



HAL
open science

La distillation diabatique : expérimentation et applications industrielles

Thierry Cachot

► **To cite this version:**

Thierry Cachot. La distillation diabatique : expérimentation et applications industrielles. Alimentation et Nutrition. Institut National Polytechnique de Lorraine, 1992. Français. NNT : 1992INPL120N . tel-01751097

HAL Id: tel-01751097

<https://hal.univ-lorraine.fr/tel-01751097>

Submitted on 29 Mar 2018

HAL is a multi-disciplinary open access archive for the deposit and dissemination of scientific research documents, whether they are published or not. The documents may come from teaching and research institutions in France or abroad, or from public or private research centers.

L'archive ouverte pluridisciplinaire **HAL**, est destinée au dépôt et à la diffusion de documents scientifiques de niveau recherche, publiés ou non, émanant des établissements d'enseignement et de recherche français ou étrangers, des laboratoires publics ou privés.



AVERTISSEMENT

Ce document est le fruit d'un long travail approuvé par le jury de soutenance et mis à disposition de l'ensemble de la communauté universitaire élargie.

Il est soumis à la propriété intellectuelle de l'auteur. Ceci implique une obligation de citation et de référencement lors de l'utilisation de ce document.

D'autre part, toute contrefaçon, plagiat, reproduction illicite encourt une poursuite pénale.

Contact : ddoc-theses-contact@univ-lorraine.fr

LIENS

Code de la Propriété Intellectuelle. articles L 122. 4

Code de la Propriété Intellectuelle. articles L 335.2- L 335.10

http://www.cfcopies.com/V2/leg/leg_droi.php

<http://www.culture.gouv.fr/culture/infos-pratiques/droits/protection.htm>

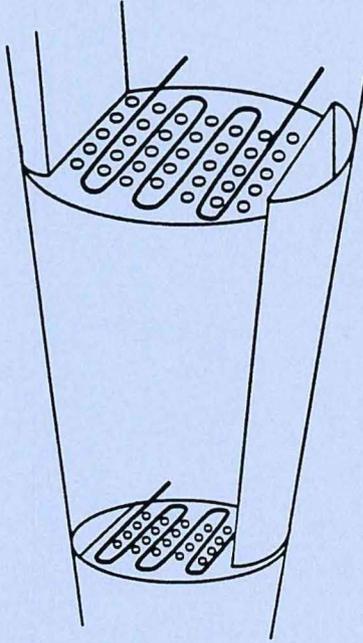
1360081511

92INPL 120 N

INSTITUT NATIONAL POLYTECHNIQUE DE LORRAINE

LABORATOIRE DES SCIENCES DU GENIE CHIMIQUE

[M] 1992 CACHOT, T.



THESE

présentée pour obtenir le titre de
Docteur de l'INPL
Spécialité : GENIE DES PROCEDES

par

Thierry CACHOT
Ingénieur E.N.S.I.C



Sujet :

LA DISTILLATION DIABATIQUE : EXPERIMENTATION ET APPLICATIONS INDUSTRIELLES

soutenue publiquement le 15 décembre 1992 devant la commission d'examen :

Jury :

Président :	M.	LE GOFF
Rapporteurs :	M.	RAMADANE
	M.	ZOULALIAN
Examineurs:	M.	LAURENT
	M.	MERLIN
	M.	PILAVACHI



A mon amour, le rayon de soleil de ma vie.

A mes parents, qui se sont sacrifiés pour leurs enfants.

*A mes frères et belles-soeurs, en témoignage de leur soutien
et de leurs encouragements.*

*A mes filleules, Alisson et Armelle, les plus
belles fleurs de mon jardin.*

*A ma grand-mère, qui tient toujours la même place au fond de mon
coeur.*

“ Le commencement de toutes les sciences, c'est l'étonnement de ce que les choses sont ce qu'elles sont.” (Aristote)

*“ Wer ist weise ?
Wer von jedermann lernt.”* (Talmund)

“ La paix du coeur est le paradis des hommes.” (Platon)

ذو العقل يشقى في النعيم بعقله
و اخو الجهالة في الشقاوة ينعم

* المتنبى *

AVANT-PROPOS

“Dans les sciences, le chemin est plus important que le but. Les sciences n'ont pas de fin.” (Chargaff)

Développés au Laboratoire des Sciences du Génie Chimique (LSGC), laboratoire propre du Centre national de la Recherche Scientifique (CNRS), abrité par l'école nationale Supérieure des Industries Chimiques (ENSIC), partie intégrante de l'Institut National Polytechnique de Lorraine (INPL), les travaux de cette présente thèse ont pu trouver leur chemin, guidés par les précieux conseils de Monsieur le Professeur LeGoff.

Je tiens particulièrement à exprimer ma profonde reconnaissance au Professeur P.LeGoff, pour l'encadrement de cette thèse. Son esprit d'innovation, ses expériences très riches et ses idées percutantes resteront, pour moi, exemplaires.

Ce travail n'aurait pu prendre jour sans l'appui financier de la société ATOCHEM, représentée par M. Ramadane et de l'Agence de l'Environnement et de la Maîtrise de l'Energie, dont M. Merlin fut le collaborateur. Je remercie ces entreprises de m'avoir permis d'effectuer ces travaux.

Mes remerciements s'adressent également, à Messieurs A. Laurent, E. Merlin, P.A. Pilavachi, A. Ramadane et A. Zoulalian, qui m'ont fait l'honneur d'examiner ce travail et de participer au jury de cette thèse.

Mon travail s'est effectué au sein d'une équipe internationale, où règnait une sympathique et agréable ambiance. De nombreux échanges scientifiques et culturelles ont contribué à enrichir mon expérience. Je tiens pour cela, à remercier vivement tous mes amis et collègues de cette équipe formidable : Sylvio De Oliveira Jr., Lionel et Didier Drui, Mustafa El-Haimer, Uli Hasert, Mohammed Jeday, Alain Lasalle, Bernard Laugier, Hervé LeGoff, Barbara Schwarzer, Mojtaba Semnani Rahbar, Arnold Soetrisnanto, Michel Sorin, Jean-Marc Zimmer. Je me souviendrai longtemps des bons moments passés sur la colonne avec Ricardo Rivero, un autre adepte de la distillation diabatique, dont les critiques furent très enrichissantes, avec M'Baye Niang, qui assurera la continuité du travail et avec Eric Thomas lors de ses nombreuses contributions techniques. Par ailleurs, les nombreuses et fructueuses discussions avec Jalel Labidi

resteront un excellent témoin de notre amitié. J'adresse aussi mes hommages à Mme LeGoff pour son dynamisme et sa gentillesse, souvent à l'origine d'une chaleureuse ambiance.

Je ne pourrai jamais oublier cette secrétaire charmante et discrète, Christine Artz, qui savait par son humour et son sourire nous redonner courage.

Je ne pourrais terminer cet avant propos, sans adresser mes sincères remerciements à tous mes amis, qui ont su m'apporter soutien et réconfort dans les moments difficiles, en particulier Jean-François Druet, qui saurait maintenant vous parler de distillation diabatique.

RESUME

La distillation fractionnée classique est une opération de séparation qui dégrade beaucoup d'énergie. Une amélioration consiste à remplacer le bouilleur et le condenseur par deux échangeurs intégrés dans la colonne même. L'un distribue la chaleur régulièrement dans la zone d'épuisement et l'autre extrait la chaleur de façon uniforme dans la zone d'enrichissement. Ce nouveau procédé dit de distillation DIABATIQUE ou QUASI-REVERSIBLE minimise la création d'entropie et maximise son rendement exergetique.

La première étude, théorique, propose un modèle type Ponchon-Savarit pour décrire la distillation diabatique et compare les deux types de distillation sur le plan opératoire et sur le plan exergetique. Suivant le contexte industriel, le principal avantage réside dans le fait que l'écart de température entre l'entrée et la sortie du caloporteur et du frigoporteur augmente.

Une colonne expérimentale d'un diamètre de 150 mm, munie de 10 plateaux perforés surmontés chacun d'un serpent, a permis d'effectuer des distillations adiabatiques et diabatiques, fonctionnant soit en enrichissement soit en épuisement, après l'avoir comparée sur le plan hydrodynamique et sur le plan performance avec des colonnes classiques. Les expériences ont montré la faisabilité technique d'un tel projet, moyennant certaines modifications, comme la diminution du diamètre dans les extrêmes de la colonne.

