaction chimique en choisissant un système dans lequel la résis-

tance de la phase gazeuse peut être considérée soit nulle (soluté pur), soit négligeable (soluté A en présence de diluant).

Si la résistance est localisée dans la phase liquide, nous avons :

$$k_G (p_A - p_{Ai}) \gg E k_L (C_A^* - C_{Ao})$$

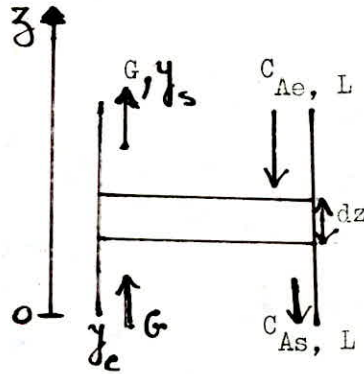
et comme $C_A^* = \frac{p_{Ai}}{H_A}$

il vient $k_G (p_A - p_{Ai}) \gg -E \frac{k_L}{H_A} (p_{Ai} - p_A)$

d'où $E k_L \ll k_G \cdot H_A$ (62)

a) - Détermination de $k_L \cdot a$ par absorption physique.

Considérons un absorbeur de section φ et de hauteur garnie Z



* Cas du soluté pur :

Le bilan élémentaire de matière, exprimé par rapport au soluté A dissout, dans l'élément différentiel de hauteur dz s'écrit :

$$\varphi \cdot a \cdot dz = k_L \cdot a (C_A^* - C_{Ao}) dz = u_L d C_{Ao} \quad (63)$$

où u_L est la vitesse d'écoulement du liquide.

L'intégration de l'équation (63) donne :

$$k \cdot a = \frac{u_L}{Z} \ln \frac{C_A^* C_{Aoe}}{C_A^* - C_{Aos}} \quad (64)$$

où C_{Aoe} et C_{Aos} sont les concentrations respectives en soluté A dissout au sein du liquide à l'entrée et à la sortie de l'absorbeur.

* Cas où le soluté est dilué :

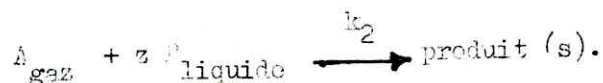
Le bilan de matière (63) reste valable mais la pression partielle du soluté A dans la phase gazeuse varie entre les extrémités de la colonne garnie. Le

Le résultat de l'intégration est :

$$k_L \cdot a = \frac{u_L}{H_e} \frac{C_{Acs} - C_{Aco}}{(C_A^* - C_{Aco})_{ml}} \quad (65)$$

où $(C_A^* - C_{Aco})_{ml}$ est la moyenne logarithmique des différences de concentrations en soluté dissout à l'interface et dans le liquide aux extrémités de la colonne.

b) - Détermination de $k_L \cdot a$ en présence de réaction chimique :
 Prenons l'exemple d'une réaction du second ordre :



Deux régimes réactionnels peuvent être mis en oeuvre pour le calcul de $k_L \cdot a$, à savoir l'emploi d'une réaction instantanée ou d'une réaction lente.

† Cas de la réaction instantanée :

Nous avons vu dans le paragraphe 1.2.2.3. que les conditions d'existence de ce régime sont :

$$Ha > 3 \quad \text{et} \quad Ha \gg E_1 \quad \text{ou bien} \quad Ha > 10 E_1$$

et le flux global de transfert de matière s'écrit d'après l'équation (54) :

$$\Phi = \varphi \cdot a = k_1 a \cdot \frac{D_{B1} J_{Bo}}{z D_{AL}}$$

$$\text{d'où } k_L \cdot a = \frac{\Phi}{\frac{D_{B1} \cdot C_{Bo}}{z D_{AL}}} \quad (66)$$

Dans le tableau (3), nous donnons quelques systèmes utilisés dans la détermination de $k_L \cdot a$ en présence de réaction instantanée [2] :

Soluté A	Diluant	Réactif B
NH ₃		H ₂ SO ₄
SO ₂ Cl ₂ HCl		NaOH
H ₂ S HCl		Amines
O ₂	AIR	Na ₂ S ₂ O ₄
CO ₂		Amines

Tableau (3) - Systemes chimiques utilisés pour la détermination de $k_1 a$ en régime de réaction instantanée.

± Cas d'une réaction lente :

Dans le paragraphe 1.2.2.2. (condition 59), nous avons vu que le régime de réaction lente est vérifié si :

$$Ha < 0,5 \quad , \quad E = 1$$

et

$$k_2 C_{B_0} \gg k_1 a.$$

et nous avons, d'après l'équation (60),

$$\Phi = k_1 a \cdot C_A^*$$

d'où $k_1 a = \frac{\Phi}{C_A^*}$ (67)

Le produit $k_1 a$ est déterminé par mesure expérimentale du flux d'absorption Φ et de C_A^* sans avoir à connaître avec précision la cinétique de la réaction.

On trouvera dans le tableau (4), les différents systèmes chimiques utilisés.

Soluté A	Diluant	Réactif B	Catalyseur
CO ₂ pur	X	K ₂ CO ₃ + HKCO ₃	Na ClO
O ₂	Air	Cu Cl	X
O ₂	Air	Na ₂ SO ₃	Cu SO ₄
O ₂	Air	Na ₂ SO ₃	Co SO ₄

Tableau (4) - systèmes chimiques utilisés pour la détermination de k_1 en régime de réaction lente.

1.2.3 - 3. Détermination simultanée de conductances de transfert $k_1 a$ et de l'aire interfaciale a par la méthode de la droite de DANCKWERTS.

DANCKWERTS [9] propose le raisonnement suivant :

Pour une réaction irréversible et du pseudo premier ordre, le test d'épuisement s'écrit selon le modèle de DANCKWERTS :

$$E = \sqrt{1 + Ha^2} < \sqrt{\frac{D_{AL}}{D_{BL}}} \frac{C_{Bo}}{z C_A^*} \sqrt{\frac{D_{BL}}{D_{AL}}} \approx 1 + \frac{C_{Bo}}{z C_A^*} \quad (68)$$

où $\frac{D_{AL}}{D_{BL}} + \frac{D_{BL}}{D_{AL}} \cdot \frac{C_{Bo}}{z C_A^*} = E_1$ suivant le modèle de DANCKWERTS.

Dans ce cas le flux d'absorption s'écrit :

$$\Phi = E k_1 a C_A^*$$

$$\Phi = k_1 a \sqrt{1 + Ha^2}$$

et comme $Ha = \frac{(k_2 C_{Bo} D_{AL})^{1/2}}{k_1}$ (69)

d'où $\Phi = k_1 a C_A^* \left(1 + \frac{k_2 C_{Bo} D_{AL}}{k_1^2} \right)^{1/2}$ (70)

ou bien $\Phi^2 = k_1^2 a^2 C_A^{*2} + k_2 D_{AL} a C_A^{*2} \cdot C_{Bo}$ (71)

1.2. 4. Conclusion.

Nous venons de faire une brève synthèse bibliographique sur le transfert de matière en absorption physique et avec réaction chimique.

Le mécanisme de transfert de matière diffère selon que l'on considère l'un ou l'autre des trois modèles de transfert bien qu'ils aboutissent au même résultat.

Nous avons constaté que le transfert de matière en présence de réaction chimique offre plusieurs avantages surtout dans la détermination des paramètres de transfert de matière :

- La valeur de l'aire interfaciale, dans ce cas, est indépendante de l'hydrodynamique à l'interface et par conséquent du temps de séjour des éléments puisque l'expression :

$$a = \frac{\bar{\Phi}}{C_A^* \left(k_2 C_{B0} D_{AL} \right)^{1/2}}$$

est indépendante du coefficient de transfert k_1 .

- La détermination de $k_1 a$ en absorption physique ne convient que pour de faibles hauteurs de colonne ; en effet, si la colonne est très efficace, le liquide est pratiquement saturé en pied de colonne et l'analyse nécessite alors une grande précision. D'autre part le $k_1 a$, dans ce cas, dépend du temps de séjour des éléments à l'interface.

Tous ces phénomènes sont éliminés lorsqu'on utilise l'absorption en présence de réaction chimique.

- La méthode de DANCKWERTS, permet de déterminer a , et k_1 indépendamment, ce qui n'est pas le cas en absorption physique.

La détermination de k_1 et a peut se faire de deux manières :

- Si C_A^* , D_{AL} et k_2 sont constants, la mesure expérimentale de Φ pour différentes valeurs de C_{B0} permet le calcul de k_1 et a :

la représentation graphique de Φ^2 en fonction de C_{B0} est une droite, dite "droite de DANCKWERTS" dont $k_1 a^2 C_A^{*2}$ est l'ordonnée à l'origine et $k_2 D_{AL} a C_A^{*2}$ est la pente.

- Si C_A^* , D_{AL} et k_2 ne peuvent être maintenus constants et si la concentration C_{B0} du réactif B dans la phase liquide est grande, DANCKWERTS propose d'utiliser une réaction catalysée, irréversible du pseudo-premier ordre et de faire varier la concentration C_c du catalyseur.

Dans ce cas :

$$\Phi = a C_A^* \left(k_1^2 + D_{AL} k_c C_c \right)^{1/2}$$

ou bien :

$$\Phi^2 = a^2 C_A^{*2} k_1^2 + a^2 C_A^{*2} D_{AL} k_c C_c . \quad (72)$$

La "droite de DANCKWERTS" est alors tracée en portant les variations de Φ^2 en fonction de la concentration en catalyseur.

Partie Expérimentale.

Partie Expérimentale

2.1. Description du poste d'étude.

*L'installation utilisée est une colonne de 76 mm de diamètre remplie de garnissage type anneaux Rashig en verre 10,5 X 10,5 X 1,35 , sur une hauteur de 1,30 m.

*L'alimentation en liquide est assurée par remplissage du bac de stockage et d'une pompe centrifuge.

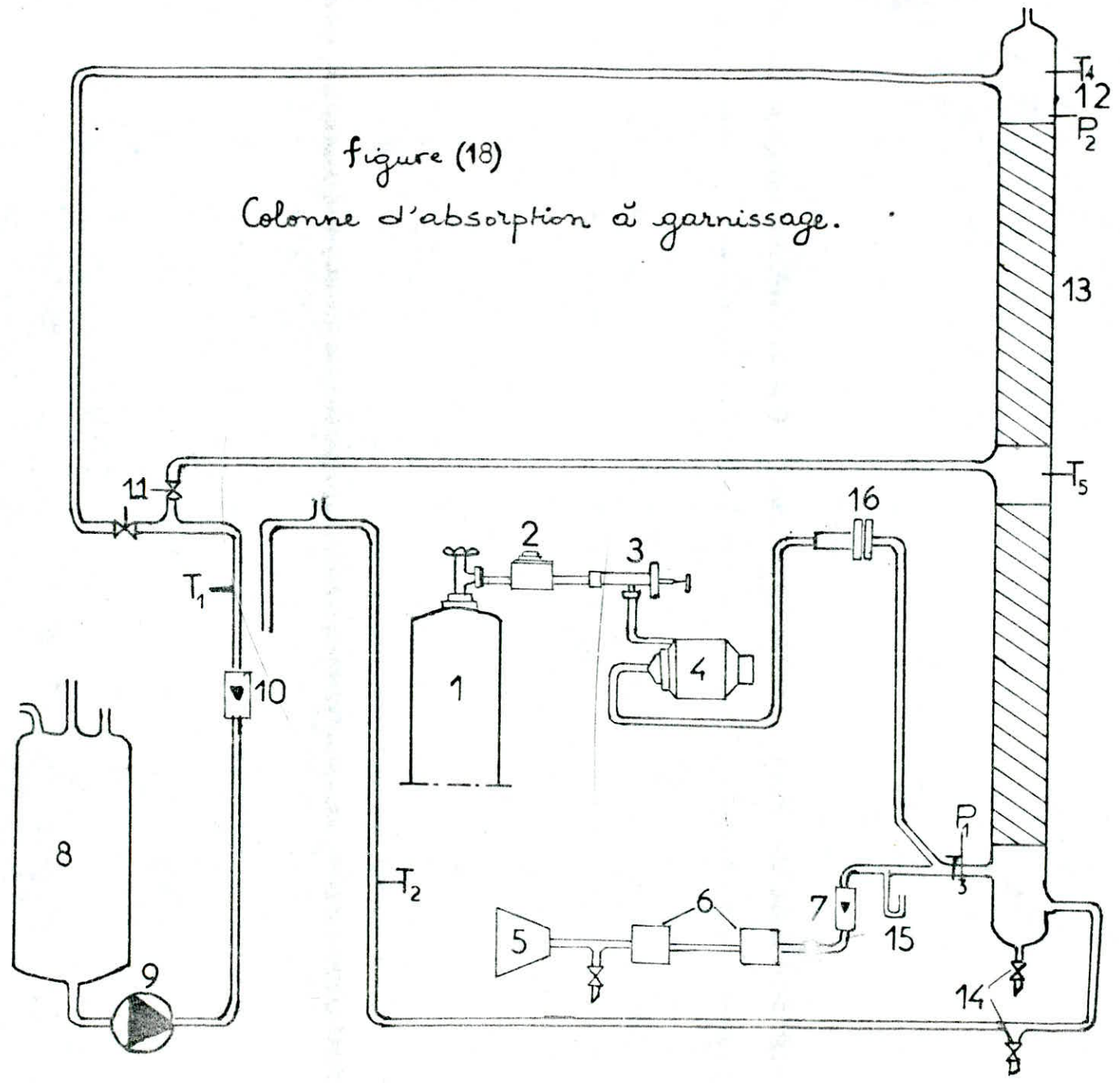
*L'alimentation en air de la colonne est assurée par un compresseur.

*Les pertes de charge, mesurées au dessous-et au-dessus du garnissage, sont relevées directement du tableau d'affichage électronique.

*Les débits gazeux et liquides sont déterminés par étalonnage des débitmètres à flotteur.

*La figure (18) présente le schéma de notre poste d'étude.

- 1 Bouteille de CO₂
- 2 Résistances chauffantes
- 3 Détendeur
- 4 Compteur à gaz
- 5 Compresseur d'air
- 6 Détendeurs
- 7 Débitmètre d'air
- 8 Bac d'alimentation
- 9 Pompe
- 10 Débitmètre de liquide
- 11 Vannes d'alimentation
- 12 Séchoir calmané
- 13 Section garnie
- 14 Vannes de vidange
- 15 Manomètre à eau
- 16 Orifice d'admission du CO₂ sous le circuit
- T Sondes thermométriques
- P Sonde de pression



2.1. 3. Conditions expérimentales de l'étude hydrodynamique.

2.1. 3 - 1. Caractéristiques du garnissage.

Nous avons utilisé un garnissage de type anneaux Rashig, dont les caractéristiques physiques [10] sont regroupées dans le tableau (5). Les calculs de l'aire spécifique (a_p) et de l'aire spécifique de couche (a_c) sont détaillés dans l'annexe.

2.1. 3 - 2. Caractéristiques des fluides.

Les produits employés sont l'hydroxyde de sodium (NaOH), la monoéthanolamine ($C_2H_5ONH_2$) désignés par M.E.A. et le carbonate de potassium (K_2CO_3) mélangé au bicarbonate de sodium ($NaHCO_3$).

Ces produits sont dissous dans l'eau de ville.

Les propriétés physiques de ces liquides sont représentées dans le tableau (6). Le fluide utilisé comme gaz est l'air de l'atmosphère.

Quatre débits de liquide ont été étudiés dans les domaines compris entre $0,83 \text{ Kg} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$ et $7,63 \text{ Kg} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$. Les débits d'air varient entre : $0,12 \text{ Kg} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$ et $0,46 \text{ Kg} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$.

2.1. 4. Écoulement forcé du gaz dans le garnissage sec.

2.1. 4 - 1. Pertes de charge.

Le principe de mesure consiste à fixer un débit de liquide et faire varier progressivement les débits de gaz.

Pour exploiter les résultats obtenus, nous avons étudié la variation de la quantité

$\frac{\Delta P}{Z \cdot u_G}$ en fonction du débit massique spécifique G du gaz.

P est la perte de pression entre les deux extrémités du garnissage de hauteur Z , au cours de l'écoulement de l'air avec la vitesse $u_G = \frac{u_G}{\rho_G}$.

Les résultats sont regroupés dans le tableau (7) et traduits graphiquement sur la figure (7).

2.1. 4 - 2. Interprétation des résultats expérimentaux.

La représentation graphique de $\frac{\Delta P}{Z \cdot u_G}$ en fonction de G (figure 7), montre que les points expérimentaux se placent sur une droite de pente :

$$A = 5193,29 \cdot \frac{\text{Pa} \cdot \text{m}}{\text{m} \cdot \text{s}^{-1}} \cdot \frac{1}{\text{Kg} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}}$$

2.1.

Grandeur	Diamètre intérieur	Diamètre extérieur	Hauteur	Épaisseur	Aire spécifique	Porosité	Aire spécifique de couche
Unité	10^3 m	10^3 m	10^3 m	10^3 m	m^{-1}	%	m^{-1}
symbole	d_i	d_e	h	e	a_p	ε	a_c
Valeur mesurée	7,8	10,5	10,5	1,35	1675	73	452,25

Tableau (5) - Caractéristiques du garnissage

Systèmes	Concentration ($kmol \cdot m^{-3}$)	Grandeur	Densité	Viscosité	Tension superficielle
		Unité	$kg \cdot m^{-3}$	$kg \cdot m^{-1} \cdot s^{-1}$	
		Symbole	ρ_L	$\mu_L \cdot 10^3$	$\sigma_L \cdot 10^3$
NaOH - H ₂ O	0,500		1001,20 290 K	1,19 290 K	52,33 290 K
MEA - H ₂ O	0,095		1000,75 292 K	1,03 292 K	55,20 292 K
K ₂ CO ₃ - H ₂ O NaHCO ₃	0,600 0,200		1034,10 291,50 K	1,31 291,50 K	

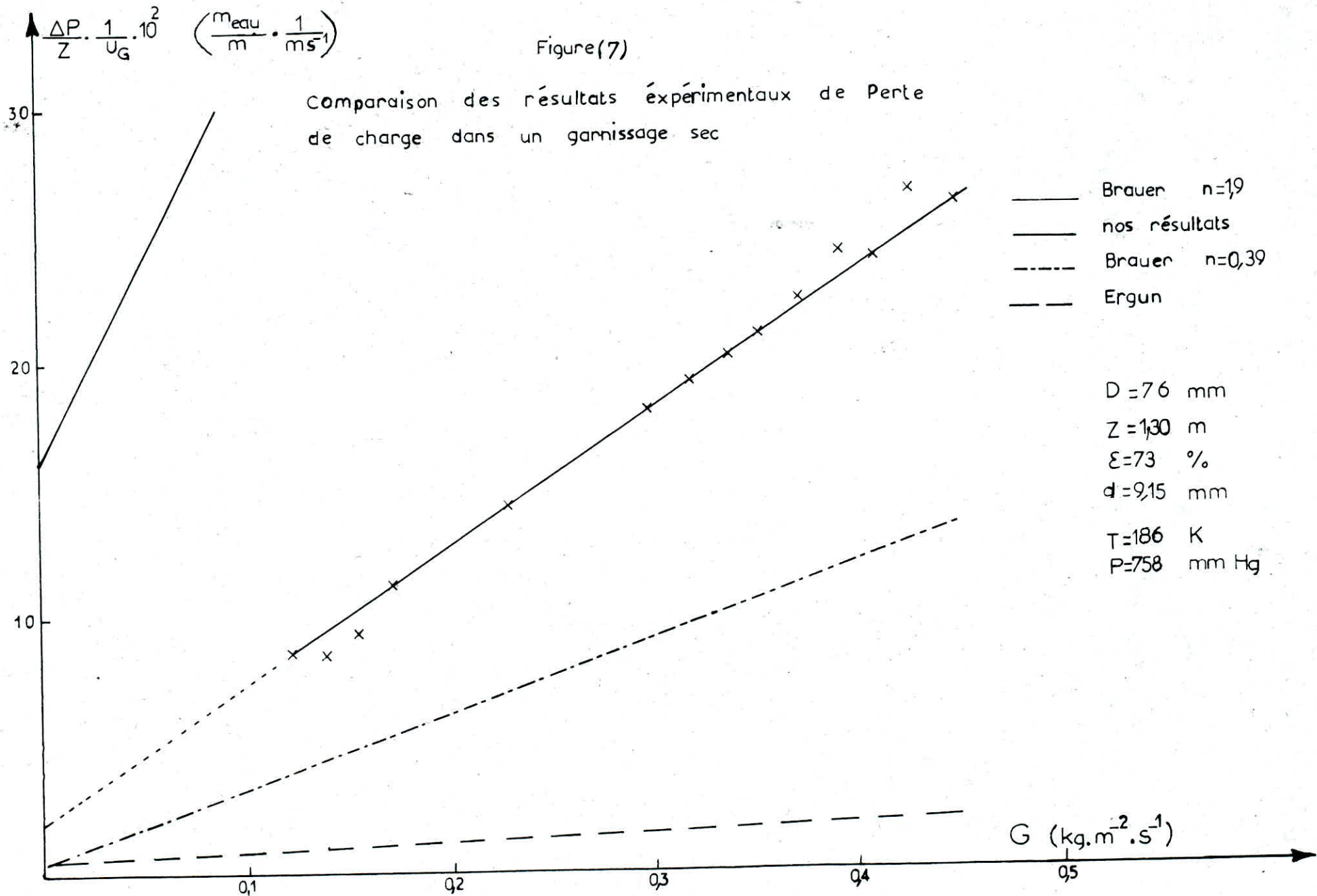
Tableau (6) - Propriétés physiques des liquides

T = 186 K

P = 758 mm Hg

G (kg.m ⁻² .s ⁻¹)	U _G (m.s ⁻¹)	ΔP.10 ² (N.m ⁻²)	$\frac{\Delta P \cdot 10^2}{Z U_G} \left(\frac{m_{eau}}{m^2 \cdot s} \right)$
0,12	0,10	1,00	7,89
0,14	0,11	1,20	8,45
0,16	0,13	1,50	9,32
0,17	0,17	1,90	10,79
0,21	0,19	2,70	12,56
0,23	0,20	3,30	14,11
0,25	0,22	4,40	15,83
0,27	0,25	4,50	16,65
0,28	0,26	4,80	16,46
0,30	0,28	5,60	18,18
0,32	0,29	6,30	19,19
0,34	0,30	7,00	20,25
0,36	0,31	7,90	21,74
0,38	0,32	8,90	23,09
0,39	0,34	9,80	24,21
0,41	0,35	11,10	26,35
0,43	0,36	12,10	26,70
0,45	0,37	17,60	38,04

Tableau (7) - Résultats expérimentaux de perte de charge dans un garnissage sec



et d'ordonnée à l'origine :

$$B = 193,42. \quad (\text{Pa} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}.)$$

d'où :

$$\frac{\Delta P}{Z \cdot u_G} = 5193,29 G + 193,42 \quad (73)$$

Les pertes de charge dans un garnissage sec sont donc une fonction croissante du débit massique spécifique du gaz.