La dernière partie est consacrée à une application industrielle de la diabolicité. De par la diminution des écarts de températures entre la sortie du frigoporteur et l'entrée du caloporteur, le couplage "POMPE A CHALEUR + DISTILLATION (Diabatique)" retrouve ici un certain intérêt.

ABSTRACT

Classical fractional distillation is a separation process which degrades a lot of energy. An improvement consists in replacing the reboiler and the condenser by two exchangers integrated in the column itself. The first distributes heat uniformly inside the stripping section and the second extracts heat uniformly inside the rectifying section. This new process called **DIABATIC** or **QUASI-REVERSIBLE** distillation minimises the entropy production and maximises its exergy effectiveness.

The first theoretical study proposes a Ponchon-Savarit type model for describing diabatic distillation and compares both types of distillation from the operating and exergy viewpoints. Concerning the industrial environment, the main advantage of the system is that the temperature difference between input and output for the heating and cooling media is increased.

An experimental column of 150 mm diameter with 10 perforated trays, each equipped with a coil, has been compared with classical columns from the point of view of hydrodynamics and operating conditions and allowed to conduct adiabatic and diabatic distillation, operating either for rectifying or for stripping. Experimental results showed the technical viability of such a project, provided some modifications are made, such as the reduction in diameter towards the bottom of the stripping section or the top of the rectifying section.

Finally, an industrial application resulting from the implications of the diabatic character, has been studied : due to the reduction in temperature differences between input and output for the heating and cooling media, the coupling of "Heat-Pump + (Diabatic) Distillation" finds there a potential relevance.

PLAN GENERAL

INTRODUCTION GENERALE	1
CHAPITRE I : GENERALITES : INTRODUCTION A LA DISTILLATION DIABATIQUE.	5
CHAPITRE II : ETUDE ET TECHNIQUE EXPERIMENTALES	44
CHAPITRE III : MODE DE COUPLAGE DE DEUX CONCEPTS : DISTILLATION DIABATIQUE ET POMPE A CHALEUR	168
CONCLUSION GENERALE	208

BIBLIOGRAPHIE

ANNEXE I : PROPRIETES THERMODYNAMIQUES	
ANNEXE II : DETERMINATION DES DEBITS ET DE L'EFFICACITE	
ANNEXE III : SIMULATION D'UNE COLONNE D'ENRICHISSEMENT ET D'EPUISEMENT.	
ANNEXE IV : RESULTATS EXPERIMENTAUX	
ANNEXE V : EXEMPLES DES COUPLAGES : PAC + DISTILLATION ADIABATIQUE ET PAC + DISTILLATION DIABATIQUE.	

INTRODUCTION GENERALE

INTRODUCTION GENERALE

La distillation fractionnée est la technique de séparation des mélanges de très loin la plus utilisée dans les procédés industriels de toutes filières pétrolières, pétroléo-chimique, carbo-chimique, agro-alimentaire, etc...

On aurait pu penser qu'une technique aussi largement utilisée depuis des décennies, ne pourrait plus faire l'objet de perfectionnements importants.

Le présent projet est une nouvelle preuve du fait que cette assertion est inexacte : la "scientification" des vieilles technologies, c'est à dire la remise en cause de ces technologies, à partir de bases scientifiques rigoureuses, notamment du second principe de la thermodynamique conduit souvent à une augmentation substantielle de leurs performances.

Les irréversibilités de la distillation ...

Toute séparation nécessite un apport énergétique au moins égal à la différence d'enthalpie libre de Gibbs entre l'état final et l'état initial. Comme tous procédés réels, l'apport d'énergie, qu'il soit de type mécanique ou thermique, s'accompagne d'irréversibilités diminuant le pouvoir séparateur d'une installation. Le procédé ayant le meilleur rendement énergétique est celui qui crée le moins d'entropie, c'est à dire celui qui se rapproche le plus de la réversibilité thermodynamique. La distillation est un procédé potentiellement réversible, elle fait intervenir des phénomènes relevant:

- des équilibres de phases
- de l'hydrodynamique
- du transfert de matière
- du transfert de chaleur.

Ces phénomènes peuvent se rapprocher de la réversibilité thermodynamique moyennant des modifications structurales ou en changeant totalement les conditions opératoires.

En omettant les problèmes d'efficacité des plateaux, il est possible de distinguer trois sources principales d'entropie :

- le transfert thermique entre les flux liquide et vapeur qui sont à des températures différentes
- le transfert de matière entre les flux liquide et vapeur à des concentrations souvent très différentes

- les phénomènes "secondaires" comme les pertes de chaleur à l'extérieur, les pertes de charge à la traversée de la colonne ...

Il apparaît donc nécessaire, pour améliorer le rendement énergétique ou "exergétique" de réduire, voire éliminer certaines sources d'irréversibilités. D'aucuns ont proposé de minimiser l'entropie générée par le mélangeage entre le flux liquide entrant dans un étage et la rétention liquide de cet étage, en utilisant des plateaux à géométrie particulière comme la distillation hélicoïdale ou en imposant un régime périodique pulsé comme la distillation cyclique (1).

D'autres auteurs (2,3,4) ont proposé d'amener les deux flux entrants à l'équilibre thermodynamique, par un apport (ou un retrait) d'énergie : en effet, les flux entrant dans un étage donné peuvent être amenés à la même température par un échangeur de chaleur, ce qui implique à température fixée, un changement de phase (condensation ou vaporisation partielle) d'un des deux flux.

Etant donné le couplage "transfert de matière + transfert de chaleur", les deux sources d'irréversibilités se retrouvent amoindries car les différences de température et de composition entre les deux étages diminuent. L'inconvénient de ce procédé réside dans le fait que le nombre d'étages de la colonne augmente provoquant ainsi des irréversibilités dues aux pertes de charge des différents flux.

La distillation diabatique...

La colonne à distiller isobare idéale comporte par conséquent une infinité de plateaux de part et d'autre de l'alimentation, refroidis dans la zone d'enrichissement et réchauffés dans la zone d'épuisement.

Nous nous proposons au cours de ce rapport d'étudier ce nouveau procédé de distillation qui consiste à remplacer le bouilleur et partiellement le condenseur par deux échangeurs intégrés dans la colonne même. Ce nouveau procédé, dit de "DISTILLATION DIABATIQUE" ou "QUASI-REVERSIBLE" minimise la création d'entropie donc maximise son rendement exergétique.

Nous essaierons dans un premier temps, de localiser les irréversibilités dans une colonne de rectification classique et diabatique, à partir d'une étude exergétique.

La conception et la construction d'une maquette d'un diamètre de 15 cm permettra de montrer la faisabilité du projet et de comparer expérimentalement les deux types de distillation.

Dans une dernière partie, nous présenterons une application industrielle où la distillation diabatique peut jouer un rôle important : de par la diminution des écarts de températures entre la sortie du frigoporteur et l'entrée du caloporteur, le couplage "POMPES A CHALEUR + DISTILLATION (diabatique)" reprend en effet un certain intérêt.

CHAPITRE I

GENERALITES :

**INTRODUCTION A LA DISTILLATION
DIABATIQUE**

SOMMAIRE DU CHAPITRE I

I - INTRODUCTION	7
II - ANALYSE EXERGETIQUE	7
2.1. - Rappel	8
2.2. - Application à la distillation d'un binaire	9
2.2.1. - Expression de l'exergie de séparation	10
2.2.2. - Expression de l'exergie thermique	12
2.2.3. - Optimisation : introduction à la distillation diabatique	15
III - LA DISTILLATION DIABATIQUE	15
3.1. - Modélisation de la distillation adiabatique	16
3.1.1. - Bilan de matière global	16
3.1.2. - Etude de la colonne adiabatique d'enrichissement	16
3.1.3. - Etude de la colonne adiabatique d'épuisement	20
3.2. - Modélisation de la distillation diabatique	22
3.2.1. - Bilan de matière global	22
3.2.2. - Etude de la colonne diabatique d'enrichissement	22
3.2.3. - Etude de la colonne diabatique d'épuisement	28
3.3. - Remarques sur le calcul exergetique	31
IV - APPLICATION NUMERIQUE	32
4.1. - La distillation adiabatique	33
4.2. - La distillation diabatique	33
4.3. - Comparaison des deux types de colonnes	37
V - CONCLUSIONS	39
NOMENCLATURE	42

GENERALITES :

INTRODUCTION A LA DISTILLATION DIABATIQUE

I - INTRODUCTION

La distillation est une opération unitaire où interviennent deux principaux processus : le transfert de chaleur au cours de la vaporisation ou de la condensation et le transfert de matière pour séparer les produits mélangés. Pour une distillation fractionnée classique, ces deux phénomènes s'accompagnent d'irréversibilités (5,6) qui diminuent le pouvoir séparateur de l'installation.

Pour décrire l'évolution irréversible de certains phénomènes, divers concepts sont utilisés : on parle de dégradation d'énergie, de création d'entropie, de consommation d'EXERGIE ... Ces différentes appellations font référence au second principe de la thermodynamique. L'exergie (7,8), en particulier, est un outil particulièrement commode et efficace, pour identifier les endroits où l'énergie est inutilement dégradée et pour dresser un inventaire quantitatif des flux de dégradation d'énergie (9,10).

II - ANALYSE EXERGETIQUE

La thermodynamique classique nous enseigne que la séparation d'un mélange correspond à une diminution d'entropie. L'expression de la variation d'énergie libre conduit à une valeur minimale de l'énergie consommée. Cependant, dans les meilleures colonnes de distillation, bien construites, calorifugées et à reflux optimisé, l'énergie réellement consommé n'est jamais moins que 5 à 10 fois cette valeur minimale. Les irréversibilités sont responsables de cette surconsommation :

- les processus cinétiques (transfert de matière...) trouvent leurs irréversibilités dans le type de matériel utilisé et dans le temps de séjour des fluides à l'intérieur du système de fractionnement.

- le type d'énergie utilisé et la façon dont elle est consommée sont aussi des sources d'irréversibilités.

La fonction d'énergie libre de Gibbs est adaptée à l'analyse fine et interne des opérations, permettant ainsi de relier les dégradations d'énergie aux processus mis en jeu. Cependant, nous ne chercherons pas à améliorer l'efficacité d'un plateau ou d'une

colonne donnée; notre étude s'oriente plutôt vers un nouveau type de fractionnement utilisant de façon plus rationnelle l'énergie. L'exergie, très adaptée à des analyses globales, permet de localiser les sections du procédé qui nécessitent une optimisation. Souvent utilisée dans les transferts thermiques, cette fonction semble bien adaptée à la recherche des irréversibilités d'une colonne de fractionnement dégradant de l'énergie thermique.

2.1. - Rappel

L'exergie peut être définie comme la quantité maximale d'énergie mécanique qui peut être extraite d'un flux énergétique disponible dans les conditions (H,S) et travaillant jusqu'aux conditions de l'environnement définies par T_0 . Cette fonction doit être distinguée de l'enthalpie libre de Gibbs ($G=H-T.S$) qui représente la quantité maximale d'énergie récupérable pour un système monotherme à la température T . Dans le cas des corps purs et dans le cas de mélanges quelconques dont la composition chimique ne varie pas, l'exergie Ex est donnée par la relation :

$$Ex = (H-H_0) - T_0 (S-S_0) \quad (1.1)$$

soit

$$Ex = \Delta H - T_0 \Delta S \quad (1.2)$$

où T_0 est une température de référence, choisie arbitrairement et généralement prise égale à la température de l'environnement. H_0 et S_0 sont l'enthalpie et l'entropie dans un état de référence.

A titre d'exemple, considérons le cas de l'exergie thermique : une quantité de chaleur Q issue d'une source à température constante T au contact d'un puits thermique de dimension infinie (= l'environnement) à température constante T_0 , contient une quantité d'exergie donnée par l'expression suivante :

$$EX = Q \left(1 - \frac{T_0}{T} \right) \quad (1.3)$$

L'énergie thermique est pondérée par le facteur de CARNOT qui détermine le rendement idéal de conversion de cette énergie en énergie mécanique entre les deux sources T et T_0 .

2.2. - Application à la distillation d'un binaire

Dans une colonne à distiller classique, le processus de séparation nécessite un apport de chaleur au bouilleur et un retrait au condenseur. On dit que l'opération convertit de l'exergie "THERMIQUE" en exergie "CHIMIQUE".

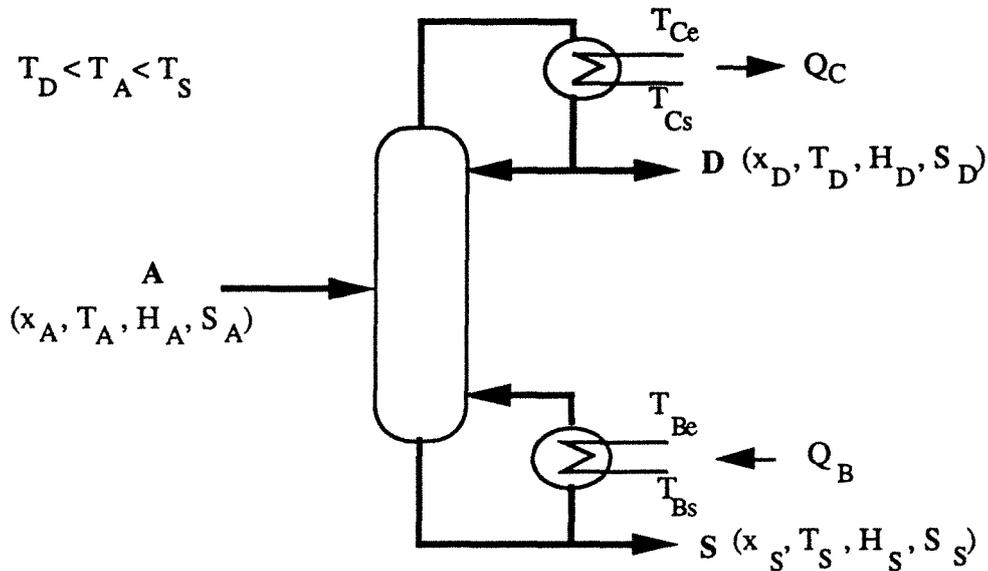


Figure 1.1 : Schéma d'une colonne de distillation classique d'un mélange binaire

La figure 1.1 montre le schéma d'un séparateur qui traite un mélange binaire. Le bouilleur reçoit le flux de chaleur Q_B d'un fluide caloporteur qui entre à T_{Be} et sort à T_{Bs} . Le condenseur cède un flux Q_C à un fluide frigoporteur qui entre à T_{Ce} et sort à T_{Cs} . Les bilans classiques de matière et d'enthalpie fournissent les équations suivantes :

$$A = D + S \quad (1.4)$$

$$A x_A = D x_D + S x_S \quad (1.5)$$

$$Q_B + A H_A = D h_D + S h_S + Q_C \quad (1.6)$$

où $\begin{cases} x_i \text{ est la composition molaire d'un des deux constituants dans le mélange } i \\ H_i \text{ ou } h_i \text{ est l'enthalpie molaire (vapeur ou liquide) du mélange } i. \end{cases}$

Des équations identiques peuvent être obtenues avec les débits, les fractions et les enthalpies massiques.

Le bilan d'exergie s'écrit de même :

$$EX_B - EX_C = (D EX_D + S EX_S - A EX_A) + P_{ex} \quad (1.7)$$

soit :

$$\left(\begin{array}{c} \text{EXERGIE} \\ \text{THERMIQUE} \end{array} \right) = \left(\begin{array}{c} \text{EXERGIE DE} \\ \text{SEPARATION} \end{array} \right) + \left(\begin{array}{c} \text{EXERGIE} \\ \text{DETRUITE} \end{array} \right)$$

2.2.1. - Expression de l'exergie de séparation

Le terme d'exergie de séparation se sépare en deux composantes :

- une composante due à la différence de composition des phases entrante et sortante
- une composante due à la différence de température des phases entrante et sortante.

Il est possible de calculer ces deux facteurs en considérant le système représenté sur la figure 1.2. Le chemin réactionnel d'une distillation non-isotherme est ramené à une séparation isotherme à T_0 , où T_0 représente la température de référence choisie pour l'analyse exergétique.