2.1. 4 - 3. Comparaison avec les résultats de la littérature.

a) - Application de la relation d'Ergun.

Nous avons vu dans le chapitre '1.1.' que l'équation d'Ergun (1)

s'écrit :

$$\frac{\Delta P}{Z} = h_K \mu_G \frac{a_p^2 (1 - \varepsilon)^2}{\varepsilon^3} u_G + h_B \frac{a_p (1 - \varepsilon)}{\varepsilon^3} \rho_G u_G^2 \quad (1)$$

Divisons les deux membres de cette équation par u_G et sachant que $G = \rho_G \cdot u_G$,

l'expression précédente devient :

$$\frac{\Delta P}{Z \cdot u_G} = h_K \mu_G \frac{a_p^2 (1 - \varepsilon)^2}{\varepsilon^3} + h_B \frac{a_p (1 - \varepsilon)}{\varepsilon^3} G \quad (1')$$

• Ergun [2, 12] propose $h_K = 4,5$ et $h_B = 0,3$.

Les valeurs de a_p et ε sont données dans le tableau (5).

μ_G est la viscosité de l'air et vaut $1,793 \cdot 10^{-5} \text{ Kg} \cdot \text{m}^{-1} \cdot \text{s}^{-1}$ à 186 K.

Nous obtenons :

$$\frac{\Delta P}{Z \cdot u_G} = 42,42 + 348,76 G \quad (74)$$

La pente et l'ordonnée à l'origine de la droite expérimentale diffèrent de celles de la droite d'Ergun (figure. 7), donc les valeurs de h_K et h_B d'Ergun ne correspondent pas à notre garnissage.

Combinons les équations (74) et (1'),

$$\text{d'où : } h_K = 193,42 \cdot \frac{\varepsilon^3}{G \cdot a_p^2 (1 - \varepsilon)^2}$$

et

$$h_B = 519,29 \cdot \frac{3}{a_p (1 - \varepsilon)}$$

nous trouvons :

$$h_K = 20,52$$

et $h_B = 4,47.$

b) - Application de la relation de Brauer.

.....
 Pour tenir compte de l'influence de trous, des anneaux de Rashig, nous appliquons la relation de Brauer (2) donnée dans le chapitre (1.1.)

$$\frac{\Delta P}{Z} = h_K a_e^2 F^{2n} \mu_G \frac{(1-\varepsilon)^2}{\varepsilon^3} u_G + h_B a_e F^n \rho_G \frac{1-\varepsilon}{\varepsilon^3} u_G^2 \quad (2)$$

ou bien :

$$\frac{\Delta P}{Z \cdot u_G} = h_K a_e^2 F^{2n} \mu_G \frac{(1-\varepsilon)^2}{\varepsilon^3} + h_B a_e F^n \frac{1-\varepsilon}{\varepsilon^3} \rho_G \quad (2')$$

avec :

$$F = \frac{1 + \frac{2}{3} \sqrt{\varepsilon_i} - \frac{1}{3} \varepsilon_i}{1 - \varepsilon_i} \quad (3)$$

et :

$$\varepsilon_i = \left(\frac{di}{de} \right)^2 \quad (4)$$

Nous prenons : $a_e = \frac{6}{de}$, $h_K = 20,52$ et $h_B = 4,47.$

ε , di , de sont donnés dans le tableau (7).

Pour la valeur de n , nous utilisons la valeur proposée par Brauer [2, 13], à savoir $n = 1,9$ et celle calculée à l'aide de la corrélation de Laurent [2].

* Cas où $n = 1,9.$

d'où :

$$\frac{P}{Z u_G} = 14868,37 G + 1583,57 \left(\frac{P_a}{m} \cdot \frac{1}{m \cdot s^{-1}} \right) \quad (75)$$

.....
 * Cas où n est calculé par la corrélation de Laurent (5).

$$\frac{1}{n} \cdot \frac{D}{di} = \left(\frac{D^2}{di^2} \right)^{0,75} + \left[0,01 \left(\frac{D^2}{di^2} \right) \right]^{0,75} \quad (5)$$

Valable pour :

$$5 < d < 35 \text{ mm}$$

$$1,6 < \frac{D}{d} < 44$$

Avec d , le diamètre nominal pris égal à :

$$d = \frac{d_e + d_i}{2}$$

En se référant au tableau (7), nous obtenons :

$$d = 9,15 \text{ mm}$$

$$D = 76 \text{ mm}$$

$$\frac{D}{d} = 8,31$$

Les valeurs de d_e et $\frac{D}{d}$ vérifient donc les conditions ci-dessus. L'application de

la corrélation (5) donne : $n = 0,39$ et l'expression (2') s'écrit :

$$\frac{\Delta P}{Z \cdot u_G} = 2774,67 G + 55,15 \quad ; \quad \frac{Pa}{m} \cdot \frac{1}{m \cdot s^{-1}} \quad (76)$$

Pour nos résultats expérimentaux, nous avons trouvé par itération : $n = 0,954$, d'où :

$$\frac{\Delta P}{Z \cdot u_G} = 5194,22 G + 192,84 \quad ; \quad \frac{Pa.}{m} \cdot \frac{1}{m \cdot s^{-1}} \quad (77)$$

2.1. 4 - 4. Conclusion.

Nos résultats expérimentaux répondent à la forme générale de l'équation d'Ergun (1) : $\frac{\Delta P}{Z} = A' G^2 + B'$; exprimant que le régime d'écoulement forcé de gaz est turbulent. Cependant, ils ne la vérifient pas. L'écart constaté est dû au fait que les coefficients $h_K = 4,5$ et $h_B = 0,3$ sont déduits des expériences sur des lits garnis de particules sphériques et cylindriques [2].

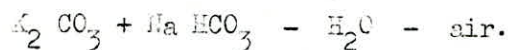
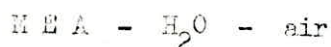
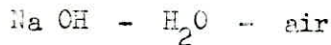
La corrélation de Brauer apporte une correction à celle d'Ergun mais la valeur $n = 1,9$ de Brauer et celle calculée par la corrélation de Laurent ne sont pas satisfaisantes.

2.1. 5. Écoulement gaz - liquide à contre courant en colonne arrosée.

2.1. 5 - 1. Perles de charge.

L'étude de la perte de charge en fonction du débit de gaz, à débit de liquide constant, a pour but la mise en évidence des zones de fonctionnement de la colonne et la détermination des conditions d'engorgement.

Nous avons utilisé trois systèmes différents :



sur un même garnissage.

Le procédé est le suivant :

- Maintenir le débit de liquide à une valeur constante.
- Augmenter progressivement le débit de l'air jusqu'à apparition d'un bouillonnement au sommet du garnissage.
- Noter, pour chaque débit d'air, la perte de charge ΔP mesurée au-dessus et au-dessous du garnissage.
- Procéder de la même manière pour différents débits de liquide.

2.1. 5 - 2. Exploitation des résultats.

L'étude de la variation de la perte de charge en fonction du débit de gaz, pour un débit de liquide donné, consiste à présenter graphiquement $\ln \frac{\Delta P}{Z}$ en fonction de $\ln G$.

$\frac{\Delta P}{Z}$ est la perte de charge par mètre de garnissage.

et G est le débit spécifique massique de gaz.

Les résultats expérimentaux sont regroupés dans les tableaux (8), (9) et (10) qui correspondent aux figures (8), (9) et (10) respectivement.

2.1. 5 - 3. Description du débit de gaz.

a) - Influence du débit de gaz.

Les figures (8), (9) et (10) montrent, pour un débit de liquide donné, que la courbe représentative de $\ln \frac{\Delta P}{Z}$ en fonction de $\ln G$ présente trois zones distinctes :

* Zone au-dessous du point de charge.

Pour de faibles débits gazeux, la pente de la courbe reste sensiblement égale à celle

Système : NaOH - H₂O - air

T = 284,8 K

P = 762 mm Hg

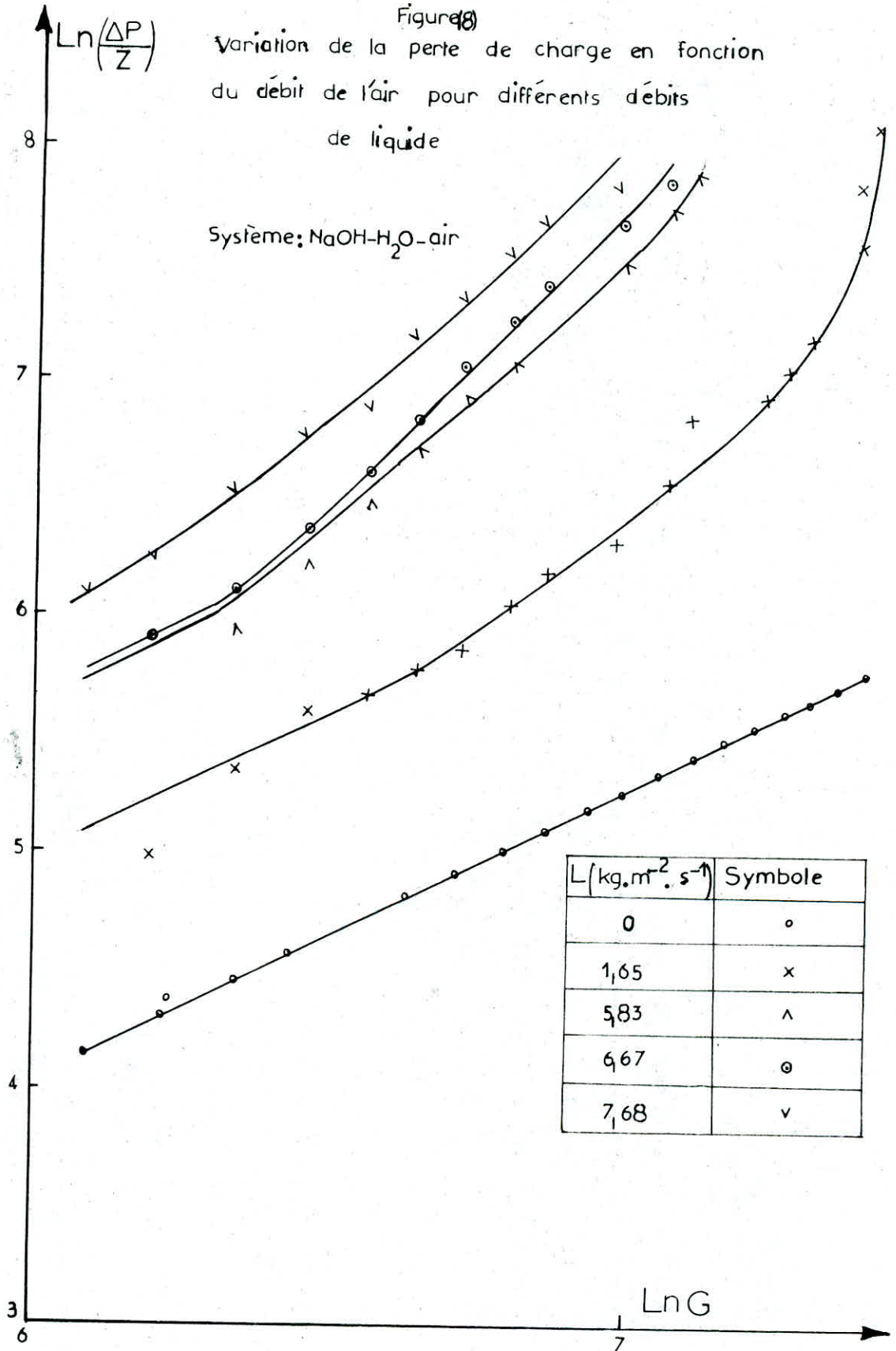
G (kg.m ⁻² .s ⁻¹)	Ln G	L = 1,66 (kg.m ⁻² .s ⁻¹)		L = 5,83 (kg.m ⁻² .s ⁻¹)		L = 6,67 (kg.m ⁻² .s ⁻¹)		L = 7,68 (kg.m ⁻² .s ⁻¹)	
		$\frac{\Delta P}{z}$ (N.m ⁻³)	Ln $\frac{\Delta P}{z}$	$\frac{\Delta P}{z}$ (N.m ⁻³)	Ln $\frac{\Delta P}{z}$	$\frac{\Delta P}{z}$ (N.m ⁻³)	Ln $\frac{\Delta P}{z}$	$\frac{\Delta P}{z}$ (N.m ⁻³)	Ln $\frac{\Delta P}{z}$
434,66	6,08								
491,67	6,02	141,17	4,94			253,85	5,54	361,54	5,89
570,05	6,35	207,69	5,34			346,15	5,85	492,31	6,19
634,18	6,45	253,85	5,54	361,54	5,89	430,77	6,06	630,77	6,45
698,07	6,55	284,62	5,65	476,92	6,17	561,54	6,33	815,39	6,70
826,57	6,72	407,69	5,82	792,31	6,68	715,39	6,57	915,39	6,82
897,83	6,80	469,23	6,15	984,62	6,89	907,69	6,81	1276,92	7,15
954,83	6,86	500,90	6,22	1146,15	7,04	1223,08	7,02	1300,00	7,17
1026,09	6,93	530,77	6,27	1484,62	7,30	1369,23	7,22	1538,46	7,34
1083,09	6,99	567,22	6,34	1761,54	7,47	1615,39	7,39	1869,23	7,53
1154,35	7,05	676,92	6,51	2192,31	7,69	2107,69	7,65	2030,77	7,62
1282,61	7,16	892,48	6,79	3107,69	8,04	2500,00	7,82	2392,31	7,78
1425,12	7,26	1138,46	7,03			3423,80	8,14	3053,85	8,02
1596,14	7,37	1961,54	7,58						
1610,39	7,38	2061,54	7,63						
1646,01	7,40	3105,26	8,04						

Tableau (8) — Variation de la perte de charge en fonction du débit d'air pour différents débits de liquide.

Figure 8)

Variation de la perte de charge en fonction
du débit de l'air pour différents débits
de liquide

Système: NaOH-H₂O-air



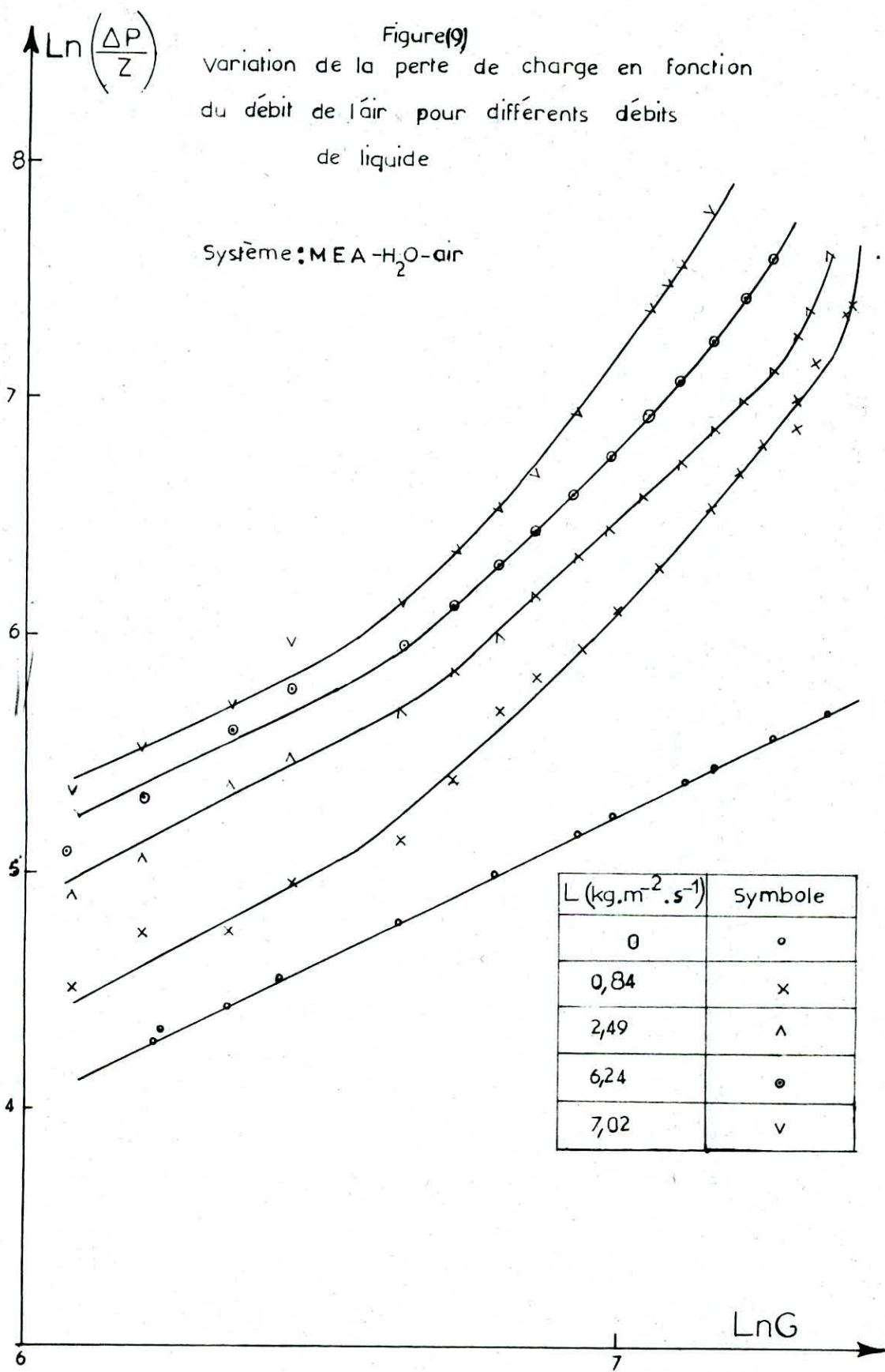
Système: M.E.A - H₂O - air

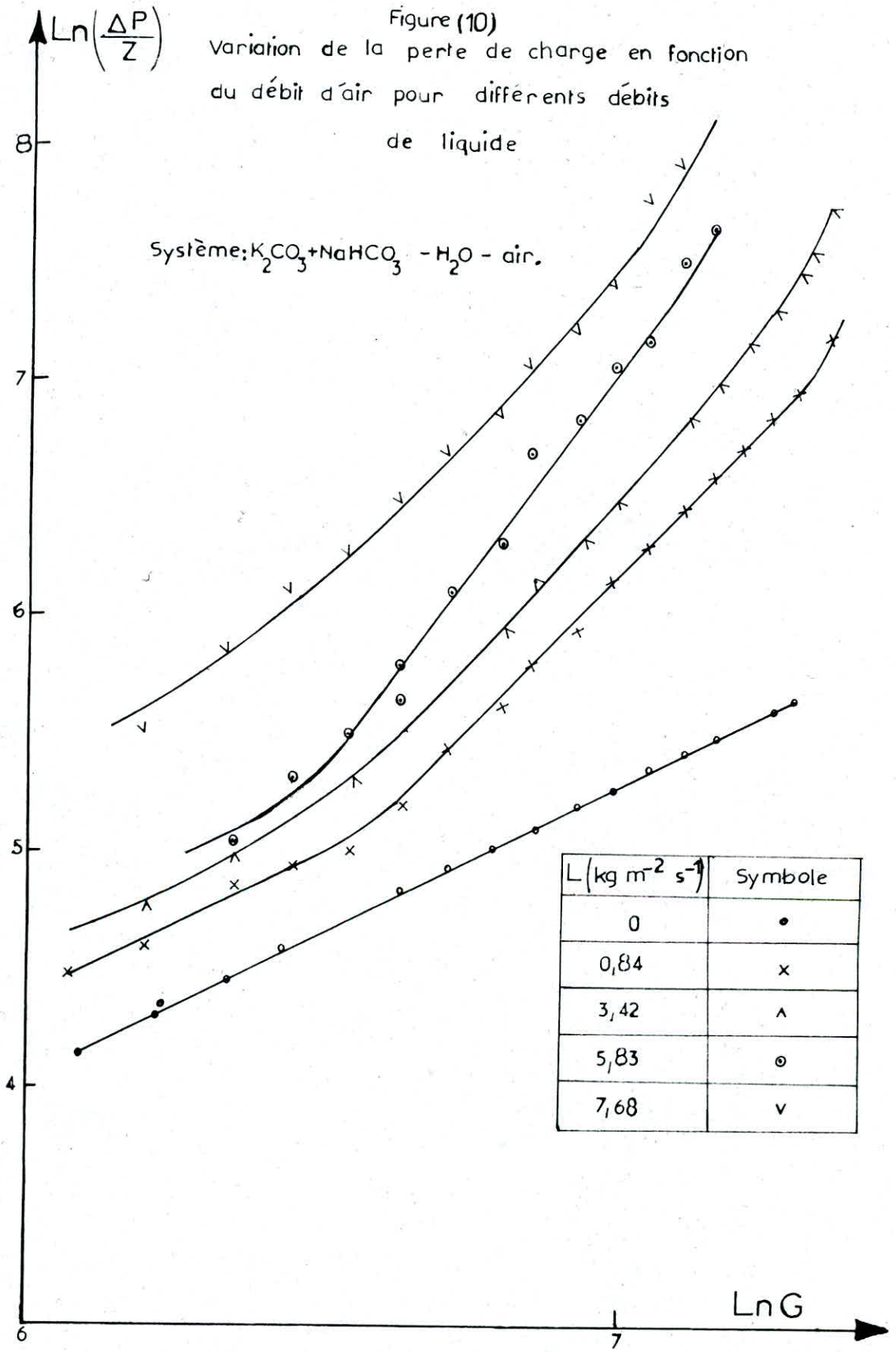
T = 286,5 K

P = 765 mm.Hg

G (kg.m ⁻² .s ⁻¹)	Ln G	L=0,84 (kg.m ⁻² .s ⁻¹)		L=2,49 (kg.m ⁻² .s ⁻¹)		L=6,24 (kg.m ⁻² .s ⁻¹)		L=7,02 (kg.m ⁻² .s ⁻¹)	
		$\frac{\Delta P}{z}$ (N.m ⁻³)	$\text{Ln } \frac{\Delta P}{z}$	$\frac{\Delta P}{z}$ (N.m ⁻³)	$\text{Ln } \frac{\Delta P}{z}$	$\frac{\Delta P}{z}$ (N.m ⁻³)	$\text{Ln } \frac{\Delta P}{z}$	$\frac{\Delta P}{z}$ (N.m ⁻³)	$\text{Ln } \frac{\Delta P}{z}$
434,66	6,08	90,00	4,45	134,29	4,90	210,60	5,35	214,86	5,37
491,67	6,19	115,00	4,75	156,02	5,05	257,23	5,55	265,07	5,58
570,05	6,35	144,75	4,97	215,94	5,38	306,43	5,73	314,19	5,75
634,18	6,45	145,47	4,98	244,69	5,50	393,47	5,97	395,44	5,98
826,57	6,72	292,95	5,68	407,48	6,01	645,48	6,47	665,14	6,50
954,83	6,86	383,75	5,95	561,16	6,33	880,07	6,78	897,8	6,80
1154,35	7,05	607,89	6,41	720,54	6,58	1339,43	7,20	1510,20	7,32
1425,12	7,26	972,63	6,88	1248,88	7,13	3327,58	8,11	3041,17	8,02
1553,38	7,35	1274,41	7,15	2038,56	7,62				
1617,51	7,39	1619,71	7,39						

Tableau (9) - Variation de la perte de charge en fonction du débit d'air pour différents débits liquides.





de l'écoulement sur garnissage sec. En effet, aux faibles débits de gaz, les interactions gaz - liquide sont peu importantes, le taux de rétention reste constant et l'écoulement de chaque fluide est indépendant de l'autre.

* Zone de charge.

Pour les débits de gaz plus élevés, la perte de charge augmente plus rapidement avec le débit G. Aux grands débits gazeux, les interactions gaz - liquide deviennent considérables, le taux de rétention de liquide croît sous l'influence du frottement du gaz et par conséquent, les pertes de charge augmentent. Pratiquement, cette zone de fonctionnement est caractérisée par la formation de rides sur la surface du garnissage.

L'intersection de cette zone de charge avec la première zone est appelée point de charge qui est difficilement décelable sur nos courbes expérimentales.

* Zone d'engorgement.

Pour des débits de gaz très élevés, la courbe devient presque verticale. En pratique, il se forme une couche écumeuse avec un bouillonnement au sommet de la colonne. Les pertes de charge augmentent avec une très grande rapidité au point qu'il nous est difficile de les noter.

b) - Influence du débit de liquide.

Les figures (8), (9) et (10) montrent, pour un débit de gaz constant, que les pertes de charge augmentent avec les débits de liquide, ce qui est évident puisque le taux de rétention augmente avec le débit de liquide (figure 1.)

c) - Influence de la nature du liquide.

Les différences que présentent les courbes représentées dans les figures (8), (9) et (10), montrent que les pertes de charge et les conditions d'engorgement sont fonction des propriétés physiques de liquide.

Nous constatons que les pertes de charge, dans le cas du système $K_2CO_3 - NaHCO_3 - H_2O$ - air, sont plus grandes par rapport aux autres systèmes.

En effet, la viscosité du système $K_2CO_3 - NaCO_3 - H_2O$ est la plus élevée, et comme ce paramètre intensifie l'épaisseur des films ruisselants, le taux de rétention et donc les pertes de charge augmentent. Nous avons constaté aussi l'effet de la tension superficielle des liquides. Le système M E A - H_2O possède la plus faible tension superficielle, donc le mouillage du garnissage est favorisé d'où l'augmentation du taux de rétention et par conséquent des pertes de charge.

2.1. 5 - 4. Corrélation des résultats expérimentaux.

a) - Zone au-dessous du point de charge.

Les figures (8), (9) et (10) montrent que, dans la zone sous le

point de charge, $\ln \frac{\Delta P}{Z}$ varie linéairement avec $\ln G$ donc :

$$\frac{\Delta P}{Z} = K \cdot G^b \quad (78)$$

Nous avons remarqué que K est une fonction de débit liquide. Les droites représentant $\ln \frac{\Delta P}{Z}$ en fonction G permettent le calcul du coefficient b trouvé égal à 1,25.

Par extrapolation de ces droites, nous obtenons les valeurs de K pour différents débits de liquide L . Nous avons cherché à relier K à L et nous avons trouvé :

$$K = 0,0343 \cdot 10^{0,171 \sqrt{L}} \cdot G^{1,25} \quad (79)$$

L'équation (78) s'écrit alors :

$$\frac{\Delta P}{Z} = 0,0343 \cdot 10^{0,171 \sqrt{L}} \cdot G^{1,25} \quad (80)$$

La corrélation (80) permet le calcul des pertes de charge sous le point de charge sous les conditions suivantes :

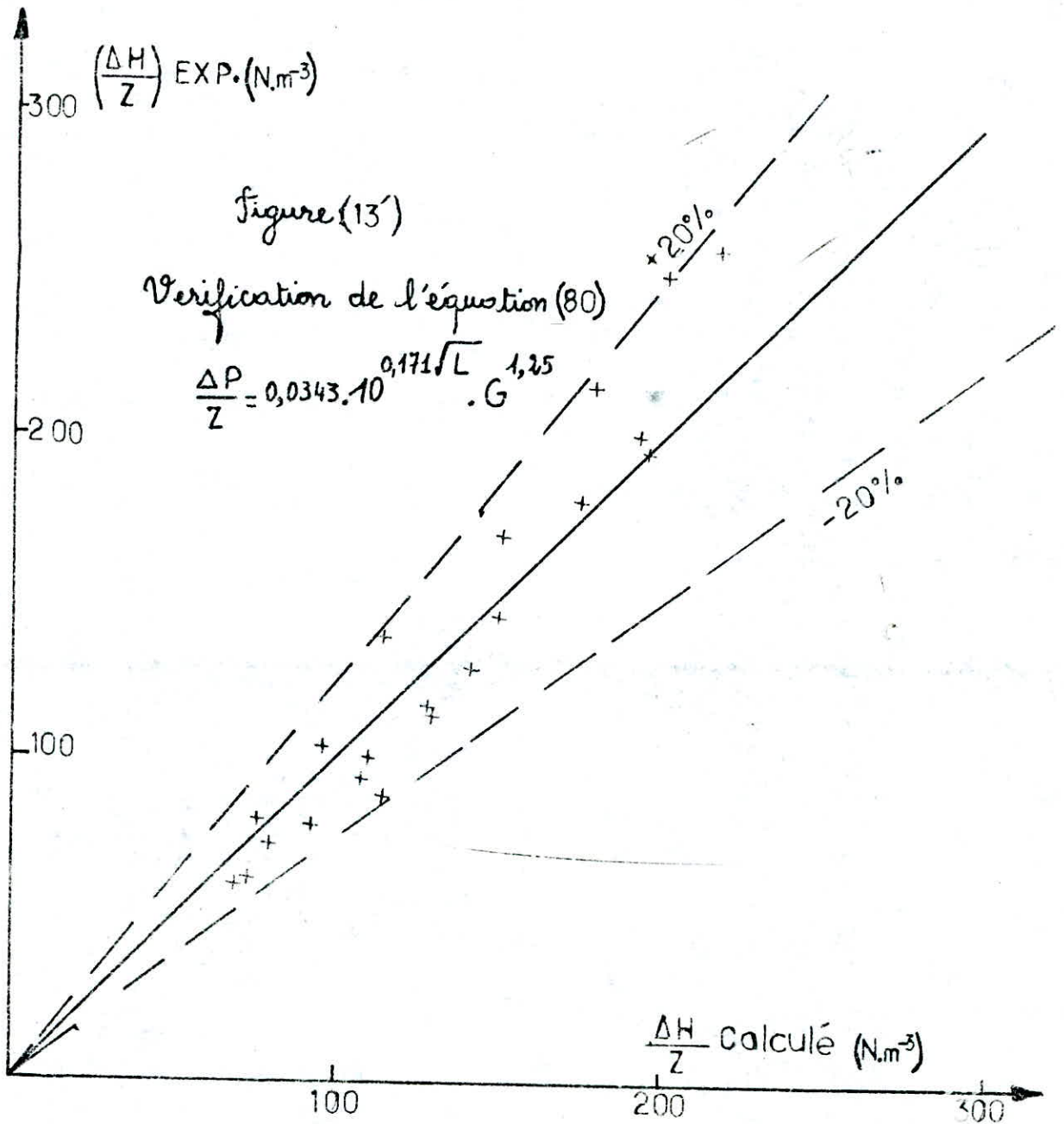
$$\begin{aligned} 0 < L < 7,68 \text{ Kg} \cdot \text{m}^{-2} \text{ s}^{-1} \\ 0,11 < G < 0,16 \text{ Kg} \cdot \text{m}^{-2} \text{ s}^{-1} \\ d &= 9,15 \cdot 10^{-3} \text{ m} \\ D &= 76 \cdot 10^{-3} \text{ m} \\ Z &= 1,30 \text{ m.} \end{aligned}$$

b) - Zone d'engorgement.

Les débits maximaux d'engorgement obtenus par expérience, ont été comparés à ceux donnés par la courbe de Lobo (figure 2) et à ceux calculés par la corrélation de ZLINS (8) et par celle de TAKAHASHI (9). Les courbes (11), (12) et (13) montrent que l'allure des courbes expérimentales : G_D en fonction du débit liquide est la même que celle des auteurs cités ci-dessus, cependant, nous constatons qu'elles s'écartent de ces dernières surtout aux faibles débits de gaz.

Conclusion.

Cette étude expérimentale nous a permis de définir les différentes zones de fonctionnement de la colonne et de prévoir les débits maximaux d'engorgement pour les trois systèmes liquides utilisés.



Prévision des débits d'engorgement par Lobo.

L ($\text{kg}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{s}^{-1}$)	1,23	2,13	3,91	9,17	13,61	18,34
G_E ($\text{kg}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{s}^{-1}$)	1,43	1,24	1,04	0,64	0,45	0,32

Système: NaOH-H₂O-Air.

L ($\text{kg}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{s}^{-1}$)	G_E ($\text{kg}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{s}^{-1}$) obtenu par:		
	Expérience	Ferns	Lobos
0,40		2,20	2,07
0,50		1,94	1,81
1,00		1,76	1,66
1,66	0,44		
2,00		1,52	1,48
4,17	0,39		
5,00		1,11	1,16
5,63	0,397		
6,67	0,29		
7,68	0,26		
40		0,10	0,089

Tableau (11)

Système: M.E.A-H₂O-Air.

L ($\text{kg}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{s}^{-1}$)	G_E ($\text{kg}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{s}^{-1}$) obtenu par:		
	Expérience	Ferns	Lobos
0,10		2,18	2,10
0,5		1,92	1,84
0,84	0,45		
1,00		1,74	1,69
1,25	0,43		
2,00		1,51	1,50
2,49	0,43		
4,99	0,39		
6,24	0,38		
8,16	0,33		
40		0,11	0,097

Tableau (12)

Système: Na₂CO₃-NaHCO₃-H₂O-Air.

L ($\text{kg}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{s}^{-1}$)	G_E ($\text{kg}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{s}^{-1}$) obtenu par:		
	Expérience	Ferns	Lobos
0,10		2,13	2,05
0,50		1,88	1,79
0,84	0,44	1,71	1,65
1,00		1,71	1,65
2,00		1,48	1,47
3,47	0,38		
6,04	0,32		
7,79	0,29		
10		0,74	0,85
20		0,38	0,47
30		0,21	0,28

Tableau (13)

Comparaison des débits maximaux d'engorgement à ceux de la littérature.

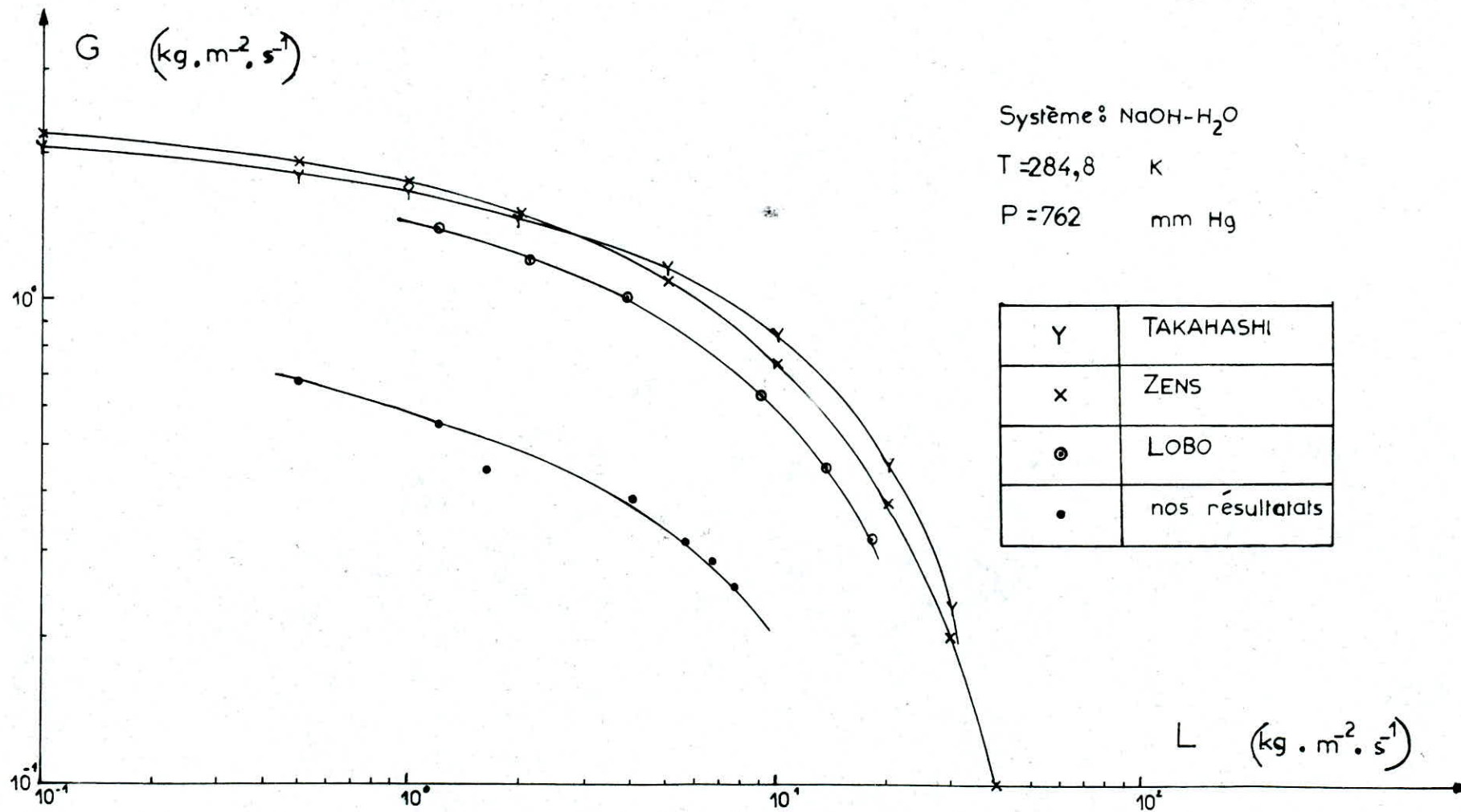


Figure (12) — Représentation des débits d'engorgements

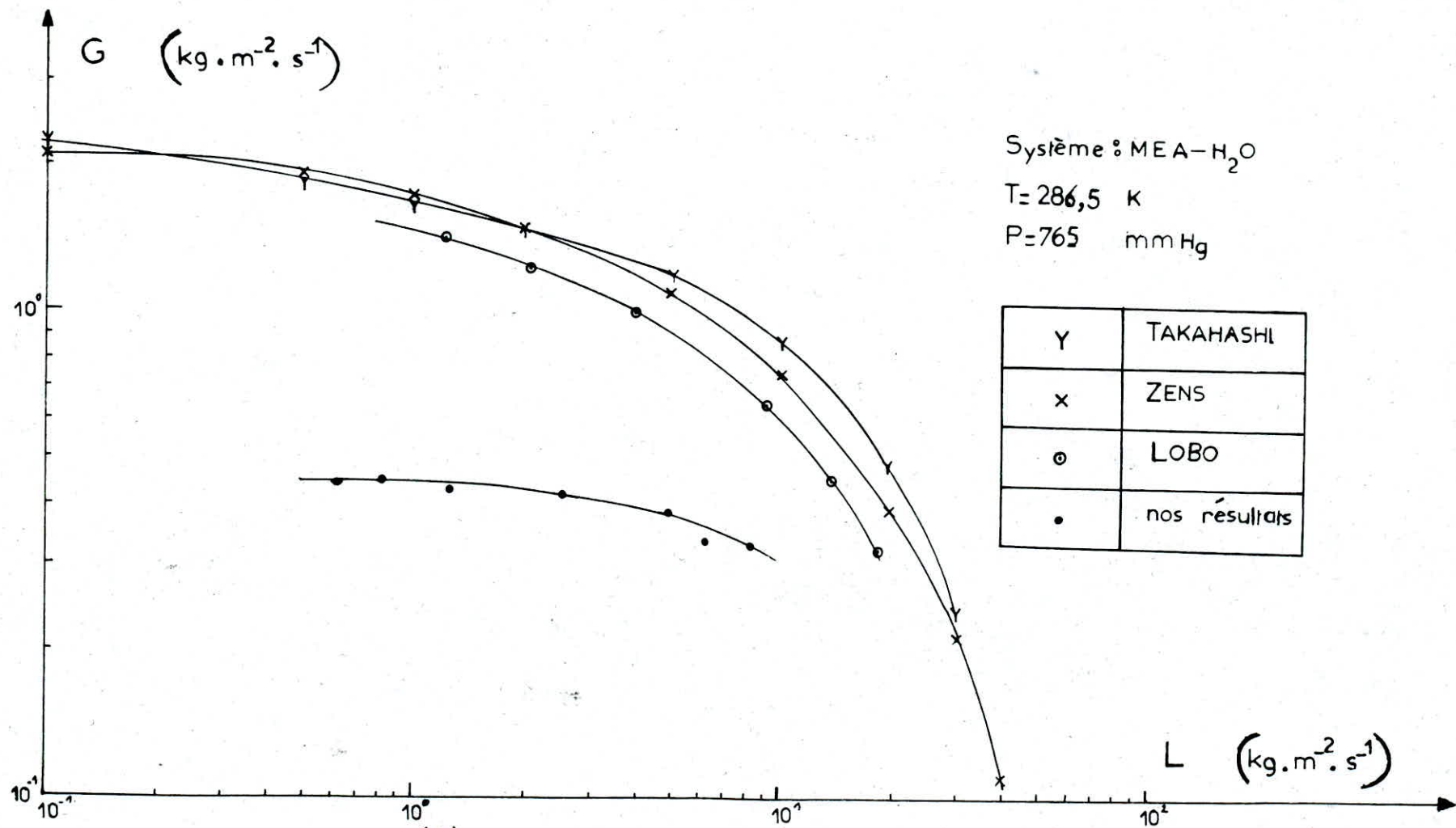
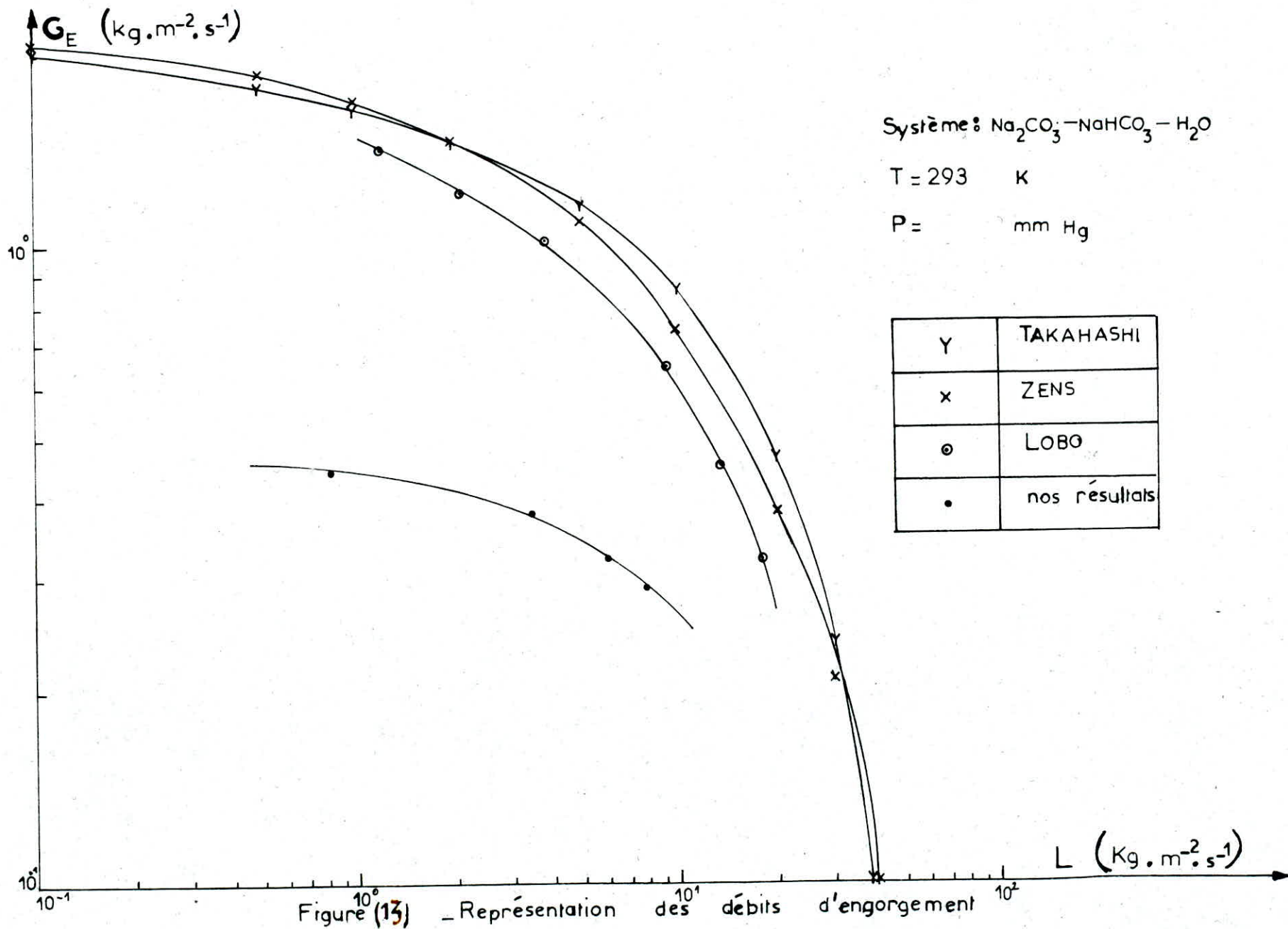