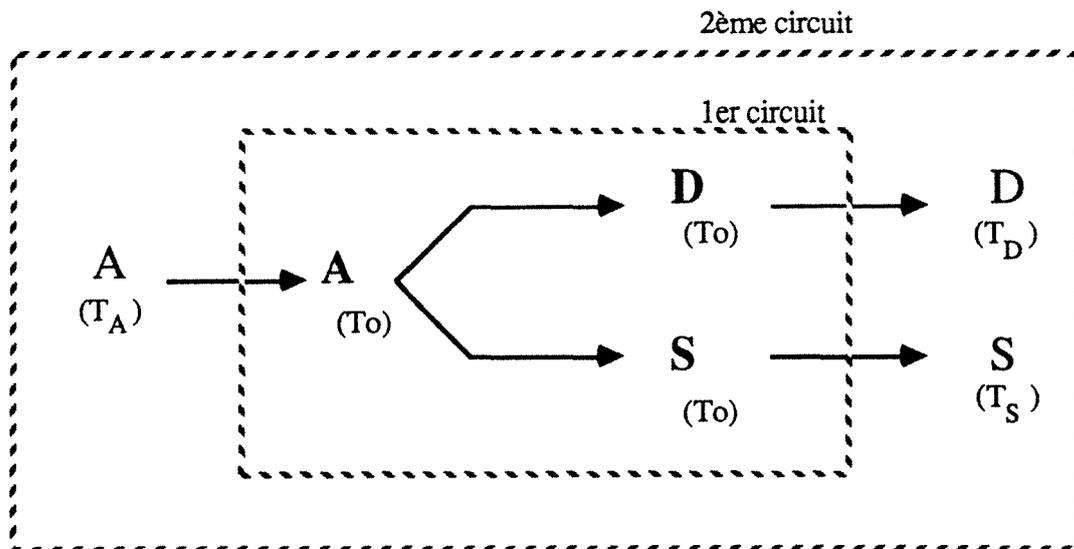


Figure 1.2 : Schéma du parcours fictif d'une distillation non-isotherme

* Dans le premier circuit, la distillation isotherme conduit à une exergie de séparation :

$$\Delta EX_{\text{sep}}(T_0) = D EX_D(T_0) + S EX_S(T_0) - A EX_A(T_0) \quad (1.8)$$

L'exergie d'un mélange i peut faire intervenir les enthalpies et les entropies des constituants purs ($h^\circ; S^\circ$)

$$EX_i = x_i h_1^\circ + (1-x_i) h_2^\circ + h_i^E - T_0 \left(x_i S_1^\circ + (1-x_i) S_2^\circ + \frac{h_i^E}{T_0} - R x_i \ln(\gamma_{1,i} x_i) - R (1-x_i) \ln(\gamma_{2,i} (1-x_i)) \right) \quad (1.9)$$

- R est la constante des gaz parfaits
- $\gamma_{j,i}$ est le coefficient d'activité de j dans le mélange i
- h_i^E est l'enthalpie d'excès lors du mélange de 1 et 2

Par conséquent :

$$\Delta EX_{\text{sep}}(T_0) = R T_0 \left(D (x_D \ln(\gamma_{1,D} x_D) + (1-x_D) \ln(\gamma_{2,D} (1-x_D))) + S (x_S \ln(\gamma_{1,S} x_S) + (1-x_S) \ln(\gamma_{2,S} (1-x_S))) - A (x_A \ln(\gamma_{1,A} x_A) + (1-x_A) \ln(\gamma_{2,A} (1-x_A))) \right) \quad (1.10)$$

Cette expression fait intervenir uniquement les compositions de chaque mélange et les coefficients d'activité de chaque composant. On remarquera que cette expression est identique à la variation d'énergie libre de Gibbs à T_0 et que, comme le préconise la thermodynamique classique, cette expression est positive.

* Le deuxième circuit introduit des échanges thermiques. Si un mélange i avec un débit L, passe de la température T_i à la température T_0 , l'exergie perdue au cours de l'opération est :

$$\Delta EX = Q \left(1 - \frac{T_0}{T_{\text{ml},i}} \right) = L (H_i(T_i) - H_i(T_0)) \left(1 - \frac{T_0}{T_{\text{ml},i}} \right) \quad (1.11)$$

où $T_{\text{ml},i} = \frac{T_i - T_0}{\ln\left(\frac{T_i}{T_0}\right)}$

La variation d'exergie de la séparation totale devient :

$$\Delta EX_{\text{sep}} = \Delta EX_{\text{sep}}(T_0) + D \Delta H_D \left(1 - \frac{T_0}{T_{\text{ml},D}} \right) + S \Delta H_S \left(1 - \frac{T_0}{T_{\text{ml},S}} \right) - A \Delta H_A \left(1 - \frac{T_0}{T_{\text{ml},A}} \right) \quad (1.12)$$

En utilisant les facteurs de Carnot moyen $\overline{\theta}_i$, nous obtenons :

$$\Delta EX_{\text{sep}} = \Delta EX_{\text{sep}}(T_0) + D \Delta H_D \left(\overline{\theta}_D \right) + S \Delta H_S \left(\overline{\theta}_S \right) - A \Delta H_A \left(\overline{\theta}_A \right)$$

soit :

$$\left(\begin{array}{c} \text{EXERGIE} \\ \text{DE} \\ \text{SEPARATION} \end{array} \right) = \left(\begin{array}{c} \text{EXERGIE DE} \\ \text{CHANGEMENT DE} \\ \text{COMPOSITION ISOTHERME} \end{array} \right) + \left(\begin{array}{c} \text{EXERGIE DE} \\ \text{CHANGEMENT DE} \\ \text{TEMPERATURE} \end{array} \right)$$

L'exergie de changement de température peut être négative, suivant la valeur de la température de référence et suivant l'allure de la courbe (T vs x) du système considéré (par exemple, variations rapides de la température entre x_S et x_A). Par contre, l'exergie de changement de composition reste une valeur positive.

Pour une distillation donnée, c'est à dire pour des conditions opératoires fixées (débits, enthalpies et compositions du mélange, du distillat et du soutirage), l'exergie de séparation reste constante.

2.2.2. - Expression de l'exergie thermique :

L'exergie thermique totale représente la différence entre l'exergie apportée par le fluide caloporteur et l'exergie retirée par le fluide frigopporteur :

$$EX_B - EX_C = Q_B \left(1 - \frac{T_0}{T_{ml,B}} \right) - Q_C \left(1 - \frac{T_0}{T_{ml,C}} \right) \quad (1.13)$$

avec $T_{ml,B} = \frac{T_{Be} - T_{Bs}}{\ln\left(\frac{T_{Be}}{T_{Bs}}\right)}$

et $T_{ml,C} = \frac{T_{Ce} - T_{Cs}}{\ln\left(\frac{T_{Ce}}{T_{Cs}}\right)}$

Cette exergie thermique est utilisée pour :

- assurer la séparation : cette contribution est représentée par le terme $\Delta EX_{\text{sep}}(T_0)$
- pallier aux irréversibilités dues au transfert de chaleur dans le condenseur et dans le bouilleur, et à une grande partie des irréversibilités internes à la colonne. Cette dernière contribution a lieu à l'intérieur de la colonne et peut être estimée en considérant l'exergie thermique interne définie comme suit :

$$\left(\begin{array}{c} \text{EXERGIE THERMIQUE} \\ \text{INTERNE} \\ \Delta EX_{col} \end{array} \right) = \left(\begin{array}{c} \text{EXERGIE RECUE PAR LE} \\ \text{FLUIDE DU PROCEDE} \\ \text{DANS LE BOUILLEUR} \end{array} \right) - \left(\begin{array}{c} \text{EXERGIE CEDEE PAR LE} \\ \text{FLUIDE DU PROCEDE} \\ \text{DANS LE CONDENSEUR} \end{array} \right)$$

Par conséquent, les irréversibilités à l'intérieur de la colonne se calculent par la relation suivante :

$$P_{ex_{col}} = Q_B \left(1 - \frac{T_0}{T_S} \right) - Q_C \left(1 - \frac{T_0}{T_D} \right) - \Delta EX_{sep}(T_0) - D \Delta H_D \left(\overline{\theta_D} \right) - S \Delta H_S \left(\overline{\theta_S} \right) + A \Delta H_A \left(\overline{\theta_A} \right) \quad (1.14)$$

et les irréversibilités dans chaque échangeur deviennent :

$$P_{ex_B} = EX_B - Q_B \left(1 - \frac{T_0}{T_S} \right) \quad \text{avec } T_S \text{ température du soutirage}$$

$$P_{ex_C} = Q_C \left(1 - \frac{T_0}{T_D} \right) - EX_C \quad \text{avec } T_D \text{ température du distillat}$$