Figure (13) - Représentation des débits d'engorgement



2.2. Etude expérimentale de l'aire interfaciale et du coefficient volumique de transfert de matière, dans la colonne à garnissage fonctionnant à contre courant.

2.1.1. Détermination de l'aire interfaciale.

Nous avons vu dans le chapitre (1.2.) le principe de détermination de l'aire interfaciale dans un absorbeur par la mise en oeuvre d'une réaction de pseudo premier ordre.

En l'absence de résistance en phase gazeuse, l'aire interfaciale est exprimée par la relation (61) :

$$a = \frac{\bar{\Phi}}{C_A^* (D_{AL} \cdot K_2 \cdot C_{Bo})^{1/2}} \quad (61)$$

Puisque le flux total d'absorption $\bar{\Phi}$ est indépendant du coefficient de transfert k_L , il est possible de calculer l'aire interfaciale, a , par détermination expérimentale du flux $\bar{\Phi}$, connaissant les paramètres physicochimiques par recherche de ces données dans la littérature.

Le but du travail effectué est la mise en pratique de la méthode chimique et l'étude de l'influence des débits gazeux et liquides sur les aires interfaciales pour deux systèmes chimiques différents : l'absorption du dioxyde de carbone dilué dans l'air par une solution aqueuse d'hydroxyde de sodium et par une solution aqueuse de mono-éthanolamine.

2.2.1 - 1. Détermination de l'aire interfaciale par la méthode d'absorption du dioxyde de carbone dilué dans l'air par une solution aqueuse d'hydroxyde de sodium.

a) - Principe de détermination.

La colonne à garnissage fonctionnant à contre courant à l'état arrosé est considérée comme un réacteur piston ouvert et isotherme fonctionnant en régime permanent. Le garnissage est le siège d'une absorption avec réaction chimique de pseudo-premier ordre de cinétique déjà connue, s'effectuant en présence d'une résistance négligeable en phase gazeuse (l'estimation de cette résistance est donnée en annexe 3).

Le choix de la concentration C_{Bo} en hydroxyde de sodium et de la composition en dioxyde de carbone y_e à l'entrée de l'absorbeur est fait de manière à satisfaire les conditions de régime de réaction rapide de pseudo-premier ordre, citées dans le chapitre (1.2.), à savoir :

CALCUL DES PROPRIETES PHYSICO-CHIMIQUES

ET

VERIFICATION DU REGIME DE REACTION RAPIDE DE PSEUDO MIEME ORDRE

PE=0.10 ATM

I	CBO	TL	TNL	DA	DB
I	I	I	I	I	I
I	0.200E+03I	0.293E+03I	0.105E-02I	0.159E-08I	0.183E-08I
I	0.400E+03I	0.293E+03I	0.109E-02I	0.153E-08I	0.183E-08I
I	0.600E+03I	0.293E+03I	0.114E-02I	0.147E-08I	0.183E-08I
I	0.800E+03I	0.293E+03I	0.118E-02I	0.142E-08I	0.183E-08I
I	0.100E+04I	0.293E+03I	0.122E-02I	0.137E-08I	0.183E-08I

I	HEO	HE	CA	EI1	EI2
I	I	I	I	I	I
I	0.265E+04I	0.283E+04I	0.353E+01I	0.336E+02I	0.313E+02I
I	0.265E+04I	0.302E+04I	0.331E+01I	0.734E+02I	0.671E+02I
I	0.265E+04I	0.323E+04I	0.310E+01I	0.122E+03I	0.109E+03I
I	0.265E+04I	0.345E+04I	0.290E+01I	0.179E+03I	0.158E+03I
I	0.265E+04I	0.368E+04I	0.272E+01I	0.248E+03I	0.214E+03I

I	K2	C1	C2	HA1	HA2
I	I	I	I	I	I

I	0.539E+01I	0.168E+02I	0.156E+02I	0.655E+01I	0.328E+00I
I	0.609E+01I	0.367E+02I	0.336E+02I	0.965E+01I	0.483E+00I
I	0.689E+01I	0.608E+02I	0.545E+02I	0.123E+02I	0.616E+00I
I	0.779E+01I	0.897E+02I	0.789E+02I	0.148E+02I	0.742E+00I
I	0.880E+01I	0.124E+03I	0.107E+03I	0.173E+02I	0.866E+00I

$$H_a > 3$$

$$H_a \ll E_i \quad \text{ou} \quad H_a \frac{u_i}{2} \quad (\text{test d'épuisement})$$

$$E \approx H_a \quad (\text{condition de réaction rapide}).$$

La composition en dioxyde de carbone a été fixée à $y_e = 0,01$ et nous avons cherché en premier lieu, par calcul, la valeur de la concentration C_{Bo} qui répond aux conditions ci-dessus et en second lieu, nous avons vérifié expérimentalement le régime de réaction de pseudo-premier ordre par dosage à l'acide chlorhydrique 1 N de l'hydroxyde de sodium restant dans la solution réactive, en présence de solution alcoolique de phénophtaléine comme indicateur.

Nous avons travaillé avec une concentration minimale, pour des raisons économiques, qui vérifie le régime réactionnel voulu à savoir :

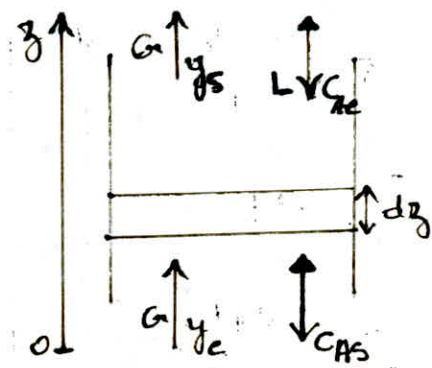
$$C_{Bo} = 0,6 \text{ K mole} \cdot \text{m}^{-3}.$$

Les résultats de vérification des conditions de réaction rapide de pseudo-premier ordre sont regroupés dans les tableaux (14).

Les calculs des données physicochimiques sont détaillés en annexe ().

Une autre condition, nécessaire à vérifier, est la détermination du régime permanent. Nous avons utilisé un débit de gaz, $G = 0,21 \text{ Kg} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$ et un débit de liquide, $L = 2,48 \text{ Kg} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$ et nous avons procédé par dosage à l'acide nitrique 1 N, en présence de phénophtaléine et de méthyle orange, des carbonates de sodium formés. Nous avons constaté que la concentration en carbonate de sodium devient constante au bout d'un temps égal à 10 mn. Ce temps diminue avec l'augmentation du débit de gaz et de liquide.

Pour déterminer les aires interfaciales, considérons un élément différentiel de garnissage de hauteur dz , le bilan de matière en soluté s'écrit :



$$G_M \cdot dY = H_a \cdot K_L \cdot a \cdot C_A^* \cdot dz = a \cdot C_A^* \cdot \sqrt{K_2 \cdot D_{AL} \cdot C_{Bo}} \cdot dz \quad (81)$$

où Y est la composition de la phase gazeuse en dioxyde de carbone exprimée par rapport au diluant.

$$Y = \frac{y}{1 - y}$$

ou
$$y = \frac{Y}{1 + Y} \quad (82)$$

Etant donné que nous nous trouvons dans le cas de dilution infinie, l'équilibre entre le liquide et le gaz obéit à la loi de Henry.

La solubilité C_A^* s'écrit alors :

$$C_A^* = \frac{P_A}{H_e} = \frac{P \cdot y_e}{H_e} \quad (83)$$

H_e est la constante de Henry considérée comme étant la constante à la température de travail.

Remplaçons l'expression (82) dans celle ci-dessus :

$$C_A^* = \frac{P}{H_e} \cdot \frac{Y}{1 + Y} \quad (84)$$

Après substitution de C_A^* par l'expression (84) dans l'équation (81) et après réarrangement, nous obtenons :

$$G_M \left(1 + \frac{1}{Y}\right) dY = \frac{P \cdot a}{H_e} K_2 \cdot C_{Bo} \cdot D_{AL} dz \quad (85)$$

L'intégration de l'expression (85) entre les deux extrémités du garnissage permet d'exprimer l'aire interfaciale comme suit :

$$a = \frac{H_e \cdot G_M}{P \cdot Z \cdot (K_2 C_{Bo} D_{AL})^{1/2}} \left(Y_e - Y_s + \ln \frac{Y_e}{Y_s} \right) \quad (86)$$

Connaissant les compositions molaires de la phase gazeuse en dioxyde de carbone à l'entrée et à la sortie, le débit molaire spécifique G_M du gaz inerte, la hauteur du garnissage Z et les grandeurs physicochimiques, il est facile de déduire la valeur de l'aire interfaciale a .

La composition de la phase gazeuse en dioxyde de carbone à la sortie de la colonne a été déterminée par chromatographe en phase gazeuse.

b) - Mode opératoire.

Nous avons étudié l'influence des débits gazeux et liquide sur la variation des aires interfaciales.

Le mode opératoire est le suivant :

- Mettre en marche le compresseur, et fixer un débit d'air et un débit de gaz

carbonique correspondant à : $y_e = 0,01$,

- Mettre en marche la pompe et fixer le débit de liquide voulu,
- Attendre que le régime soit établi pour faire un prélèvement d'un échantillon de gaz à la sortie de la colonne et l'injecter dans la chambre d'injection du chromatographe.
- Vérifier par dosage acidimétrique que la concentration C_{Bo} reste pratiquement constante,
- Augmenter progressivement le débit d'air pour un même débit de liquide, et procéder de la même manière que précédemment,
- Pour s'assurer de la reproductibilité des résultats obtenus par l'analyse quantitative chromatographique, l'expérience doit être refaite plusieurs fois pour un débit de liquide et un débit de gaz donnés.

c) - Résultats expérimentaux.

La courbe d'étalonnage (figure 1.4) permet l'obtention de la composition de la phase gazeuse en CO_2 à la sortie de la colonne en fonction de l'aire du pic du chromatogramme correspondant.

L'aire interfaciale est calculée à l'aide de l'expression (86). Les résultats sont regroupés dans les tableaux (15) et (16) et représentés graphiquement sur la figure (14)

Exemple de calcul :

$P = 760$	mm Hg
$L = 6,66$	$Kg \cdot m^{-2} \cdot s^{-1}$
$G = 0,36$	$Kg \cdot m^{-2} \cdot s^{-1}$
$G_{Fi} = 12,42$	$mol \cdot m^{-2} \cdot s^{-1}$
$G_{CO_2} = 0,059$	$Kg \cdot m^{-2} \cdot s^{-1}$
$G_m = G + G_{CO_2}$	$Kg \cdot m^{-2} \cdot s^{-1}$
$G_m = 0,42$	$Kg \cdot m^{-2} \cdot s^{-1}$
$Y_e = 0,1111$	
$Y_s = 0,0661$	
$H_e = 3230$	$m^3 \cdot Pa \cdot mol^{-1}$
$K_2 = 6,89$	$m^3 \cdot mol^{-1} \cdot s^{-1}$
$C_{Bo} = 0,6$	$K \cdot mol \cdot m^{-3}$
$D_{AL} = 1,47 \cdot 10^{-9}$	$Kg \cdot m^{-1} \cdot s^{-1}$
$Z = 1,30$	m

Figure (14)
Variation des aires interfaciales
en fonction des débits de gaz et
de liquide.

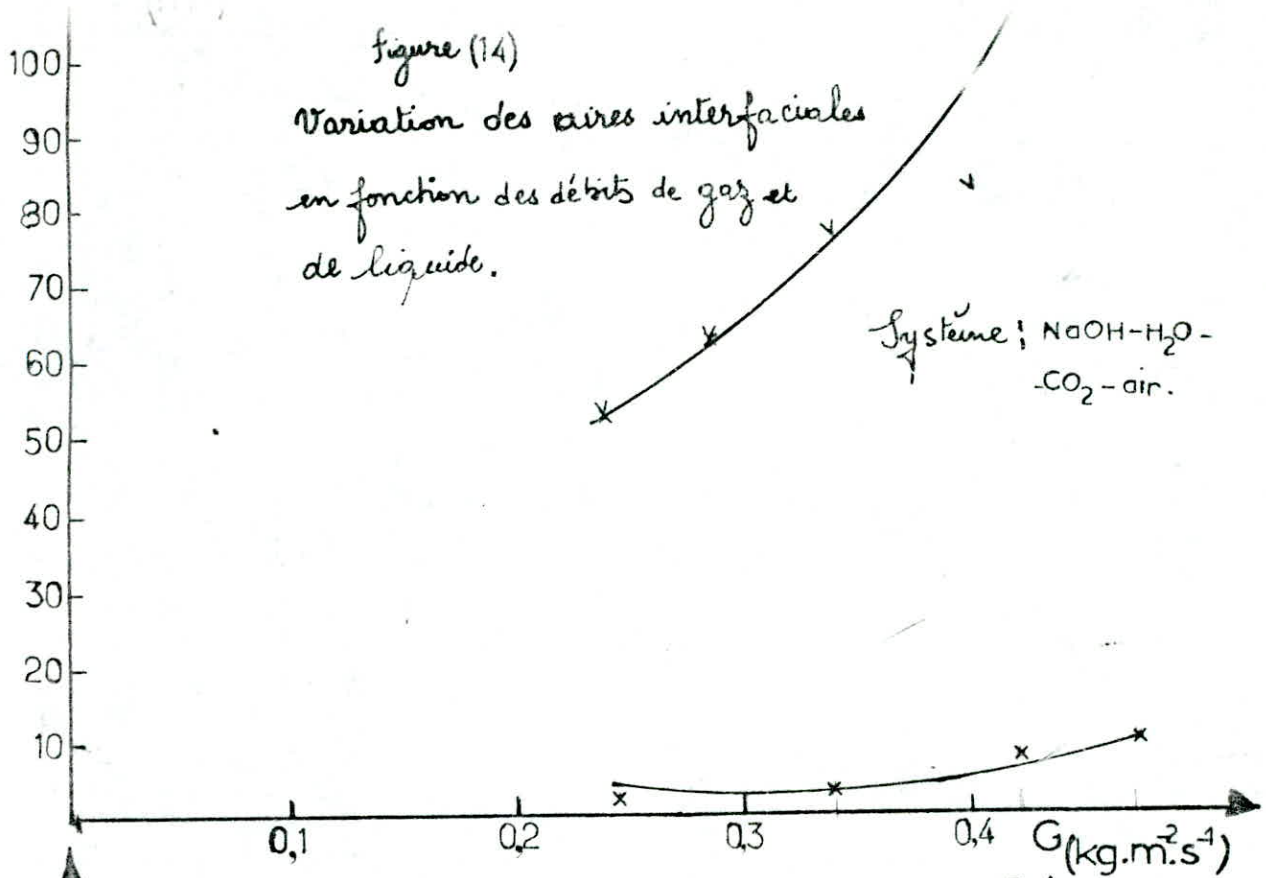


Figure (15)
Variation des aires interfaciales
en fonction des débits de gaz
et de liquide.

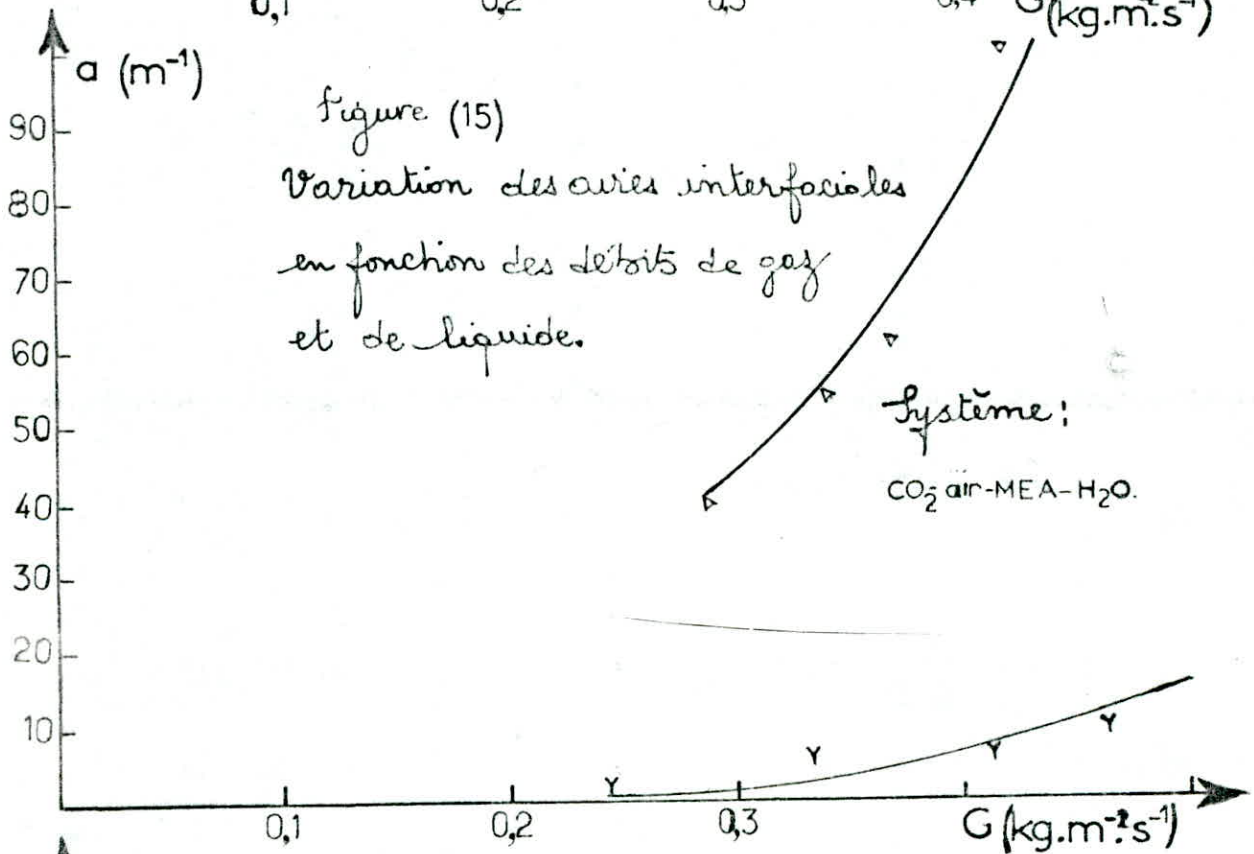
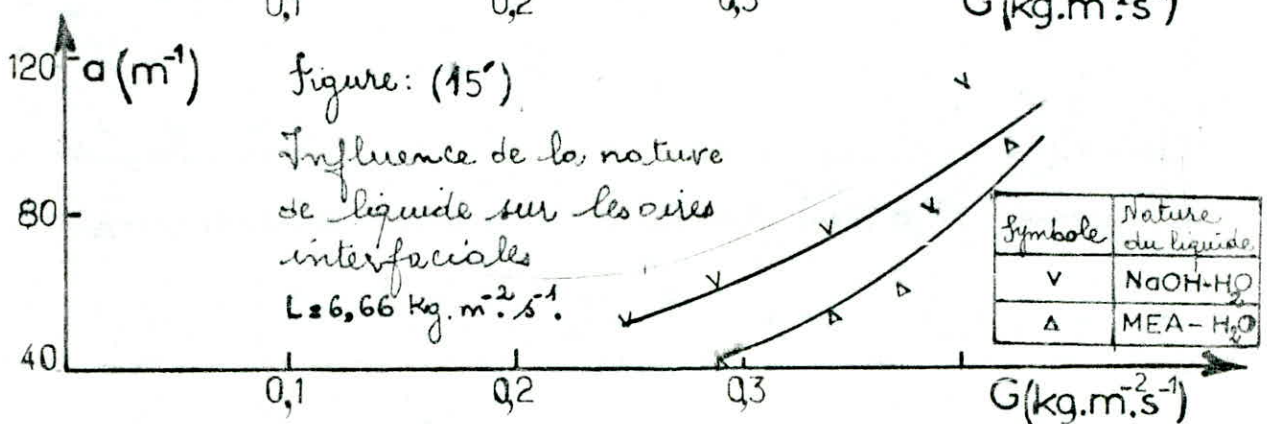


Figure: (15')
Influence de la nature
de liquide sur les aires
interfaciales
 $L \approx 6,66 \text{ Kg} \cdot m^{-2} \cdot s^{-1}$



L'application numerique donne :

$$a = 103,40 \text{ m}^{-1}.$$

Calcul d'erreur.

$$a = \frac{H_c \cdot G_M}{P Z (K_2 C_{Bo} D_{AL})^{1/2}} \left(Y_e - Y_s + \ln \frac{Y_e}{Y_s} \right)$$

$$\frac{\Delta a}{a} = \frac{G_M}{G_M} + \frac{\Delta Y_e}{Y_e} + \frac{\Delta Y_s}{Y_s} + \frac{1}{\ln \frac{Y_e}{Y_s}} \left(\frac{\Delta Y_e}{Y_e} + \frac{\Delta Y_s}{Y_s} \right) \quad (87)$$

$$G_M = 5 \cdot 10^{-3} \text{ mol} \cdot \text{s}^{-1}$$

$$\Delta Y_e = 7 \cdot 10^{-3}$$

$$\Delta Y_s = 3 \cdot 10^{-4}$$

Nous trouvons .

$$\frac{\Delta a}{a} \times 100 = 20\%$$

ou bien :

$$(103 \pm 20) \text{ m}^{-1}$$

d) - Discussion des résultats.

Les tableaux (15) et (16) regroupent les résultats expérimentaux qui permettent d'établir la figure (14) présentant la variation de l'aire interfaciale en fonction du débit gazeux, à débit de liquide constant :

($L = 1,66 \text{ Kg} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$ et $L = 6,66 \text{ Kg} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$), pour des points de fonctionnement situés au-dessus du point de charge.

Nous constatons l'augmentation nette de l'aire interfaciale en fonction du débit de gaz. Cette augmentation est d'autant plus marquée que le débit de liquide est élevé. En effet, pour de grands débits de liquide et de gaz, les interactions entre phases sont plus importantes d'où l'augmentation du taux de rétention et par conséquent, le contact gaz - liquide est favorisé. Cependant, nous remarquons que l'aire interfaciale mesurée reste toujours inférieure à l'aire géométrique de couche (a_c) puisque nous obtenons au maximum 22% de cette dernière.

e) - Comparaison avec les résultats de la littérature.

La seule étude de l'influence du débit gazeux rapportée à notre connaissance dans la littérature dans le cas d'une colonne à garnissage fonctionnant à contre courant à l'état arrosé est le diagramme de DE WAAL et MANEREN [2,28]. L'allure qualitative de nos courbes est identique au diagramme de DE WAAL et MANEREN.

Par contre plusieurs corrélations ont été proposées pour la prévision des aires interfaciales en fonction des débits de liquide. Nous avons choisi une corrélation très connue, celle de ONDA et COLL [29] et une autre plus récente, celle de ZECH et MERSMANN (1979) [11, 30] pour deux débits de liquide, $L = 1,66 \text{ Kg} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$ et $L = 6,66 \text{ Kg} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$.

* Formule de ONDA et Collaborateurs. [29] :

$$\frac{a}{a_c} = 1 - \exp \left(- 1,45 \left(\frac{L}{a_c \cdot u_L} \right)^{0,1} \left(\frac{a_c L^2}{g \cdot \rho_L^2} \right)^{-0,05} \cdot \left(\frac{L^2}{\sigma_L \rho_L a_c} \right)^{0,2} \left(\frac{c}{L} \right)^{0,75} \right) \quad (88)$$

Le domaine d'application de cette relation est défini par les conditions suivantes :

$$0,04 < \frac{L}{u_L \cdot a_c} < 500 \quad (89)$$

$$2,5 \cdot 10^{-9} < \frac{L^2 \cdot a_c}{g \cdot \rho_L^2} < 1,8 \cdot 10^{-2} \quad (90)$$

$$0,3 < \frac{\sigma_c}{\sigma_L} < 2,0 \quad (100)$$

c est la tension superficielle critique du garnissage, caractéristique du solide et est définie pour un angle de mouillage nul.

Elle est obtenue par extrapolation, à $\cos \theta = 1$, de la courbe représentant la variation du cosinus de l'angle de contact liquide - solide en fonction de la tension superficielle des solutions de liquide.

Pour un garnissage en verre, $\sigma_c = 73 \cdot 10^{-3} \text{ N} \cdot \text{m}^{-1}$ [2,31]

Les résultats sont regroupés dans le tableau (17) ci-dessous :

L $\text{Kg} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$	$\frac{L}{u_L \cdot a_c}$	$\frac{L^2 \cdot a_c}{g \cdot \rho_L^2}$	$\frac{L^2}{\sigma_L \cdot L \cdot a_c}$	$\frac{c}{L}$	$\frac{a}{a_c}$
1,66	3,08	$1,27 \cdot 10^{-3}$	$1,16 \cdot 10^{-4}$	1,40	0,41
	$a = 187,11 \text{ m}^{-1}$				
6,66	12,38	$2,04 \cdot 10^{-3}$	$1,87 \cdot 10^{-3}$	1,40	0,64
	$a = 290,78 \text{ m}^{-1}$				

Tableau (17) - Application de la corrélation de ONDA et COLL.

La corrélation de ONDA ne vérifie pas nos résultats, dont les valeurs sont comprises entre 4 et 15 m⁻¹ pour L = 1,66 kg . m⁻² . s⁻¹ et entre 50 et 115 m⁻¹ pour L = 6,66 Kg . m⁻² . s⁻¹.

La nature du matériau utilisé, l'absence de référence à un débit gazeux, la différence des systèmes chimiques utilisés peuvent expliquer éventuellement ces écarts.

* Formule de ZECH et MERSMANN (11,30)

Ces auteurs ont proposé cette corrélation en 1979, en assimilant le garnissage à un ensemble de cylindres creux, parallèles ayant la même aire spécifique de couche et la même porosité que le garnissage. La corrélation est donnée par la formule :

$$\frac{a}{a_c} = K \cdot R_e^{1/2} \cdot \left(\frac{W_e}{F_r} \right)^{0,45} \cdot (d \cdot a_c)^{1/2} \quad (89)$$

où K est une constante qui dépend de la forme géométrique du garnissage.

Pour les anneaux Rashig $K = 0,0155$ [11]

R_e : nombre de Reynolds :

$$R_e = \frac{L}{\mu \cdot a_c} \quad (90)$$

$$W_e : \text{nombre de Weber} = \frac{L^2}{\sigma_L \rho_L a_c} \quad (91)$$

$$F_r : \text{nombre de Froude} = \frac{a_c L^2}{g \rho_L^2} \quad (92)$$

$$\frac{W_e}{F_r} = \frac{\rho_L \cdot g \cdot d^2}{\sigma_L} \quad (93)$$

Les résultats sont regroupés dans le tableau (18).

L _{Kg.m⁻².s⁻¹}	R ₀	$\frac{W_e}{F_r}$	$\frac{a}{a_c}$
1,66	3,08	15,71	0,19
			$a = 86,43 \text{ m}^{-1}$
6,66	12,26	15,71	0,38
			$a = 172,44 \text{ m}^{-1}$

Tableau (18) - Application de la corrélation de ZECH et MERSMANN [11]

Nous remarquons que la corrélation de ONDA et COLL donnent des valeurs des aires interfaciales plus élevées que celle de ZECH et MERSMANN. Cette dernière concorde avec nos résultats pour de grands débits liquides à 40% près.

2.2. 1 - 2. Détermination de l'aire interfaciale par la méthode d'absorption du dioxyde de carbone dilué dans l'air par une solution aqueuse de monoéthanolamine.

a) - Principe de détermination.

Il est identique à celui utilisé pour le système $\text{CO}_2 - \text{Na OH}$ dans la mesure où la réaction mise en oeuvre est également rapide du pseudo-premier ordre. La vérification du régime de réaction rapide de pseudo-premier ordre est difficile à obtenir par application des conditions citées dans le chapitre (1.2.). Nous avons utilisé la méthode de BRIAN et COLL. [5], qui ont calculé le facteur d'accélération instantanée comme :

$$E_i = \frac{C_{Bo}}{z \cdot C_A^*} \quad (94)$$

au lieu de :

$$E_i = \sqrt{\frac{D_{AL}}{D_{BL}}} + \sqrt{\frac{D_{BL}}{D_{AL}}} \cdot \frac{C_{Bo}}{z C_A^*} \quad (\text{modèle de HIGBIE})$$

et de :

$$E_i = 1 + \frac{D_{AL}}{D_{BL}} \cdot \frac{C_{Bo}}{z \cdot C_A^*} \quad (\text{modèle du film})$$

Nous avons travaillé avec la concentration $C_{Bo} = 0,15 \text{ K mol} \cdot \text{m}^{-3}$ qui vérifient les conditions de BRIAN et COLL., et nous avons vérifié que la réaction est du pseudo-premier ordre par dosage en milieu aqueux. Nous prenons un échantillon du produit de réaction de quelques cm^3 et nous ajoutons approximativement 100 cm^3 d'eau ce qui fait déplacer toute l'amine vers la phase aqueuse dans laquelle nous effectuons le dosage avec une solution standard d'acide chlorhydrique 1 N. Les résultats de vérification des conditions de réaction rapide de pseudo-premier ordre sont regroupés dans tableaux (19).

. Les calculs des données physico-chimiques sont détaillés en annexe.

. Le mode opératoire et le procédé de calcul sont les mêmes que pour le système $\text{Na OH} - \text{CO}_2$.

b) - Résultats expérimentaux.

Les résultats obtenus sont donnés dans les tableaux (20) et (21), et rapportés sur la figure (15) présentant la variation de l'aire interfaciale en fonction du débit gazeux, à débit de liquide constant ($L = 1,66 \text{ Kg} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$ et $L = 6,66 \text{ Kg} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$) pour des points de fonctionnement situés au-dessus du point de charge.

Système : CO_2 - Air - Na OH - H_2O .

L	1,66				$\text{Kg} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$
G_m	7,24	10,20	12,40	13,79	$\text{mol} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$
G	0,21	0,29	0,36	0,4	$\text{kg} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$
G_{CO_2}	0,037	0,048	0,059	0,067	$\text{kg} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$
Y_e	11,11	11,11	11,11	11,11	%
Y_s	11,00	10,98	10,85	10,77	%
a	1,60	2,69	6,70	9,78	m^{-1}
$\frac{\Delta a}{a}$	28	21	21	21	%

Tableau - variation de l'aire interfaciale en fonction du débit gazeux à :
 $L = 1,66 \text{ Kg} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$.

L	6,66					$\text{Kg} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{s}^{-1}$
G_m	7,24	8,62	10,00	11,03	12,41	$\text{mol} \cdot \text{s}^{-1}$
G	0,21	0,25	0,29	0,32	0,36	$\text{kg} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$
G_{CO_2}	0,037	0,042	0,048	0,054	0,059	$\text{kg} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$
Y_e	11,11	11,11	11,11	11,11	11,11	%
Y_s	8,11	8,10	8,05	8,00	7,38	%
a	51,31	61,33	72,53	81,52	113,88	m^{-1}
$\frac{\Delta a}{a}$	27	26	26	26	20	%

c) - Discussion des résultats.

L'évolution qualitative de l'aire interfaciale avec les débits est identique à celle observée avec le système $\text{CO}_2 - \text{Na OH}$.

d) - Comparaison avec les résultats de la littérature.

L'allure des courbes représentant l'influence du débit gazeux dans l'aire interfaciale est la même que celle du diagramme de DE WALL et HAMEREN [5,28].

Pour ce qui est de l'influence des débits de liquide, vérifions les corrélations déjà appliquées pour le système $\text{Na OH} - \text{CO}_2$.

* Formule de ONDA et collaborateurs.

$$\frac{a}{a_c} = 1 - \exp \left(-1,45 \left(\frac{L}{a_c \mu_L} \right)^{0,1} \cdot \left(\frac{a_c}{g} \right)^{-0,05} \cdot \left(\frac{L^2}{\sigma_L \rho_L a_c} \right)^{0,2} \cdot \left(\frac{\sigma_c}{\sigma_L} \right)^{0,75} \right)$$

Les résultats sont reportés dans le tableau (22).

$L_{kg} \cdot m^{-2} \cdot s^{-1}$	$\frac{L}{u_L \cdot a_c}$	$\frac{L^2 \cdot a_c}{g \cdot 2 \cdot L}$	$\frac{L^2}{L \cdot L \cdot a_c}$	$\frac{c}{L}$	$\frac{a}{a_c}$
1,66	3,65	$1,27 \cdot 10^{-4}$	$1,10 \cdot 10^{-4}$	1,32	0,40
	$a = 181,81 \text{ m}^{-1}$				
6,66	14,28	$2,04 \cdot 10^{-3}$	$1,78 \cdot 10^{-3}$	1,32	0,59
	$a = 267 \text{ m}^{-1}$				

Tableau (22) - Application de la corrélation de ONDA et collaborateur.

Nos résultats divergent de ceux trouvés par la corrélation de ONDA et COLL. pour les mêmes raisons citées pour le système $\text{Na OH} - \text{CO}_2$.

* Formule de ZECH et MERSMANN [11,30]

$$\frac{a}{a_c} = K \cdot R_e^{1/2} \cdot \left(\frac{W_e}{F_r} \right)^{0,45} \cdot (d \cdot a_c)^{1/2}$$

avec $K = 0,0155$.

Les résultats des calculs figurent dans le tableau (23).

Système CO₂ - air - MEA - eau.

$L_e \cdot m^{-2} \cdot s^{-1}$	R_e	$\frac{W_e}{F_r}$	$\frac{a}{a_c}$
1,66	3,56	14,89	0,19
	$a = 86,43 \text{ m}^{-1}$		
6,66	14,30	14,89	0,40
	$a = 181,79 \text{ m}^{-1}$		

Tableau (23) - Application de la corrélation de ZECH et MERSMANN.

Nos résultats peuvent être corrélés par la relation de ZECH et MERSMANN pour de grands débits de liquide à 45%.

2.2. 1 - 3. Comparaison et discussion des résultats obtenus pour les deux systèmes chimiques employés.

Nous avons porté sur la figure (15') une comparaison des résultats d'aires interfaciales obtenus à l'aide de solution de (NaOH - 0,6 Km³) et de (MEA - 0,15 Km³) dans le même garnissage d'anneaux Rashig.

Nous constatons que les aires interfaciales augmentent avec l'augmentation des débits gazeux et liquides.

A débit de gaz et de liquide identiques, la valeur de l'aire interfaciale est plus forte pour le système Na OH - H₂O que pour le système MEA - H₂O. Cette constatation peut être interprétée par le caractère moussant de la soude surtout, aux grands débits de liquide, qui augmentent le degré de mouillabilité du garnissage (fonction de la tension superficielle) et du taux de mouillage (fonction du débit liquide et dans une moindre mesure du débit gazeux).

Cependant, nous pouvons dire que les écarts obtenus sont peu importants puisque les écoulements sur les anneaux Rashig sont à faible interaction quelque soit le liquide utilisé.

2.2. 2. Détermination du produit " $K_L \cdot a$ " par absorption avec réaction chimique en régime de réaction lente.

2.2. 2 - 1. Principe de détermination.

Nous avons indiqué dans le chapitre (1.2.3.) qu'il est possible de déterminer le produit " $K_L \cdot a$ " par absorption avec réaction chimique en présence de réaction lente. Nous avons vu que ce régime réactionnel est obtenu si les conditions suivantes sont vérifiées :

$$H_a^2 \ll 1 \quad (\text{condition de non réaction dans le film liquide})$$

$$B_L \cdot K_{mn} \cdot C_{Bo}^n \gg K_L \cdot a \quad (\text{condition de concentration nulle au sein du liquide})$$

Dans ce cas, le produit " $K_L \cdot a$ " est exprimé par l'équation (67) :

$$K_L \cdot a = \frac{\bar{\Phi}}{C_A^*} \quad (67)$$

Le bilan différentiel, exprimé par rapport au dioxyde de carbone, dans un élément de garnissage de hauteur dz s'écrit :

$$G_M \cdot dY = \bar{\Phi} \cdot dz = K_L \cdot a \cdot C_A^* \cdot dz \quad (95)$$

de l'équation (84) :

$$C_A^* = \frac{P}{H_o} \cdot \frac{Y}{Y+1}$$

Remplaçons C_A^* par son expression dans l'équation (95).

$$G_M \cdot \left(1 + \frac{1}{Y}\right) dY = \frac{P \cdot a}{H_o} dz \quad (96)$$

L'intégration de cette équation entre les deux extrémités du garnissage permet d'exprimer le produit " $K_L \cdot a$ " comme :

$$K_L \cdot a = \frac{G_M \cdot H_o}{P \cdot Z} \left(Y_o - Y_s + \ln \frac{Y_e}{Y_s} \right) \quad (97)$$

Connaissant le débit molaire de gaz inerte, G_M , les compositions molaires de la phase gazeuse en CO_2 à l'entrée et à la sortie de la colonne, la hauteur du garnissage, il est possible de déterminer la valeur de " $K_L \cdot a$ ".

2.2. 2 - 2. Mode opératoire.

Le système réactionnel utilisé est une solution aqueuse de carbonate et de bicarbonate de sodium, et du dioxyde de carbone dilué dans l'air en présence de l'hypochlorite de sodium utilisé comme catalyseur.

Les concentrations en carbonate et en bicarbonate sont respectivement $0,600 \text{ mol} \cdot \text{m}^{-3}$ et $0,200 \text{ mol} \cdot \text{m}^{-3}$.

Le choix de la concentration en hypochlorite de sodium est tel que les conditions en régime de réaction lente soient vérifiées.

La condition de non réaction dans le film liquide s'écrit :

$$H_a^2 \ll 1.$$

La réaction utilisée étant d'ordre un (le mécanisme réactionnel est donné en annexe ()), le nombre de Hatta, H_a , s'écrit (équation 34) :

$$H_a = \frac{\sqrt{D_{AL} \cdot K_1}}{K_L}$$

La constante cinétique K_1 est calculée par l'expression de DANCKWERTS et Coll [68]

$$K_1 = 1,5 + 2,7 C_{\text{NaClO}} \quad A^{-1} \quad (3.17)$$

pour $T = 293 \text{ K}$.

d'où :

$$D_{AL} \cdot (1,5 + 2,7 C_{\text{NaClO}}) \ll K_L^2$$

Soit :

$$C_{\text{NaClO}} \ll \left(\frac{K_L^2}{D_{AL}} - 1,5 \right) \cdot \frac{1}{2,7} \quad (96)$$

A priori, nous ne connaissons pas la valeur de K_L , nous avons pris la plus faible valeur donnée par la littérature à savoir $K_L = 4 \cdot 10^{-4} \text{ s}^{-1}$ [2]

Le coefficient de diffusion D_{AL} est calculé par la relation :

$$D_{AL} = 2,35 \cdot 10^{-29} \cdot T_L^8 \quad \text{m}^2 \cdot \text{s}^{-1}$$

avec $281 < T_L < 308 \text{ K}$

Pour $T = 293 \text{ K}$.

$$D_{AL} = 1,28 \cdot 10^{-9} \text{ m}^2 \cdot \text{s}^{-1}.$$

d'où :

$$C_{\text{NaClO}} \ll 0,046 \cdot \text{kmol} \cdot \text{m}^{-3}$$

Nous avons choisi une concentration

$$C_{\text{NaClO}} = 0,020 \text{ kmol} \cdot \text{m}^{-3}$$

Par manque de l'hypochlorite de sodium (NaClO), nous avons utilisé de l'eau de javel

à 12% (pourcentage massique), de densité égale à $1\,066,9 \text{ Kg} \cdot \text{m}^{-3}$.