Le bilan d'exergie est représenté sur la figure 1.3, où le facteur de CARNOT θ est porté en fonction des flux de chaleur transférés (11). L'exergie détruite dans le transfert de chaleur au bouilleur est représentée par l'aire du trapèze compris entre la droite du caloporteur (θ_{Be}, θ_{Bs}) et la droite du fluide du procédé à θ_S . De même, dans le transfert de chaleur au condenseur, les irréversibilités sont représentées par l'aire du trapèze compris entre la droite du frigoporteur (θ_{Ce}, θ_{Cs}) et la droite du fluide du procédé à θ_D . L'aire sous la droite à θ_A représente l'exergie thermique apportée par l'alimentation, l'aire sous celles de θ_D et de θ_S sont les exergies thermiques emportées par les produits. L'aire entre les droites des flux entrants et sortants est la somme de plusieurs contributions :

- l'exergie de changement de composition isotherme (disque)
- les irréversibilités dans la colonne (aire hachurée)
- les irréversibilités dans les échangeurs (aire grisée)

Il est possible de définir un rendement exergetique comme le rapport des exergies de sortie sur les exergies d'entrée :

$$\eta_{Ex} = \frac{EX_C + D EX_D + S EX_S}{EX_B + A EX_A} \quad (1.15)$$

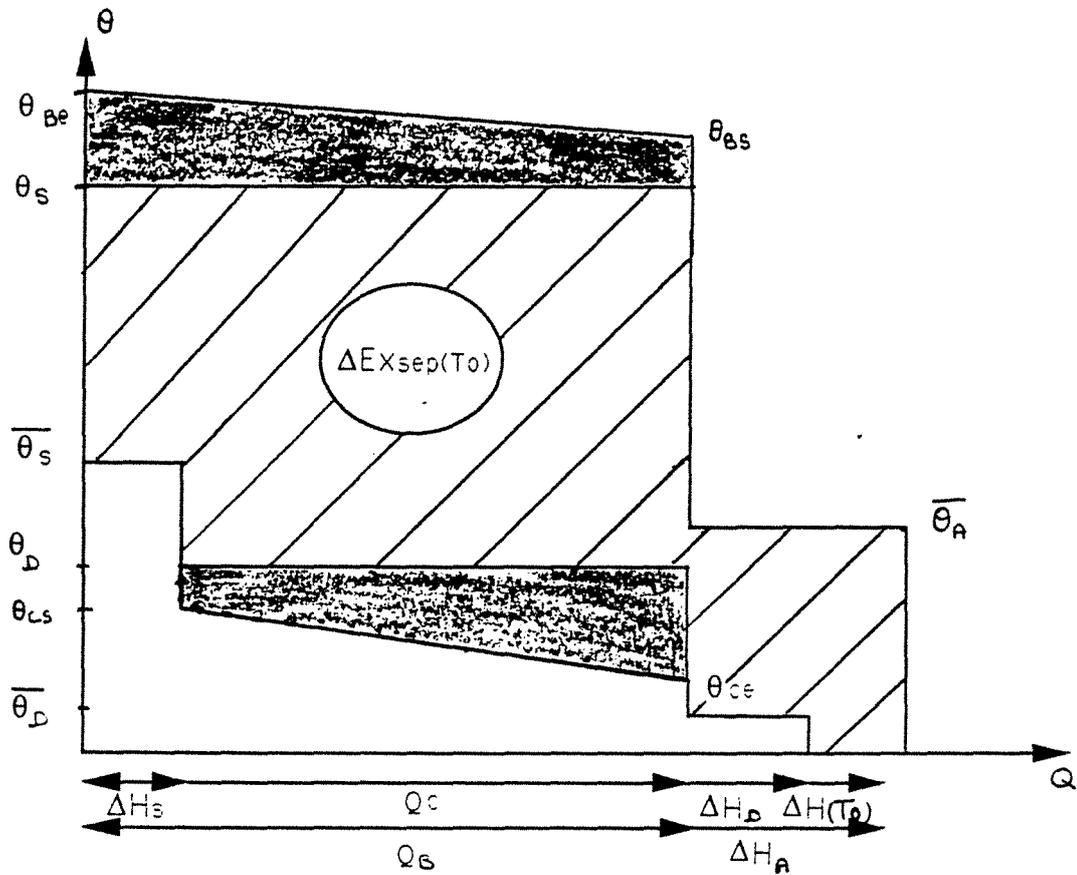


Figure 1.3 : Représentation graphique du bilan d' exergie dans une colonne de fractionnement.

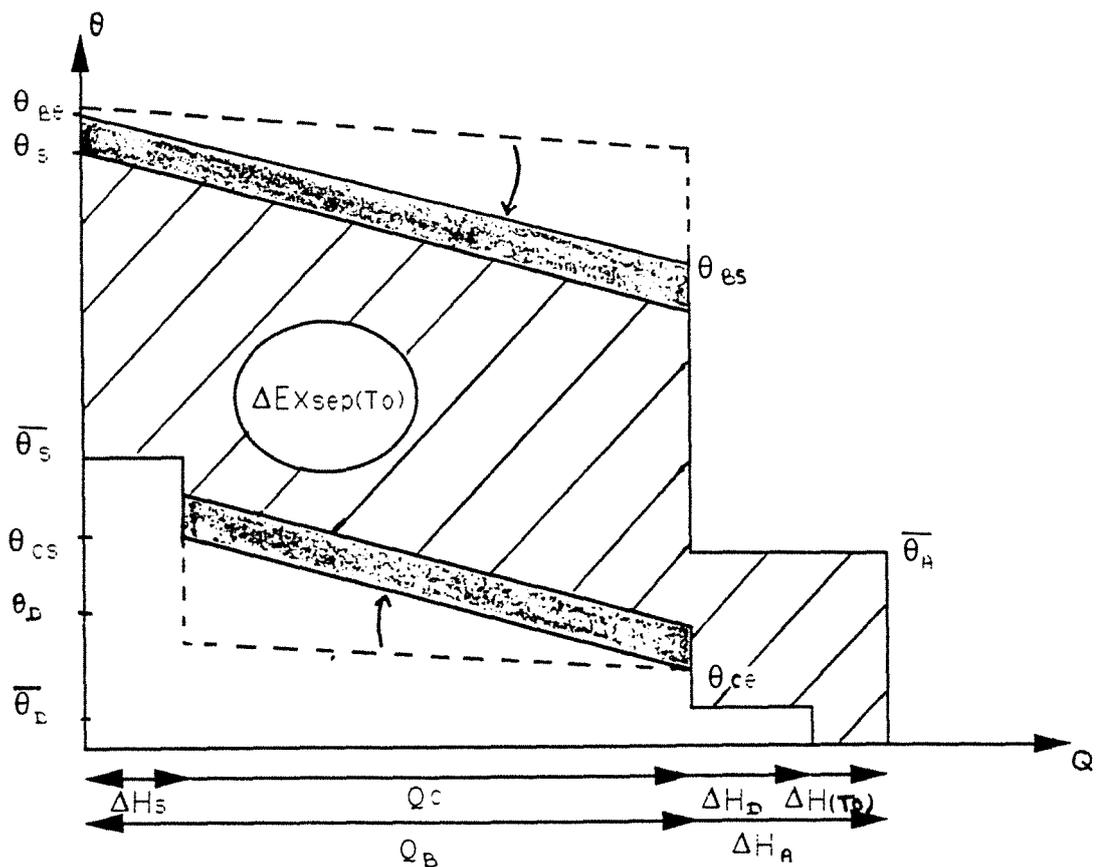


Figure 1.4 : Représentation graphique du bilan d' exergie dans une colonne diabatique

2.2.3. - Optimisation : introduction à la distillation diabatique

Le rendement exergetique peut être considérablement amélioré en rapprochant les deux droites extrêmes correspondant aux fluides de chauffage et de refroidissement, ce qui revient à descendre le niveau énergétique de la sortie du caloporteur et à augmenter le niveau énergétique de la sortie du frigoporteur : l'exergie thermique diminue au dépend des irréversibilités. Cette amélioration peut être obtenue dans une colonne de distillation, en intégrant le condenseur et le bouilleur à l'intérieur de la colonne elle-même. Pour une distillation analogue au cas précédent ($\Delta EX_{sep} = \text{constante}$), nous obtenons la figure 1.4 où les irréversibilités sont réduites, en particulier les pertes internes car l'aire entre les droites du fluide du procédé est réduite (les températures du côté procédé ne sont plus constantes dans le bouilleur et le condenseur).

A partir de ce diagramme, il est aisé de constater que les irréversibilités dues au transfert de chaleur, seront moindres si les fluides caloporteur et frigoporteur ont un profil de température linéaire qui suit les variations de température de la colonne. Il est donc préférable de chauffer (ou refroidir) les plateaux en série et non en parallèle. Dans le cas défavorable où les échangeurs sont placés en parallèle, les pertes exergetiques sont accrues du fait du fort écart de température entre le plateau et le fluide caloporteur (ou frigoporteur).

III - LA DISTILLATION DIABATIQUE

Comme nous venons de le voir, la distillation fractionnée classique est une opération de séparation qui dégrade beaucoup d'énergie. Nous proposons donc un nouveau procédé de distillation qui consiste à remplacer le bouilleur et le condenseur, habituellement placés en pied et en tête de colonne par deux échangeurs intégrés dans la colonne même. L'un intégré dans la zone inférieure apporte la chaleur, l'autre intégré dans la zone supérieure extrait la chaleur. Ce nouveau procédé, dit de distillation DIABATIQUE ou QUASI-REVERSIBLE constitue une importante amélioration par rapport à la distillation classique, sur le plan énergétique.

Nous nous proposons à présent de comparer les deux types de distillation sur leur mode de fonctionnement en évaluant le nombre d'étages théoriques, en déterminant les compositions, les débits vapeur et liquide à chaque étage. L'étude théorique fait appel aux bilans classiques de matière, d'enthalpie et d'exergie. Il est possible d'utiliser des méthodes graphiques pour représenter le fonctionnement des installations de distillation fractionnée.

La première méthode graphique de PONCHON et SAVARIT (12) nécessite la connaissance du diagramme classique enthalpie-composition : elle a l'avantage de faire apparaître le nombre de plateaux, les compositions, les températures et les enthalpies des différentes phases à chaque étage, sans faire référence aux hypothèses de LEWIS, contrairement à la construction de Mc CABE et THIELE (13), qui nécessite uniquement la connaissance du diagramme (y,x).

3.1. - Modélisation de la distillation adiabatique

3.1.1. - Bilan de matière global

Le bilan classique global est établi sans aucune hypothèse sur le fonctionnement. Il est fourni par les équations 1.4 et 1.5 :

$$A = D + S$$

$$A x_A = D x_D + S x_S$$

Pour la distillation d'un mélange donné (A , x_A , x_S et x_D fixées), les débits de soutirage et de distillat deviennent :

$$S = A \frac{x_A - x_D}{x_S - x_D} \quad (1.16)$$

$$D = A \frac{x_A - x_S}{x_D - x_S} \quad (1.17)$$

3.1.2. - Etude de la colonne adiabatique d'enrichissement

Considérons le système constitué par l'ensemble de la colonne situé au dessus du $n^{\text{ième}}$ plateau, comme représenté sur la figure 1.5 :

- V_n est le débit molaire de vapeur qui entre sur le plateau n-1
- L_{n-1} est le débit molaire de liquide qui quitte le plateau n-1

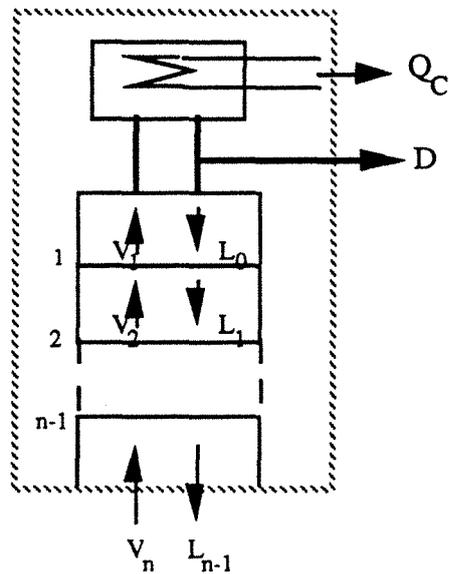


Figure 1.5 : Partie de la colonne où sont établis les bilans

Les bilans nets de matière s'écrivent :

$$V_n - L_{n-1} = D \quad (1.18)$$

$$V_n y_n - L_{n-1} x_{n-1} = D x_D \quad (1.19)$$

Le bilan d'enthalpie s'écrit :

$$V_n H_n - L_{n-1} h_{n-1} = D h_D + Q_C \quad (1.20)$$

- H_n est l'enthalpie de la vapeur. Nous supposons que la vapeur est saturante, H_n est donc une fonction implicite de y_n .

- h_{n-1} est l'enthalpie du liquide. Nous supposons de même que le liquide est bouillant, h_{n-1} est donc fonction de x_{n-1} .

- La dernière hypothèse consiste à poser que x_{n-1} est en équilibre avec la vapeur sortant du plateau (n-1).

Les données du problème imposent un mélange A de composition x_A connue et d'enthalpie h_A . Par ailleurs, les compositions du soutirage et du distillat sont imposées. La quantité de chaleur extraite au condenseur Q_C reste un facteur arbitraire: elle est fonction du taux de reflux ($r = \frac{L_0}{D}$) qui peut varier d'une valeur minimale NON NULLE à l'infini. Le choix du taux de reflux reste un compromis purement économique entre les

frais de fonctionnement et les frais d'installation. Le taux de reflux optimal r_{opt} , une fois fixé, conduit à la valeur de Q_C :

$$Q_C = \lambda_D D (1 + r_{opt}) \quad (1.21)$$

avec λ_D enthalpie molaire de vaporisation du distillat.

Connaissant les fonctions enthalpies et la fonction d'équilibre, nous obtenons alors un système de trois équations (1.18,1.19,1.20) à trois inconnues. Il peut être résolu numériquement en utilisant un programme de recherche de racine ou graphiquement par la méthode de PONCHON-SAVARIT. Dans ce dernier cas, la série de différences de débits est représentée sur le diagramme enthalpique de la figure 1.6 par un point de soustraction :

$$d(x_D, h_D + \frac{Q_C}{D}).$$

Les bilans se traduisent vectoriellement par :

$$V_n \overline{d v_n} - L_{n-1} \overline{d l_{n-1}} = \overline{0} \quad (1.22)$$

avec $\begin{cases} v_n (y_n, H_n) \\ l_{n-1} (x_{n-1}, h_{n-1}) \end{cases}$

- La vapeur à chaque étage est saturante : l'intersection de la droite de construction (d, l_{n-1}) avec l'isobare de rosée nous fournit le point v_n .

- Les flux sortants d'un plateau sont en équilibre : la courbe de conjugaison relie donc les points v_n et l_n .

Par itération, nous obtenons ainsi l'ensemble des points "vapeur" et "liquide" de chaque plateau, c'est à dire les débits, les compositions et les enthalpies aux différents étages.

Cas particulier des hypothèses de LEWIS :

Le bilan d'énergie peut être écrit en faisant trois hypothèses simplificatrices

- la colonne est parfaitement adiabatique
- les chaleurs molaires de vaporisation des deux constituants sont égales à λ
- la chaleur de mélange des deux liquides est nulle.

Il résulte de ces trois hypothèses que les débits molaires de liquide L et de vapeur V sont constants tout le long de la colonne d'enrichissement. L'équation 1.17 devient :

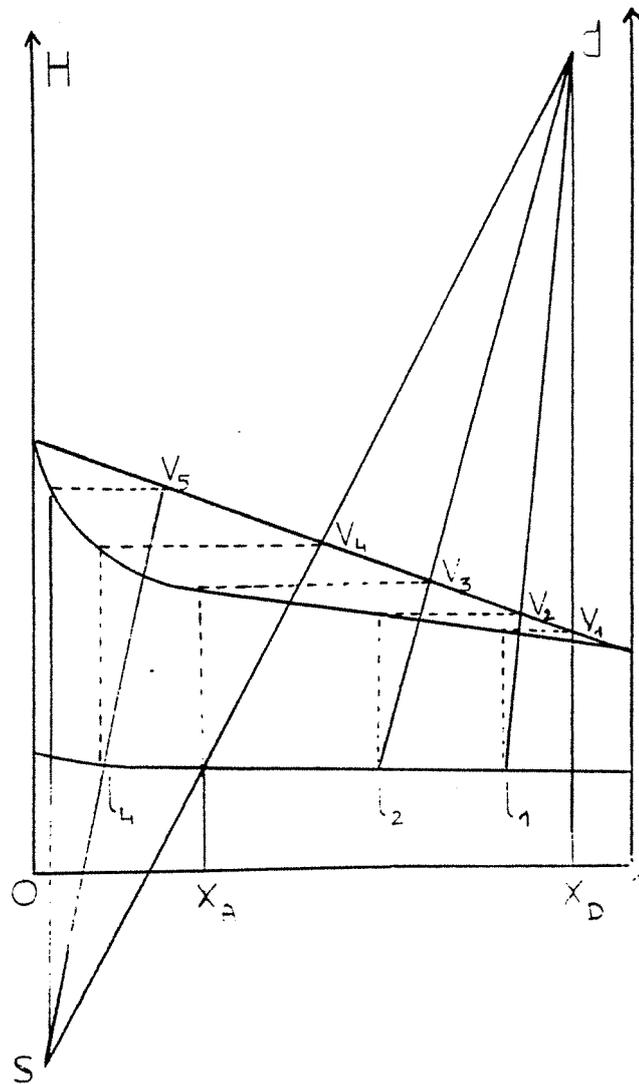


Figure 1.6 : Construction de Ponchon-Savarit pour la colonne adiabatique.