Une autre condition importante est de s'assurer que la résistance en phase gazeuse est nulle. La vérification est indiquée dans l'annexe (2).

Le mode de manipulation est identique à celui utilisé pour la détermination des aires interfaciales, puisque nous avons étudié les variations du produit " $K_L \cdot a$ " en fonction des débits gazeux et liquides.

2.2. 2 - 3. Résultats expérimentaux.

Nous avons étudié l'évolution des valeurs du produit " $K_L \cdot a$ " en fonction des débits de gaz, à débit liquide constant.

Les débits de gaz sont situés en zone de charge, variant entre $0,21 \text{ Kg} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$ et $0,40 \text{ Kg} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$ suivant le débit de liquide fixé.

D'autre part, nous avons mis en évidence l'influence du débit de liquide à débit gazeux constant.

Le débit de gaz est choisi égal à $0,29 \text{ Kg} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$ et les débits de liquide varient entre $1,66 \text{ Kg} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$ et $6,66 \text{ Kg} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$.

Les résultats expérimentaux sont regroupés dans les tableaux (24), (25) et (26) et sont représentés graphiquement sur les figures (16) et (17).

2.2. 2 - 4. Discussion.

La figure (16) représentant la variation du produit " $K_L \cdot a$ " en fonction des débits de liquide et de gaz permet de conclure qu'à un débit de liquide constant le produit $K_L \cdot a$ augmente avec le débit gazeux et vice versa.

2.2. 2 - 5. Comparaison avec la littérature.

La littérature offre un grand nombre de corrélations permettant la prévision du produit " $K_L \cdot a$ " en fonction du débit liquide. Nous avons choisi celle de Sherwood et Holloway (1940), celle de Bolles et Fair (1982) et celle de Mohunta et Coll. (1969).

* Application de la corrélation de Sherwood : $\boxed{11}$

$$K_L \cdot a = D_{AL} \cdot \alpha \cdot \left(\frac{L}{\mu} \right)^{1-n} \left(\frac{\mu}{\rho_L \cdot D_{AL}} \right)^{0,5}$$

Pour des anneaux Rashig de diamètre nomi $d = 12,7 \text{ mm}$;
 $n = 0,35$ et $\alpha = 280$.

Les propriétés physiques sont regroupées dans le tableau (6).

Les résultats sont donnés dans le tableau (26) et présentés graphiquement sur la figure (17)

* Application de la corrélation de Bolles et Fair [11] :

$$k_L a = \alpha \cdot D_{AL} \cdot \left(\frac{L}{\mu} \right)^{1-n} \left(\frac{\mu}{\rho_L \cdot D_{AL}} \right)^{0,5}$$

avec $H_L = \frac{1}{\alpha} \cdot \left(\frac{L}{\mu} \right)^n \left(\frac{\mu}{\rho_L \cdot D_{AL}} \right)^{0,5}$

où H_L est la hauteur d'unité de transfert.

En substituant H_L dans () il vient que :

$$k_L a = \frac{L}{H_L \cdot \rho_L}$$

Bolles et Fair expriment H_L en fonction des grandeurs adimensionnelles :

$$H_L = \phi \cdot Sc^{1/2} \cdot C_{FL} \cdot \left(\frac{Z}{3,05} \right)^{0,15}$$

avec ϕ : paramètre caractéristique du garnissage et donné en fonction du débit liquide L par le diagramme 5 dans l'annexe.

C_{FL} est donné par le diagramme 6 dans l'annexe.

S_c est le nombre de Schmidt : $S_c = \frac{\mu}{\rho_L \cdot D_{AL}}$

F_r est le nombre de Froud : $F_r = \frac{L^2 \cdot 2c}{\rho_L^2 \cdot g}$

Z est la hauteur du garnissage.

L	1,66	2,50	3,42	5	6,66	$\text{kg} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$
$Fr \cdot 10^3$	0,44	0,99	1,87	3,99	7,08	
Sc	965,75	965,75	965,75	965,75	965,75	
C_{FL}	1	1	1	1	1	
$\phi \cdot 10^3$	11	12	14	18	21	
H_L	0,30	0,33	0,38	0,49	0,58	

Connaissant H_L en fonction de L , nous pouvons calculer $k_L \cdot a$.

Les résultats sont regroupés dans le tableau (26) et représentés graphiquement sur la figure (17).

* Application de la corrélation de Mohunta et Coll. [11] :

$$k_L \cdot a = 0,025 \left(\frac{\mu_L \cdot a_c}{\rho_L \cdot g} \right)^{-2/3} \left(\frac{\mu_L}{\rho_L \cdot g} \right)^{-1/3} \left(\frac{\mu_L \cdot L^3 \cdot a_c^3}{\rho_L^4 \cdot g^2} \right)^{1/4} \left(\frac{\mu_L}{\rho_L \cdot D_{AL}} \right)^{-1/2}$$

Les valeurs de a_c , ρ_L , μ_L , sont données dans le tableau (6).

D_{AL} est calculé par la formule donnée dans le tableau (3.1) dans l'annexe.

Conclusion.

La figure (17) montre que nos résultats concordent avec la corrélation de Bolles et faire. Toutefois, la divergence constatée peut être due au fait que ces auteurs ne tiennent pas compte du débit de gaz d'une part, et d'autre part parce qu'elles étaient déterminées sur le système eau - gaz.

L	1,66			$\text{Kg} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$
G_m	7,24	11,03	13,79	$\text{mol} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$
G	0,21	0,32	0,40	$\text{Kg} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$
G_{CO_2}	0,037	0,054	0,059	$\text{Kg} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$
Y_e	11,11	11,11	11,11	%
Y_s	11,00	10,98	10,96	%
$k_L a \cdot 10^3$	2,41	4,35	6,28	m^{-1}
$\Delta k_L a$	18	19	19	%
$k_L a$				

Tableau (24) Variation du produit $k_L a$ en fonction du débit gazeux à :
 $L = 1,66 \text{ Kg} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$.

L	6,66			$\text{Kg} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$
G_m	8,62	10	12,42	$\text{mol} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$
G	0,21	0,29	0,36	$\text{Kg} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$
G_{CO_2}	0,037	0,048	0,059	$\text{Kg} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$
y_e	11,11	11,11	11,11	%
y_s	10,80	10,79	10,79	%
$k_L a \cdot \text{h}^3$	8,17	9,78	12,15	s^{-1}
$\Delta k_L a$	20	20	21	%
$k_L a$				

Tableau (25) variation du produit " $k_L a$ " à $L = 6,66 \text{ Kg} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$.

G	0,29			$\text{Kg. m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$
G_{CO_2}		0,048		$\text{Kg. m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$
L	1,66	3,42	6,66	$\text{Kg. m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$
Y_G	11,11	11,11	11,11	%
Y_S	10,87	10,83	10,81	%
$10^3 k_L a$	7,31	8,55	9,17	s^{-1}
$\frac{k_L a}{k_L a}$	20	20	21	%
$k_L a$				

Tableau - variation du produit " $k_L a$ " en fonction du débit ~~gazeux~~ ^{liquide} :

$$L = \underline{\underline{6,66 \text{ Kg}^{-2}}}. \text{s}^{-1}.$$

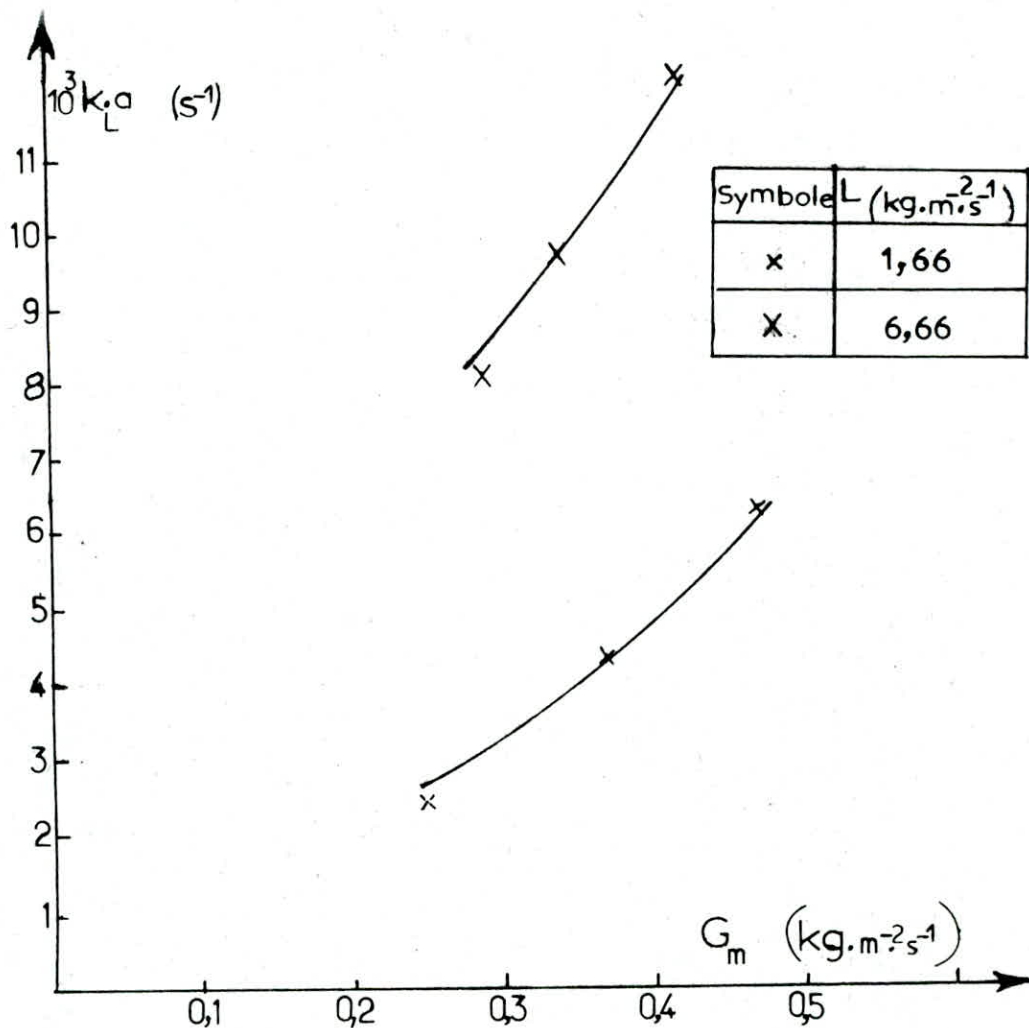


Figure (16) - Influence du débit de gaz et de liquide sur le produit " $k_L a$ ".

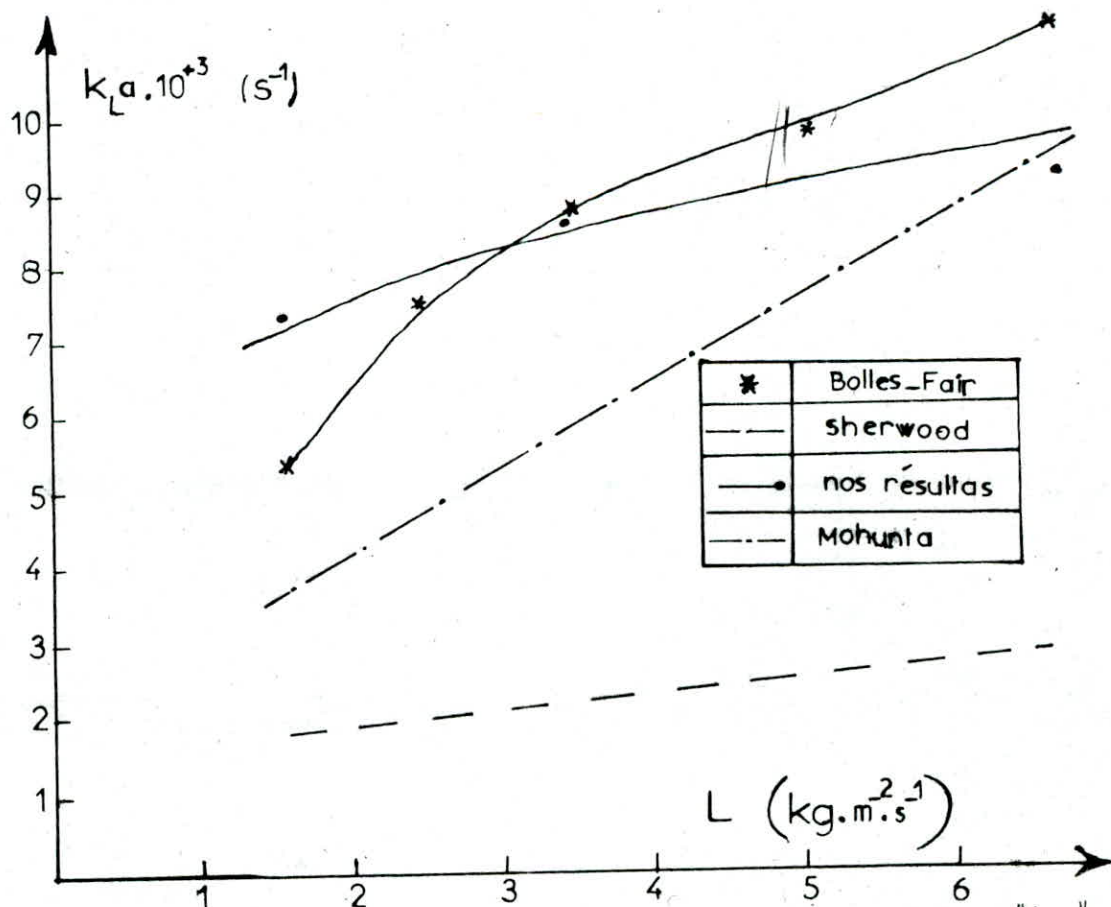


Figure (17) - Influence du débit liquide sur le produit " $k_L a$ ".

G	0,29					$\text{Kg.m}^{-2}.\text{s}^{-1}$
G_{CO_2}	0,048					$\text{Kg.m}^{-2}.\text{s}^{-1}$
L	1,66	3,42	6,66	2,50	5,00	$\text{Kg.m}^{-2}.\text{s}^{-1}$
$10^3 k_L a$ Sherwood et Coll.	1,68	1,89	2,93			s^{-1}
$10^3 k_L a$ Mohunta et Coll.	3,38	5,81	9,58			
$10^3 k_L a$ Bolles et Fair	5,35	8,70	9,82	8,60	9,82	
$10^3 k_L a$ nos résultats	7,31	8,55	9,17			

Tableau - Comparaison des résultats expérimentaux du produit " $k_L \cdot a$ " avec la littérature

/// CONCLUSION GENERALE.
-o-o-o-o-o-o-o-o-o-

L'étude hydrodynamique a porté essentiellement sur un garnissage de type anneaux Rashig. en verre 10,5 X 10,5 X 1,35 sur une hauteur de 1,30 m et trois systèmes liquides : Na OH - eau, MEA - eau et $K_2 CO_3$ - Na H CO_3 eau couvrant les propriétés physico-chimiques suivantes :

$$1\ 000,75 \leq \rho_L \leq 1\ 034,10 \quad \text{Kg} \cdot \text{m}^{-3}.$$

$$1,03 \cdot 10^{-3} \leq \mu_L \leq 1,31 \cdot 10^{-3} \quad \text{Kg} \cdot \text{m}^{-1} \cdot \text{s}^{-1}.$$

$$0,53 \cdot 10^{-3} \leq \sigma_L \leq 0,55 \cdot 10^{-3} \quad \text{N} \cdot \text{m}^{-1}.$$

Nous avons donné les pertes de pression des écoulements monophasiques et diphasiques de gaz et de liquide et avons défini les zones de fonctionnement de la colonne, et avons déduit que la zone sous le point de charge est obtenue pour :

$0 < G < 0,16 \text{ Kg} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$ et la zone de charge est située entre $G = 0,16 \text{ Kg} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$ et $G = 0,45 \text{ Kg} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$ et au delà, c'est l'engorgement.

Les résultats obtenus, ont été comparés à ceux de la littérature. Nous avons constaté que les corrélations proposées par la littérature ne répondent pas à la forme et les dimensions de notre colonne et notre garnissage. Nous avons donné une corrélation de calcul de perte de charge sous le point de charge :

$$\frac{\Delta P}{Z} = 0,0343 \cdot 10^{0,171} \sqrt{L} \cdot G^{1,25}$$

valable pour : $0,11 \leq G \leq 0,16 \quad \text{Kg} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$

et $0 < L \leq 7,68 \quad \text{Kg} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}.$

L'étude du transfert de matière a porté principalement sur la détermination des paramètres interfaciaux et des coefficients de transfert de contact gaz - liquide.

En premier lieu, nous avons déterminé les aires interfaciales de contact gaz- liquide pour deux réactifs Na OH et MEA en milieu aqueux sur les anneaux Rashig en verre.

Nous avons remarqué l'analogie profonde entre les courbes représentant les pertes de charge par unité de longueur du garnissage $\frac{\Delta H}{Z}$ et les aires interfaciales

en fonction des débits fluides.

Ainsi, pour des débits liquides variant entre $1,66 \text{ Kg} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$ et $6,68 \text{ Kg} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$ et des débits gazeux compris entre $0,21 \text{ Kg} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$ et $0,40 \text{ Kg} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$; les aires interfaciales de contact gaz - liquide sont comprises entre 3 et 115 m^{-1} .

Nous avons ensuite déterminé le coefficient volumique de transfert de matière $k_L a$, côté liquide, en milieu aqueux de NaHCO_3 et Na_2CO_3 .

Nous avons déduit que le produit $k_L a$ est une fonction croissante de débit de liquides et gazeux. Les valeurs de $k_L a$, dans les conditions précitées varient entre $3 \cdot 10^{-3}$ et $13 \cdot 10^{-3} \text{ s}^{-1}$.

N O M E N C L A T U R E .

-o-o-o-o-o-o-o-o-o-o-

a	aire interfaciale	m^{-1}
a_c	aire spécifique de couche	m^{-1}
a_e	aire spécifique externe d'anneau plein	m^{-1}
a_p	aire spécifique de particule	m^{-1}
B	réactif liquide	
C	constante caractéristique de garnissage	
C_A	concentration en gaz A dissous au sein du liquide	$mol \cdot m^{-3}$
C_A^*	concentration en gaz A à l'interface	$mol \cdot m^{-3}$
C_{Ae}	concentration en gaz A en équilibre avec le gaz	$mol \cdot m^{-3}$
d	diamètre nominal de l'anneau Rashig	m
d_e	diamètre extérieur de l'anneau Rashig	m
d_i	diamètre intérieur de l'anneau Rashig	m
D_{AL}	diffusivité du gaz A dans le liquide	$Kg \cdot m^{-1} \cdot s^{-1}$
D_{BL}	diffusivité du réactif B dans le liquide	$Kg \cdot m^{-1} \cdot s^{-1}$
e	épaisseur de l'anneau Rashig	m
E	facteur d'accélération	
E_i	facteur d'accélération instantanée	
F	Caractéristique de l'anneau Rashig	
g	accélération de pesanteur	
G	débit de gaz massique spécifique de gaz inerte	$Kg \cdot m^{-2} \cdot s^{-1}$
G_{CO_2}	débit massique spécifique du gaz CO_2	$Kg \cdot m^{-2} \cdot s^{-1}$
G_m	débit massique spécifique total de l'inerte et du CO_2	$Kg \cdot m^{-2} \cdot s^{-1}$
G_V	débit volumique de gaz	$N \cdot m^3 \cdot s$
G_E	débit maximal d'engorgement	$Kg \cdot m^{-2} \cdot s^{-1}$
h	hauteur d'un anneau Rashig	m
H	le critère de Hatta	
H_c	constante de Henry	$Pa \cdot m^3 \cdot mol^{-1}$
k_L	conductance partielle de transfert de matière en phase liquide.	

k_G	conductance partielle de transfert de matière en phase gazeuse	
K_L	conductance globale de transfert de matière en phase liquide	
K_G	conductance globale de transfert de matière en phase gazeuse	
$k_{n, n}$	constante de la vitesse de réaction d'ordre m et n	
L	débit de liquide massique spécifique	$\text{Kg} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$
L_V	débit volumique de liquide	$\text{m}^3 \cdot \text{s}^{-1}$
p_A	pression partielle du gaz A	
p_i	pression partielle du gaz A à l'interface	
P	pression totale	$\text{N} \cdot \text{m}^{-2}$
r	vitesse de réaction	
s	fréquence de renouvellement de particules dans le film	s^{-1}
t	temps	s
T	température	K
u	variable	
u_G	vitesse du gaz	$\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$
V	volume total de la colonne	m^3
X	fraction molaire du réactif dans le solvant	
y_e, y_s	fractions molaires de CO_2 à l'entrée et à la sortie du réacteur	
Y_e, Y_s	fractions molaires du gaz A dans l'inerte	
Z	hauteur du garnissage	
z	coefficient stoechiométrique du réactif B	

- Signes Grecs -

α	constante de LWA	
β	taux de rétention total	
β_c	taux de rétention capillaire	
β_{nc}	taux de rétention non capillaire	
δ_L	épaisseur du film liquide	m
δ_G	épaisseur du film gazeux	m
Φ	flux total de transfert de matière	$\text{mol} \cdot \text{s}^{-1}$
Ψ	flux spécifique de transfert de matière	$\text{mol} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$
ϕ	constante de Bolles et Fair	

i_c	flux spécifique instantané de transfert de matière	
μ_G	viscosité de l'air	$\text{kg} \cdot \text{m}^{-1} \cdot \text{s}^{-1}$
μ_L	viscosité du liquide	$\text{Kg} \cdot \text{m}^{-1} \cdot \text{s}^{-1}$
$\psi(e)$	fonction de distribution d'âge interfacial	
ρ_G	densité de l'air	$\text{Kg} \cdot \text{m}^{-3}$
ρ_L	densité du liquide	$\text{Kg} \cdot \text{m}^{-3}$
τ	temps de contact	s
Ω	section d'une colonne à garnissage	m^2

ANNEXE - 1 -

Etalonnage des débitmètres de fluide et la réponse du chromatographe.

1. 1. Etalonnage du débitmètre de liquide.

Le procédé d'étalonnage adopté est le suivant :

. Isoler le circuit formé du bac d'alimentation (8), de la pompe (9) et du débitmètre (10).

. Fixer la position du flotteur et mesurer le volume V de liquide recueilli pendant le temps t.

Le débit volumique sera $L_V = \frac{V}{t}$

Les résultats d'étalonnage sont donnés dans le tableau ci-dessous et sont représentés graphiquement sur la figure (1.1).

Position du flotteur	t (s)			V . 10 ⁶ (m ³)			Débit moyen L _V (m ³ . s ⁻¹)
20	30	30	30	275	310	265,5	9,42
30	30	30	30	339	339	339	11,83
40	30	30	30	462,5	462,5	460	15,21
50	30	30	30	565	570		18,92
60	30	30	30	685	705	672	22,91
70	30	30	30	792	792	792	26,40
80	30	30	30	910	910	910	30,33
90	30	30	30	1045	1045	1045	34,83

Tableau (1. 1) - résultats d'étalonnage du débitmètre de liquide.

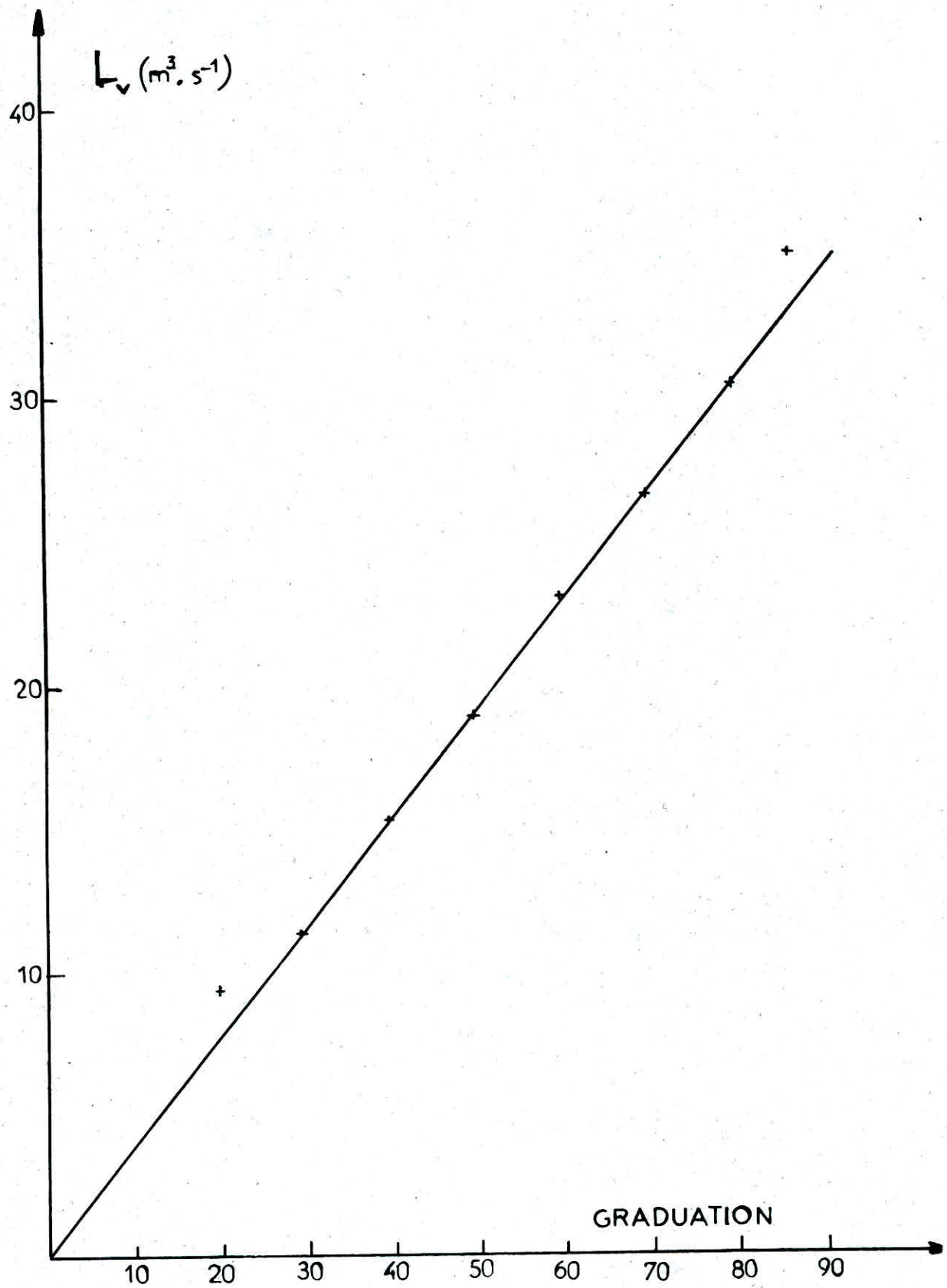


Figure (1.1) _Etalonnage du débitmètre
de liquide

1. 2. Etalonnage du débitmètre d'air.

Le procédé adopté est le suivant :

- Réaliser le circuit formé du compresseur d'air (5), du détendeur (6), du débitmètre (7) et du compteur à gaz (4) relié au système au point P_1 (fig. 18).
- Fixer une graduation et noter le débit ΔV pendant le temps Δt .

Le débit sera donc : $G_V = \frac{V}{t}$

Les résultats sont regroupés dans le tableau (1.2) et représentés sur la figure (1.2). Le débit volumique est exprimé dans les conditions normales de pression et de température (760 mm Hg et 273 K).

Position du flotteur	5	7	8	9	10	12	13	14	15	18	20	21	22	24
G_V (N.m ³ .h ⁻¹)	1,05	1,9	2,15	2,47	3,09	3,81	3,81	3,60	3,75	4,45	5	5,35	5,5	5,8

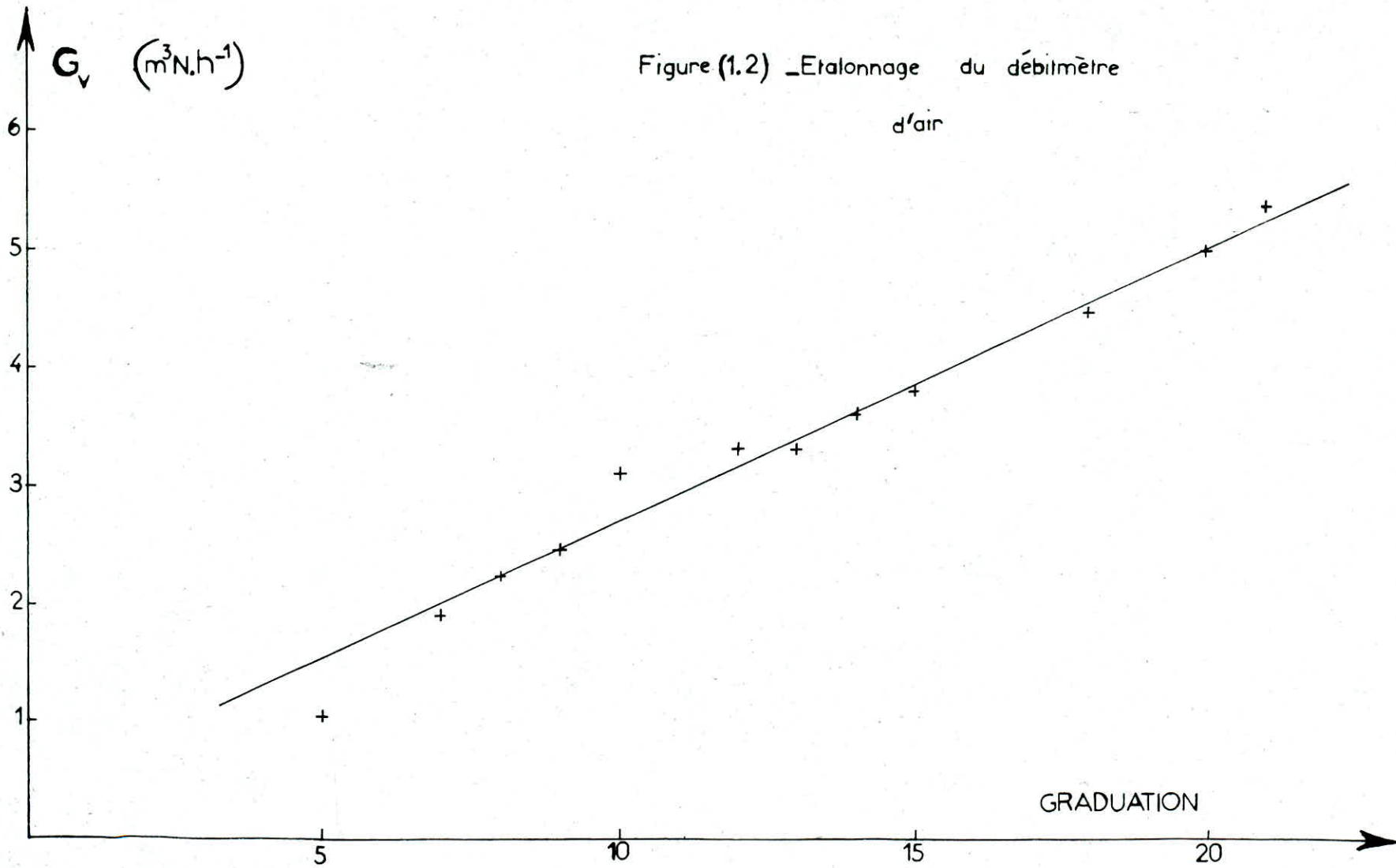


Figure (1.2) - Etalonnage du débitmètre d'air

1. 3. Etalonnage de l'orifice d'émission du gaz carbonique dans le circuit.

Le circuit utilisé est présenté sur la figure (18).

Le mode d'étalonnage est le suivant :

- Laisser passer le gaz carbonique de la bouteille à gaz (1) qui provoque une dénivellation ΔH_e dans le manomètre à eau.
- Noter la dénivellation ΔH_e et le débit de gaz carbonique G_{Co_2} correspondant à l'aide du compteur à gaz (4).

La courbe d'étalonnage sera représenté par $\ln G_{Co_2}$ en fonction de $\ln H_e$ fig (1.3)

H_e mm eau	G_{Co_2} (N e/h)	$\ln \Delta H_e$	$\ln G_{Co_2}$
2,7	200,34	1	5,30
3,00	270,43	1,1	5,6
4,48	365,04	1,5	5,9
32	581,94	3,47	6,37
61	691,92	4,11	6,54
102	749,58	4,65	6,62
220	1210,85	5,39	7,099
360	1441,5	5,88	7,27
435	1 6,82	6,08	7,35

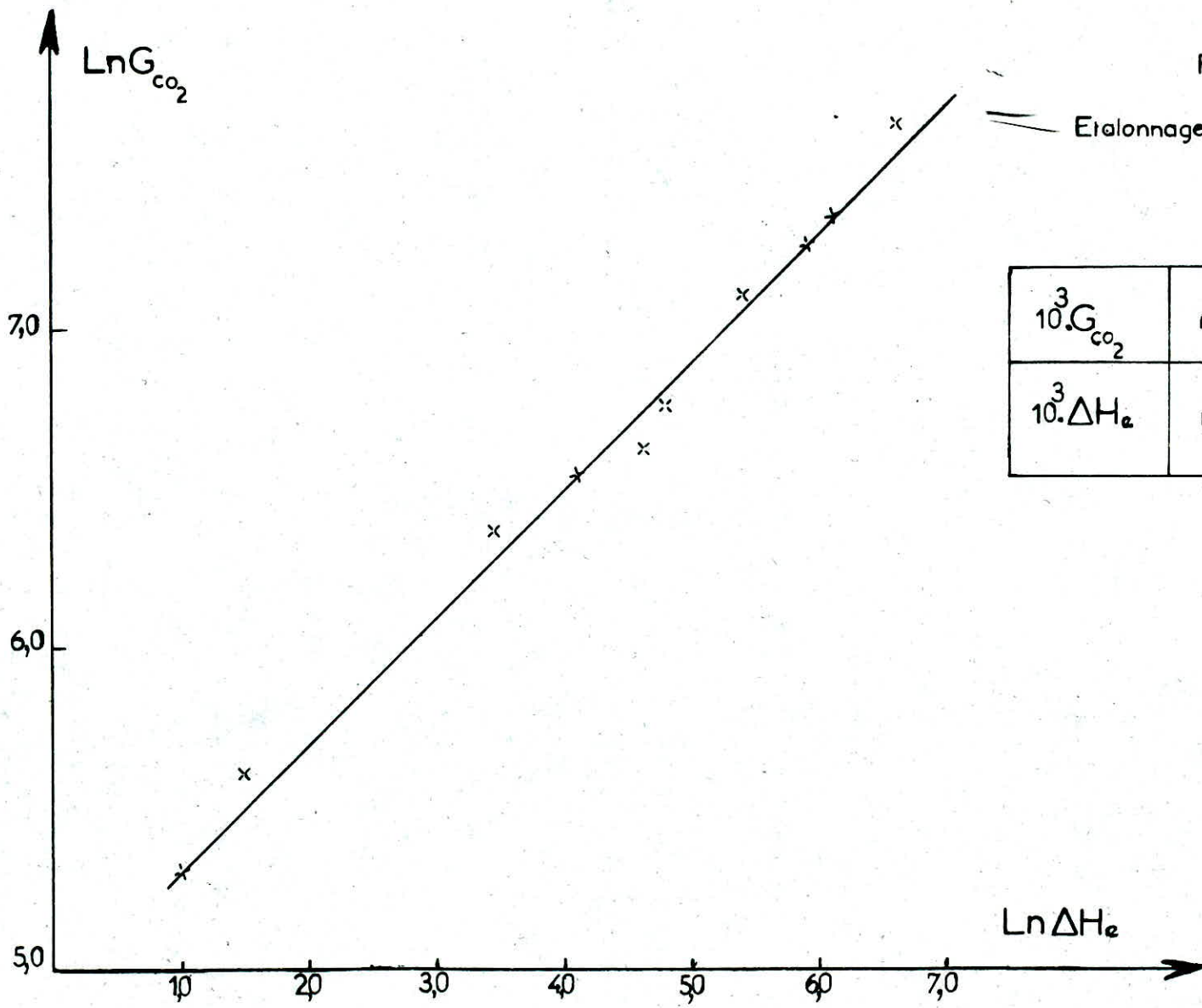


Figure (1.3)

Etalonnage de l'orifice

$10^3 G_{\text{CO}_2}^2$	$\text{m}^3 \text{N} \cdot \text{h}^{-1}$
$10^3 \Delta H_e^2$	m_{eau}

1. 4. Etalonnage de la réponse du chromatographe.

La figure (1.4) représente la composition molaire en dioxyde de carbone dans un mélange de CO_2 et d'air, en fonction des aires des pics obtenues par analyse quantitative chromatographique en phase gazeuse.

Sachant que :

$$y = \frac{G_{\text{CO}_2}}{G_{\text{CO}_2} + G_{\text{M}}} \quad ; \quad (\text{composition molaire en } \text{CO}_2)$$

Nous choisissons G_{CO_2} et G_{M} de façon à avoir la composition y en CO_2 voulue.

Ces débits G_{CO_2} et G_{M} sont fixés grâce au débitmètre d'air et au manomètre à eau respectivement.

Pour ce qui est de l'analyse chromatographique, nous avons utilisé d'abord, une colonne à tamis moléculaires 5 A, de longueur 2,50 m, de diamètre extérieur 3 mm et diamètre intérieur de 2 mm. Les chromatogrammes obtenus, présentent la séparation de l'oxygène et l'azote de l'air, celui de CO_2 est caractérisé par un temps de rétention très grand avec une hauteur de pic très faible, malgré le choix optimal de la sensibilité du détecteur, pour améliorer la hauteur du pic et de la température, pour réduire le temps de rétention.

Nous avons, finalement, utilisé une colonne à porapak N ..

Mode opératoire.

- Echantillon d'analyse.

- . produit : mélange gazeux d'air et de CO_2 .
- . volume injecté : 5 ml.
- . moyen d'injection : seringue.

- Appareillage.

- . Colonne : longueur : 1,50 m , diamètre intérieur : 3 mm.
remplissage : adsorbant, porapak N.
granulométrie 80 - 100 meshs.

- Conditions opératoires.

- . Température :
 - Injection : 100°C
 - Four : 50°C
 - Détecteur : 150°C
- . Gaz porteur :
 - Nature : hélium
 - Pression : 1 bar.

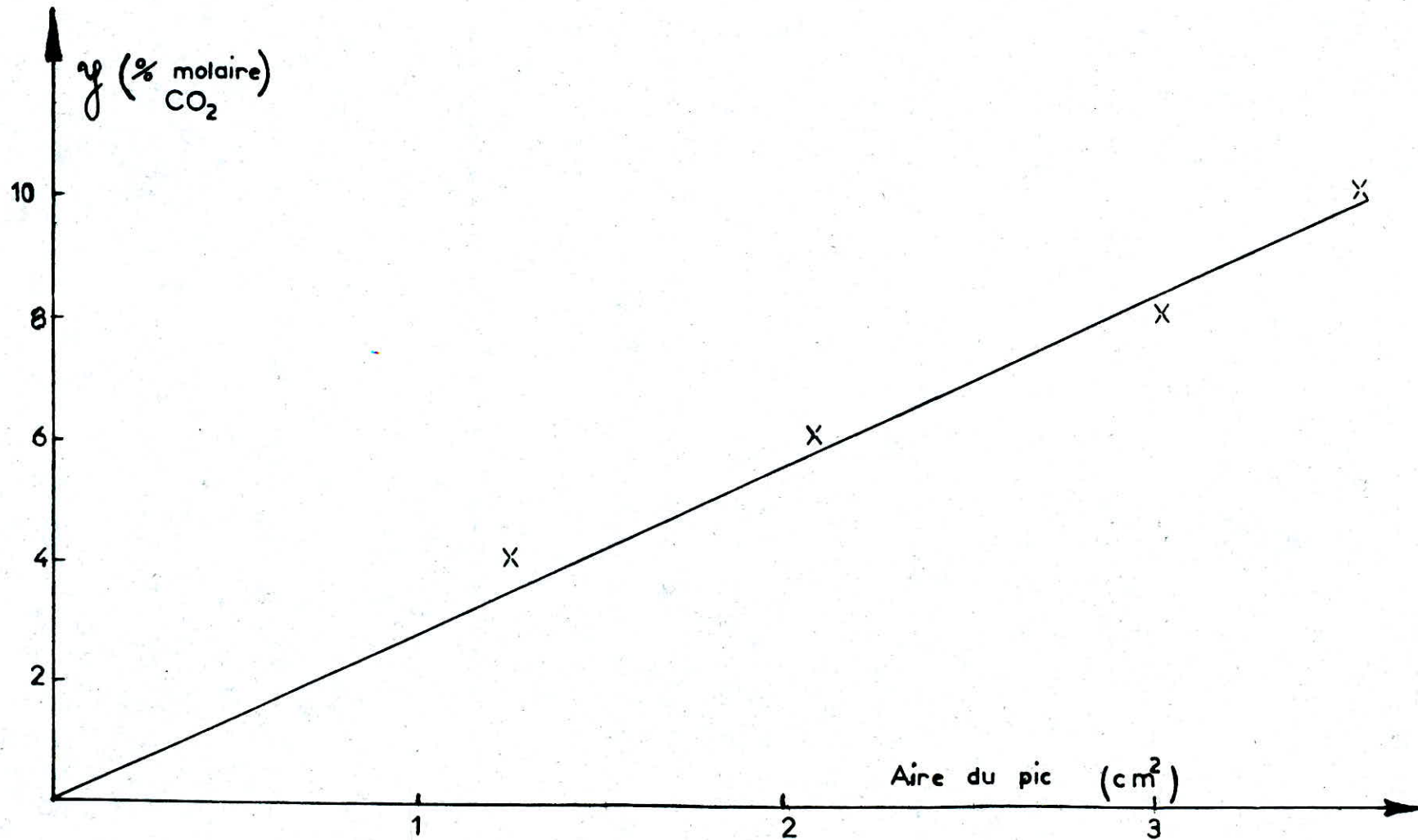


Figure (1.4)

Réponse du chromatographe - Etalonnage.

Annexe - II -

Estimation de la résistance en phase gazeuse.

Le coefficient partiel de transfert de matière en phase gazeuse, k_G , dans les colonnes à garnissage à contre-courant est de l'ordre de :

$10^{-5} \text{ mole} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1} \cdot \text{Pa}^{-1}$ [2]. Comparons les valeurs des résistances en phases liquides et gazeuses pour les trois systèmes utilisés lors de la détermination des aires interfaciales et du produit " $K_L \cdot a$ ".