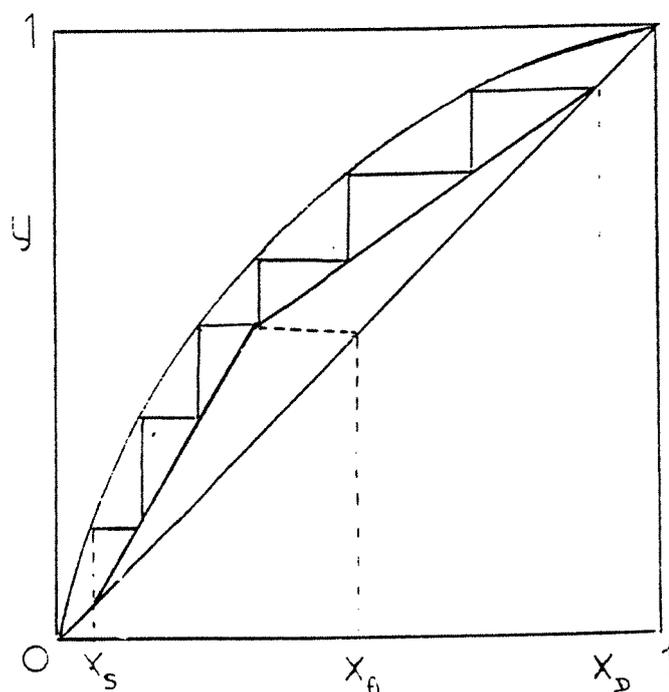


Figure 1.7 : Construction de Mc CABE et THIELE pour une colonne adiabatique.

$$y_n = \rho x_{n-1} + (1-\rho) x_D \quad (1.23)$$

avec $\rho = \frac{L}{V}$

ou si r est le taux de reflux en haut de colonne : $\rho = \frac{r}{r+1}$

ou encore si λ est la chaleur de vaporisation : $\rho = 1 - \frac{\lambda D}{Q_C}$

Dans le diagramme des titres (y vs x), schématisé sur la figure 1.7, la relation (1.23) représente la droite opératoire passant par le point du distillat (x_D, x_D) et permettant le tracé des gradins de la zone d'enrichissement par la construction de Mc CABE et THIELE. Dans le cas du reflux minimum, le nombre d'étages de la zone d'enrichissement, compris entre les compositions x_A et x_D , est infini : ceci correspond au cas extrême où la droite opératoire et la droite d'alimentation (fixée par l'enthalpie du mélange) se coupent sur la courbe d'équilibre. Ce cas correspond aussi à une quantité de chaleur extraite au condenseur minimale.

3.1.3. - Etude de la colonne adiabatique d'épuisement

Pour établir les bilans classiques de matière et d'enthalpie, nous considérons le système constitué par l'ensemble de la colonne situé au-dessous du $n^{\text{ième}}$ plateau, comme représenté sur la figure 1.8 :

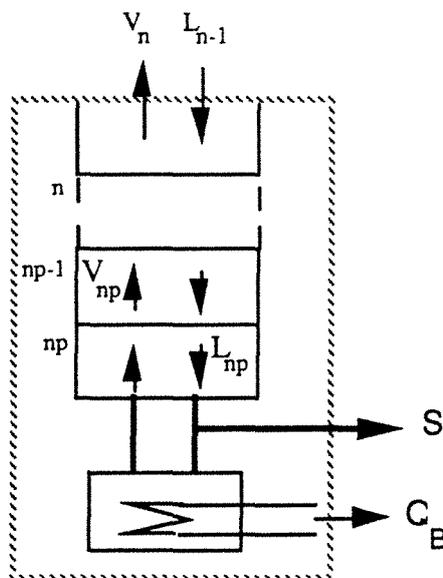


Figure 1.8: Partie de la colonne d'épuisement adiabatique où sont établis les bilans.

Les bilans nets de matière s'écrivent :

$$L_{n-1} - V_n = S \quad (1.24)$$

$$L_{n-1} x_{n-1} - V_n y_n = S x_S \quad (1.25)$$

Le bilan d'enthalpie devient :

$$L_{n-1} h_{n-1} - V_n H_n = S h_S - Q_B \quad (1.26)$$

Il apparait que la différence de ces débits reste constante quand l'indice n du plateau varie. Comme précédemment, nous supposons que la vapeur est saturante, que le liquide est bouillant et que les flux sortants du plateau sont en équilibre. La quantité de chaleur cédée au bouilleur est aussi fonction du taux de reflux:

$$Q_B = \lambda_D D (1 + r_{opt}) + S (h_S - h_A) + D (h_D - h_A) \quad (1.27)$$

Pour un mélange et un taux de reflux fixés, le système composé des équations 1.24, 1.25 et 1.26 comporte trois inconnues. A partir des fonctions enthalpiques et de la fonction d'équilibre, il est possible de déterminer le nombre d'étages théoriques dans la zone d'épuisement, ainsi que les différents paramètres de fonctionnement (compositions molaires, débits molaires...). La résolution graphique de PONCHON-SAVARIT fait intervenir un point de soustraction :

$$s(x_S, h_S - \frac{Q_B}{S})$$

Les bilans se traduisent vectoriellement par :

$$L_{n-1} \overline{s l_{n-1}} - V_n \overline{s v_n} = \overline{0} \quad (1.28)$$

La détermination graphique des compositions des étages successifs se déduit aisément de ce point de soustraction, comme l'indique la figure 1.6.

Cas particulier des hypothèses de LEWIS :

Suite aux hypothèses simplificatrices, les débits L et V sont constants tout le long de la colonne d'épuisement. L'équation 1.25 devient :

$$y_n = \rho' x_{n-1} - (\rho' - 1) x_S \quad (1.29)$$

avec $\rho' = \frac{L}{V}$

ou si λ est la chaleur de vaporisation : $\rho' = 1 + \frac{\lambda S}{Q_B}$

Sur le diagramme des titres molaires (y vs x), cette relation représente la droite opératoire d'épuisement qui passe par le point du soutirage (x_S, x_S) (voir figure 1.7).

3.2. - Modélisation de la distillation diabatique

3.2.1. - Bilan de matière global

Les équations 1.4, 1.5, 1.16 et 1.17 restent inchangées car le bilan global de matière est indépendant du type de fonctionnement.

3.2.2. - Etude de la colonne diabatique d'enrichissement

Des échangeurs de chaleur refroidissent chaque étage i de la colonne d'enrichissement d'une quantité Q_i , comme l'indique la figure 1.9 :

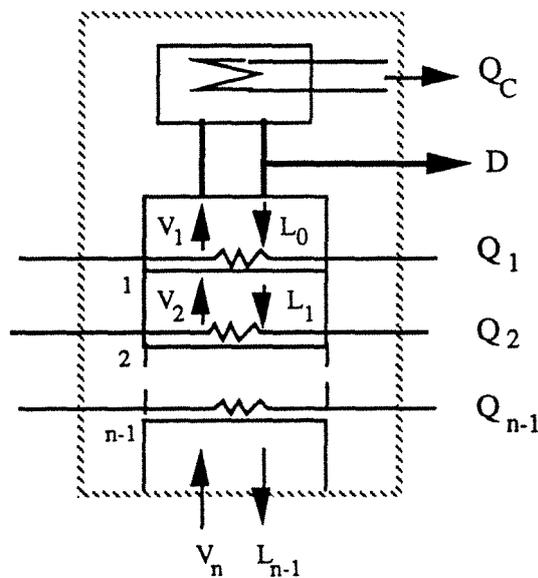


Figure 1.9: Partie de la colonne d'enrichissement diabatique où sont établis les bilans.