2.1. Système CO_2 - Air - Na OH - H_2O :

En régime rapide pseudo premier ordre, nous avons l'expression du flux.

$$Q = \frac{P_A}{\frac{1}{k_G} + \frac{H_e}{D_{AL} \cdot k_2 \cdot C_{Bo}}} = \frac{P_A}{\frac{1}{k_G} + \frac{H_e}{E k_L}}$$

Considérons les conditions suivantes :

C_{Bo} (kmol . m ⁻³)	$D_{AL} \cdot 10^9$ (m ² s ⁻¹)	K_2 (m ³ . mol ⁻¹ s ⁻¹)	H_e (m ³ Pa . mol ⁻³)
0,600	1,47	6,89	3 230

Calculons :

$$\frac{H_e}{E \cdot k_L} = \frac{H_e}{D_{AL} \cdot k_L \cdot C_{Bo}}$$

Nous trouvons :

$$\frac{H_e}{E k_L} = 1,31 \cdot 10^6 \text{ m}^2 \text{ pa} \cdot \text{s} \cdot \text{mole}^{-1}$$

et comme : $k_G = 10^5 \text{ (mol} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1} \cdot \text{Pa}^{-1}\text{)}$

d'où $\frac{1}{K_L} = (1,31 + 0,1) 10^6 \text{ (m}^{-1} \cdot \text{s}\text{)}$.

Donc la résistance en phase gazeuse $\frac{1}{k_G}$ ne représente que 7% de la résistance

globale $\frac{1}{K_L}$.

2.2. Système : CO₂ - Air - M E A - H₂O

Les données sont les suivantes :

C _{Bo} (mol . m ⁻³)	D _{AL} . 10 ⁹ (m ² .s ⁻¹)	k ₂ (m ³ .mol ⁻¹ ,s ⁻¹)	H _e (m ³ .Pa.mol ⁻¹)
0,15	1,18	4,42	2 640

Calculons :

$$\frac{H_e}{E k_L} = \frac{H_e}{D_{AL} \cdot k_L \cdot C_{Bo}}$$

Nous trouvons :

$$\frac{H_e}{E \cdot k_L} = 2,99 \cdot 10^6 \text{ m}^2 \text{ Pa} \cdot \text{s} \cdot \text{mol}^{-1}$$

et comme $k_G \approx 0,110^6 \text{ (mol} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1} \cdot \text{P}_1^{-1})$

alors : $K_L = (2,99 + 0,1) \cdot 10^6 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$

Le coefficient de transfert en phase gazeuse k_G représente donc 4% du coefficient global K_L .

2.3. Système CO₂ - Air - Na H Co₃ - Na₂ Co₃ - H₂O.

Sachant que :

$$\frac{1}{K_L} = \frac{1}{k_L} + \frac{1}{E H_2 k_G}$$

Comme le régime réactionnel est celui d'une réaction lente, alors : $E \approx 1$
 La valeur de k_L pour notre absorbeur, est de l'ordre de $10^{-4} \text{ (m} \cdot \text{s}^{-1})$.

d'où $\frac{1}{K_L} = (10^4 + 37,89) \cdot \text{s} \cdot \text{m}^{-1}$

$$\frac{1}{K_L} \approx 10^4 \text{ s} \cdot \text{m}^{-1}$$

Comme nous pouvons le constater, la résistance au transfert de matière est totalement localisée dans la phase liquide.

Annexe - III -

Calcul des propriétés physicochimiques des systèmes gaz - liquide utilisés et leurs mécanismes réactionnels.

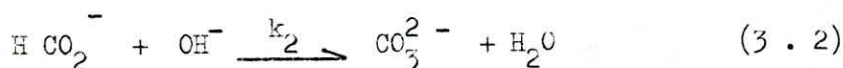
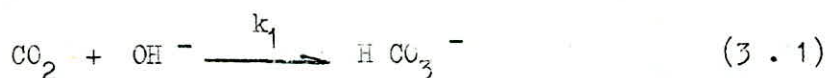
3.1. Propriétés physicochimiques.

Les propriétés physicochimiques ont été déterminées par calcul à l'aide des relations regroupées dans le tableau 3.1.

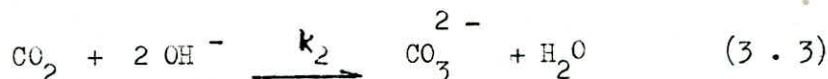
3.2. Mécanismes réactionnels.

3.2. 1. Cas du système : CO₂ - Air - Na OH - H₂O.

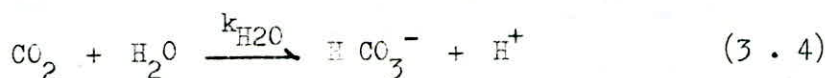
Pour déterminer les aires interfaciales, nous avons mis en oeuvre la réaction chimique entre CO₂ et Na OH en solution aqueuse en régime de réaction rapide de pseudo-premier ordre :



La réaction globale est donc :



parallèlement à la réaction (3.1), la réaction suivante a lieu :



. La réaction (3.1) est une réaction instantanée, 10 fois plus rapide que la réaction (3.2) [8].

. Le rapport des constantes cinétiques des réactions (3.2) et (3.3) est de l'ordre de :

$$\frac{k_2}{k_{\text{H}_2\text{O}}} \approx 400. \quad [6], \text{ ce qui fait que la contribution de la}$$

réaction (3.4) au flux de transfert est secondaire.

. La réaction (3.1) est d'ordre un par rapport au soluté CO₂ et d'ordre un par rapport au réactif (OH⁻). [6] et la réaction (3.2) est d'ordre un.

3.2. 2. Cas du système CO₂ - Air - MEA - H₂O.

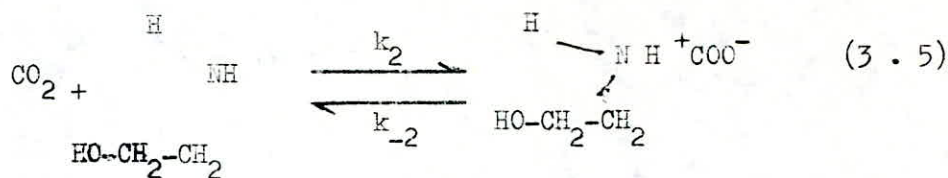
CAPLOW [10] a étudié les réactions entre le CO₂ et différentes amines et a trouvé que le mécanisme passe par deux étapes.

Propriétés Systèmes	Heo ($\text{Pa} \cdot \text{mol}^{-1} \cdot \text{m}^3$)	$\log \frac{H_e}{H_{eo}}$	$\log k_2$	D_{AL} ($\text{m}^2 \cdot \text{s}^{-1}$)	D_{BL} ($\text{m}^2 \cdot \text{s}^{-1}$)
$\text{NaOH} - \text{H}_2\text{O}$	$80T_L - 20,8 \cdot 10^3$ $280 \leq T_L \leq 305 \text{ K}$	$(377 - 0,8T_L) C_{B0} \cdot 10^{-6}$	$10,4 - 2850T_L^{-1} + 133 \cdot 10^{-6} C_{B0}$ k_2 ($\text{m}^3 \cdot \text{mol}^{-1} \cdot \text{s}^{-1}$)	$\frac{T_L}{3,28 \cdot 10^{28} T_L^{-7} + 3,85 \cdot 10^7}$ $281 \leq T_L \leq 308 \text{ K}$	$1,14 \cdot 10^{-31} \cdot T_L^9$
$\text{MEA} - \text{H}_2\text{O}$	" "	0	$10,99 - \frac{2152}{T}$ k_2 ($\text{l} \cdot \text{mol}^{-1} \cdot \text{sec}^{-1}$)	$1,9 \cdot 10^{-9} \sqrt{1 - 4,41 C_{B0}}$	$1,10 \cdot 10^{-9} (1 - 7,67 C_{B0})$ $T = 293 \text{ K}$
Na_2CO_3 ($0,6 \frac{\text{kmol}}{\text{m}^3}$) NaHCO_3 ($0,2 \frac{\text{kmol}}{\text{m}^3}$) H_2O	" "	$(315 - 0,8T_L) \cdot 2 \cdot 10^{-3}$	$k_1 = 1,5 + 2,7 C_{\text{NaOH}}$ k_1 (s^{-1})	$2,35 \cdot 10^{-29} \cdot T_L^8$ $281 \leq T_L \leq 308 \text{ K}$	

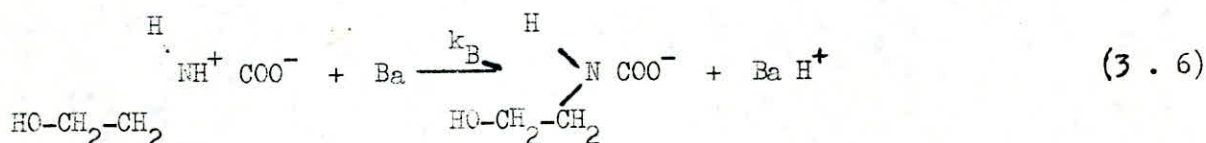
Tableau (3.1) Calcul des propriétés physico-chimiques des systèmes utilisés.

Dans le cas où l'amine est la M.E.A. dissoute dans l'eau, le mécanisme est le suivant :

1ère étape : Formation d'un "zwitterion" :



2ème étape : Enlèvement de proton par une base Ba :



DANCKWERTS [32] exprime la vitesse de réaction comme suit :

$$r = k_2 C_{\text{CO}_2} C_{\text{MEA}} - k_{-2} C_Z = C_Z \sum k_B \cdot C_{\text{Base}} \quad (3.7)$$

où C_Z est la concentration du zwitterion à l'état quasi stationnaire .

La transformation de l'équation (3.7) donne :

$$r = \frac{k_2 C_{\text{CO}_2} C_{\text{MEA}}}{1 + \frac{k_{-2}}{\sum k_B C_B}} \quad \text{mol} \cdot \text{l}^{-1} \cdot \text{s}^{-1} \quad (3.8)$$

La quantité $\sum k_B C_B$ indique la contribution des différentes bases présentes en solution à l'enlèvement des protons.

Si $k_B \gg k_{-2}$, c'est-à-dire lorsque tous les "zwitterions" formés sont déprotonés instantanément avant qu'ils ne puissent reformer le CO_2 et l'amine par une réaction ionique.

Nous retrouvons alors, la cinétique de la M.E.A. avec le CO_2 en solution aqueuse :

$$r = k_2 C_{\text{CO}_2} C_{\text{MEA}} \quad (3.9)$$

La réaction globale est irréversible de second ordre. [10]

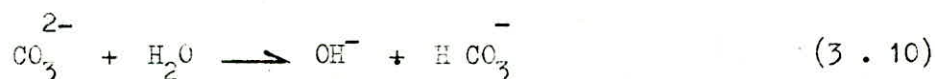
Les résultats récemment publiés par LADDA, DANCKWERTS [10, 20], DONALDSON et NGUYEN [10, 27] et ALVAREZ FUSTER [5] concordent avec celle trouvée par HIKITA et Coll. [10] :

$$\log_{10} K_2 = 10,99 - \frac{2152}{T} \quad \text{l} \cdot \text{mol}^{-1} \cdot \text{sec}^{-1}$$

3.2. 5. Cas du système CO_2 - air - Na H CO_3 (0, 2M) $\text{Na}_2 \text{CO}_3$ (0,6 M).

Pour déterminer le coefficient volumique " $k_L \cdot a$ ", nous avons effectué l'absorption du CO_2 par une solution aqueuse de $\text{Na}_2 \text{CO}_3$ et Na H CO_3 en présence de l'hypochlorite de sodium, Na Cl O , comme catalyseur.

La réaction qui a lieu :



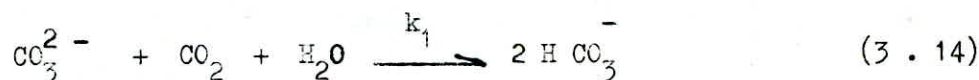
suivie par les réactions :



La réaction (3.12) est catalysée par le Na Cl O : [6]

$$k_2'' = k_{\text{Na Cl O}} C_{\text{Na Cl O}}$$

La réaction globale s'écrit donc :



dont la cinétique est donnée par [6] :

$$r = k_1 C_{\text{CO}_2} = (k_{\text{NaClO}} C_{\text{NaClO}} + k_2' C_{\text{OH}^-}) C_{\text{CO}_2} \quad (3.15)$$

JOOSTEN [6] a effectué des expériences d'absorption de CO_2 par une solution aqueuse de $\text{Na}_2 \text{CO}_3$ (0,6 kmol . m⁻³) et Na HCO_3 (0,2 kmol . m⁻³) en présence de Na Cl O et à 298 K et a déduit :

$$k_{\text{Na Cl O}} = 0,92 + 5,75 \cdot 10^{-3} C_{\text{CO}_2} \text{ m}^3 \cdot \text{mol}^{-1} \cdot \text{s}^{-1} \quad (3.16)$$

DANCKWERTS [6,8] a trouvé la relation permettant le calcul de la constante cinétique de la réaction globale (3.14) pour :

$$C_{\text{Na H CO}_3} = 0,2 \text{ kmol} \cdot \text{m}^{-3} \text{ et } C_{\text{Na}_2 \text{CO}_3} = 0,6 \text{ kmol} \cdot \text{m}^{-3} \text{ en milieu aqueux à } 293 \text{ K} :$$

$$k_1 = 1,5 + 2,7 C_{\text{Na Cl O}} \text{ (s}^{-1}\text{)} \quad (3.17)$$

Annexe - IV -

Détermination de la porosité, des dimensions et des aires spécifiques de garnissage.

Les caractéristiques physiques de garnissage ont été prises du projet de fin d'études étudié par ARRAR Z. [9]

- Calcul de l'aire spécifique d'un grain : a_p .

$$a_p = \frac{A_p}{V_p}$$

où A_p est la surface totale de l'anneau Rashing offerte à l'écoulement, et V_p , le volume de l'anneau.

$$A_p = 2 \cdot \frac{(D^2 - d^2)}{4} + (D \cdot h) + (d \cdot h)$$

$$A_p = (D + d) \cdot (e + h)$$

$$V_p = \frac{(D^2 - d^2)}{4} \cdot h = \frac{(D + d)}{2} \cdot e \cdot h$$

d'où
$$a_p = \frac{2(e + h)}{e \cdot h}$$

• $a_c = a_p(1 - \epsilon)$

REFERENCES BIBLIOGRAPHIQUES.

-o-o-o-o-o-o-o-o-o-o-o-o-o-o-

- [1] WUITHEER P., Raffinage et Génie Chimique, publication de l'I.F.P.,
Edition Technip, 1972.
- [2] LAUREN A., Thèse de Doctorat ès sc., INPL, NANCY 1975.
- [3] LESPINASSE B., Thèse de Doctorat ès sc. , INPL, NANCY 1962.
- [4] CHARPENTIER J. C., Centre de Perfectionnement des Industries Chimiques,
NANCY 1978.
- [5] ALVAREZ FUSTER C., Thèse de Docteur Ingénieur, INPL, NANCY 1980.
- [6] HADJI DARIS D., Thèse de Docteur Ingénieur, INPL, NANCY 1983.
- [7] WILD G. et CHARPENTIER J. C., Centre de Perfectionnement des Industries
Chimiques, NANCY 1978.
- [8] DANCHEWERTS P. V., Gaz - Liquide Reactions, Mac Graw Hill, NEW YORK 1970.
- [9] AMANOWICZ J., Projet de fin d'études étudié par ARRAR Z., E.N.P. ALGER
1982.
- [10] HIKITA H., ASAI S., ISHIKAWA H., et ONDA H.,
Chem. Eng. Jour. , volume A, n° 13, 1977, p. 10.
- [11] PATRICK H., ALL - YEUNG et Anthony B. PONTER, The Canadian Jour. of Chem.
Eng., Vol. 61, pp. 481 - 487.
- [12] ERGUN S., Chem. Eng. Progr. 48, 1952, p. 89.
- [13] BRAUER H., Chem. Ing. Tech. Vol. 29, 1957, p. 785.
- [14] CHARPENTIER J. C., Prost C., VAN SWAALJ W. , LE GOFF P., "Chimie et
Industrie, Génie Chimique, Vol. 99, 1968, p. 803.
- [15] LEVA H., "Towers packing and Packed Towers design", U.S. Stoneware C,
NEW YORK 1953.
- [16] REICHELT W., BLASSE E., Chem. Ing. Tech., Vol. 46, 1974, p. 171.
- [17] LOBO E. N., FRIEND L., HASLALL F., ZENS F., Tran. Am. Inst. Chem. Engers,
Vol. 41, 1945, p. 693.
- [18]
- [19] TANAHASHI T., AKAGI Y., FUJITA K. et KISHIMOTO T., Jour. of Chem. Eng.
of JAPAN, Vol. 7, n° 3, 1974, p. 223.

- [20] WHITMAN W. G., Chem and Metallurgical Eng., Vol. 29, 1923, p. 146.
- [21] EICBIE R., Trans. Am. Inst. Chem. Eng., Vol. 35, 1935, p. 365.
- [22] DANCKWERTS P. V., Ind. and Eng. Chem., Vol. 43, 1951, p. 1460.
- [23] HIKITA H., ASAI S., Inter. Chem. Ing. Vol. 4, 1964, p. 5.
- [24] VAN KREVELLEN D. W., HOFTYZER P. J., 21e Congrès Int. Chim. Ind., BRUXELLES 1948, p. 168.
- [25] DEVENSPIEL O. et GODFREY J. H. Chem. Eng. Sci., Vol. 29, 1974, p. 1723.
- [26] ADDHA S. S. and DANCKWERTS P. V., Chem. Eng. Sci., Vol. 36, 1981, p. 479.
- [27] DONALDSON T. L. and NGUYEN Y. N., Ind. Eng. Chem. Fundls, Vol. 19, 1980 p. 260.
- [28] DE WAAL K. J. A. et MAMERAN A. C., A. I. Ch. Chem. Eng., Symposium serie n° 6, LONDON, 1965, p. 60.
- [29]
- [30] ZECH, J. B et MERSMANN A. B., Liquid flow and liquid phase mass transfer in Irrigated Packed Columns. "Inst. Chem. Eng. Symp. Ser. Vol. 56, 1979, pp 39 - 47.
- [31] ONDA K., Memoirs of Faculty of Engineering Naoya, University, 1972, p. 24.
- [32] BLAUWHOFF P.M.M., VERSTEEG G. F. et VAN SWAALJ W. Chem. Eng. Sc., Vol.38, n° 9, 1983, pp 1415 - 1418.

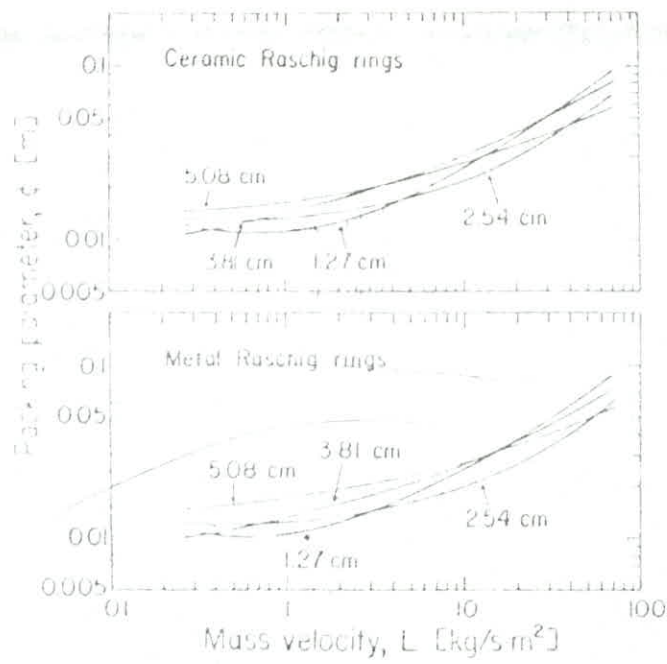


Figure 4a Empirical flooding correlations for Raschig rings

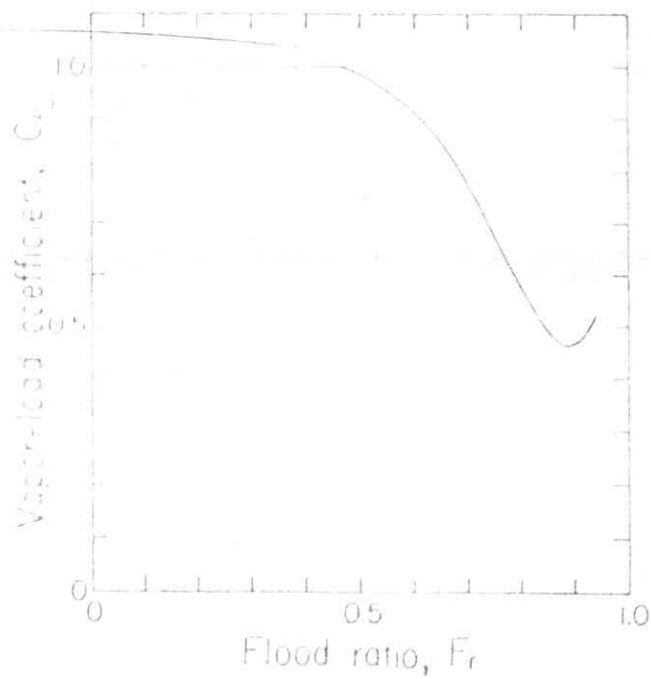


Figure 5 Vapor load coefficient for liquid phase mass transfer (Bolles and Fair, 1964)