Les bilans nets de matière, fournis par les équations 1.18 et 1.19, restent inchangés. Le bilan d'enthalpie ne fait intervenir que les quantités de chaleur échangées sur les plateaux situés au dessus du $n^{\text{ième}}$ plateau :

$$V_n H_n - L_{n-1} h_{n-1} = D h_D + Q_C + \sum_{i=1}^{n-1} Q_i \quad (1.30)$$

Q_C est la quantité de chaleur extraite au condenseur, elle correspond à la condensation du distillat et éventuellement à la condensation d'un reflux minimal.

Par analogie à la construction de PONCHON-SAVARIT pour une colonne d'enrichissement adiabatique, la différence de débits fait intervenir un point de soustraction d_{n-1} qui n'est plus constant mais dépend de l'étage n :

$$d_{n-1} \left(x_D, h_D + \frac{Q_C}{D} + \sum_{i=1}^{n-1} \frac{Q_i}{D} \right)$$

Les bilans se traduisent vectoriellement sur le diagramme enthalpique de la figure 1.10 par :

$$V_n \overline{d_{n-1}v_n} - L_{n-1} \overline{d_{n-1}l_{n-1}} = \overline{0} \quad (1.31)$$

avec $\begin{cases} v_n (y_n, H_n) \\ l_{n-1} (x_{n-1}, h_{n-1}) \end{cases}$

Nous supposons tout d'abord que les vapeurs sont saturantes : l'intersection de la droite de construction (d_{n-1}, l_{n-1}) avec l'isobare de rosée nous fournit le point v_n . Par ailleurs, les flux sortant d'un plateau sont en équilibre : la courbe de conjugaison relie donc les points v_n et l_n . On supposera implicitement que les liquides sont bouillants.

Par comparaison avec son homologue adiabatique et pour une quantité de chaleur extraite globale identique, les points de soustraction d_{n-1} se situent au-dessous de d . Cette remarque a pour conséquence un déplacement du point v_n vers la droite ou vers le point v_1 :

$$(y_n)_{\text{adiab}} < (y_n)_{\text{diab}}$$

La répartition de la chaleur le long des étages implique un rapprochement des compositions vapeurs ou des compositions liquides de façon à diminuer les irréversibilités. Cette répartition initialement conçue pour utiliser l'énergie de façon plus

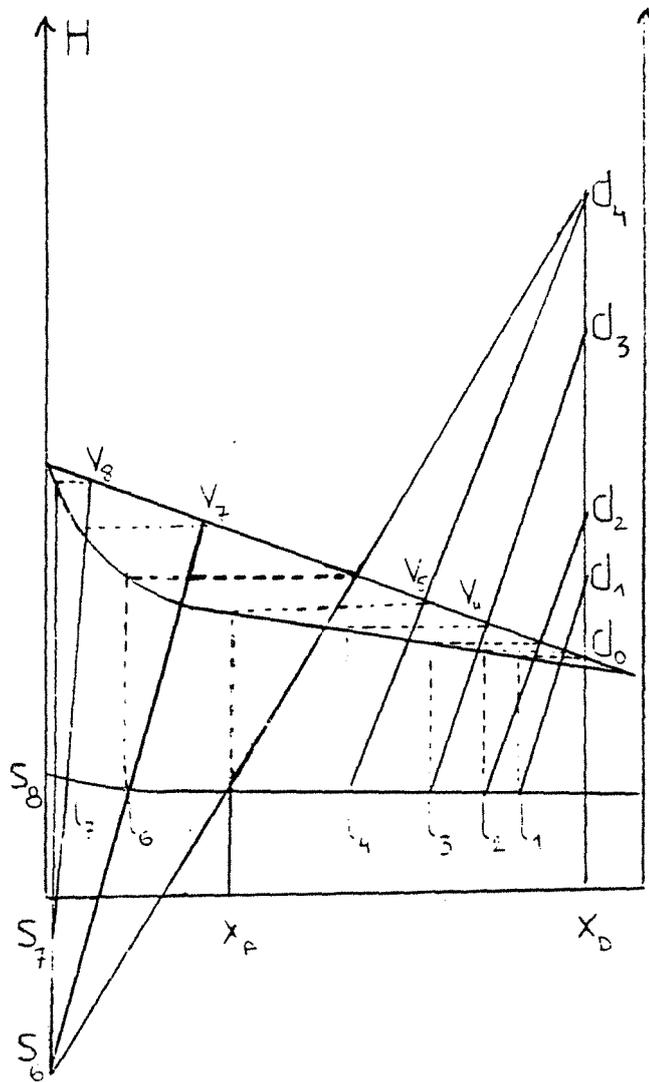


Figure 1.10 : Construction de Ponchon-Savarit pour la colonne diabatique.

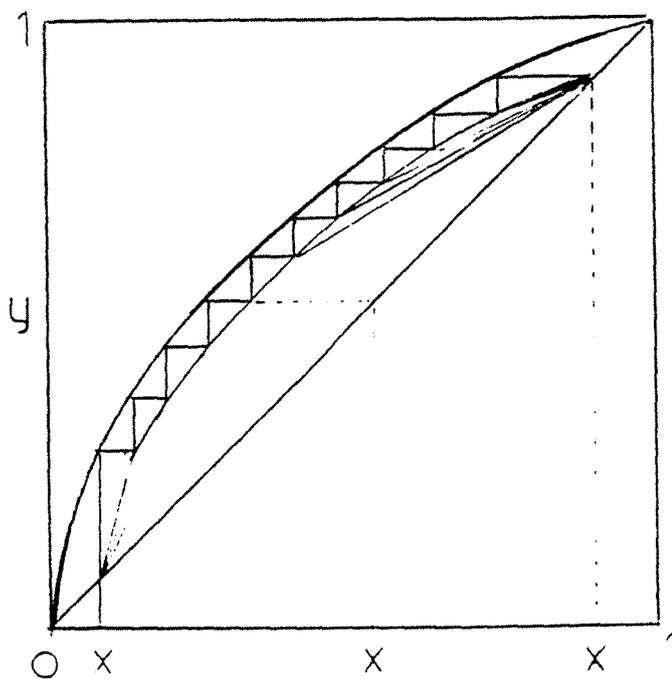


Figure 1.12 : Construction de Mc CABE et THIELE pour une colonne diabatique.

rationnelle, a aussi pour conséquence une diminution des irréversibilités sur le plateau, en rapprochant les flux au niveau de leur composition. La conséquence immédiate est l'AUGMENTATION du NOMBRE de PLATEAUX, pour obtenir une distillation identique au cas adiabatique ou alors une AUGMENTATION de la QUANTITE de CHALEUR globale à EXTRAIRE.

Le cas idéal correspond à une répartition uniforme et infinitésimale de la chaleur sur chaque plateau. On extrait tout d'abord la quantité Q_C uniquement pour condenser le distillat et on extrait sur chaque plateau la quantité dQ de façon à ce que les compositions ne varient pratiquement pas d'un plateau à un autre. Cette opération est effectuée jusqu'à la composition du mélange x_A ; le point de soustraction d_A , le dernier point dans la construction de Ponchon-Savarit, est situé à l'intersection entre l'isotherme (l_A, v_A) et la droite ($x_D = \text{constante}$), ce qui correspond au point de reflux minimum dans la construction d'une distillation classique.

Nous pouvons donc poser que :

| La quantité de chaleur minimale à extraire dans la totalité de la colonne
 | adiabatique est la même que celle d'une colonne classique opérant dans les
 | mêmes conditions. Elle correspond au taux de reflux minimum et conduit
 | aussi à un nombre d'étages infini.

Une autre conséquence réside dans la variation des débits liquides et vapeurs. En effet, ces débits diminuent lorsque l'on monte dans la colonne d'enrichissement car la vapeur ascendante est partiellement condensée à chaque étage. Ces débits peuvent être calculés numériquement ou estimés graphiquement en posant :

$$\frac{L_{n-1}}{D} = \frac{\overline{d_{n-1}v_n}}{v_n l_{n-1}} \quad \text{et} \quad \frac{V_n}{D} = \frac{\overline{d_{n-1}l_{n-1}}}{v_n l_{n-1}}$$

La diminution de débit implique une remodification totale de la colonne. Pour assurer un bon contact liquide-vapeur et pour des raisons évidentes d'hydrodynamique, le diamètre de la colonne diminue lorsque l'on s'approche du distillat (voir figure 1.11).

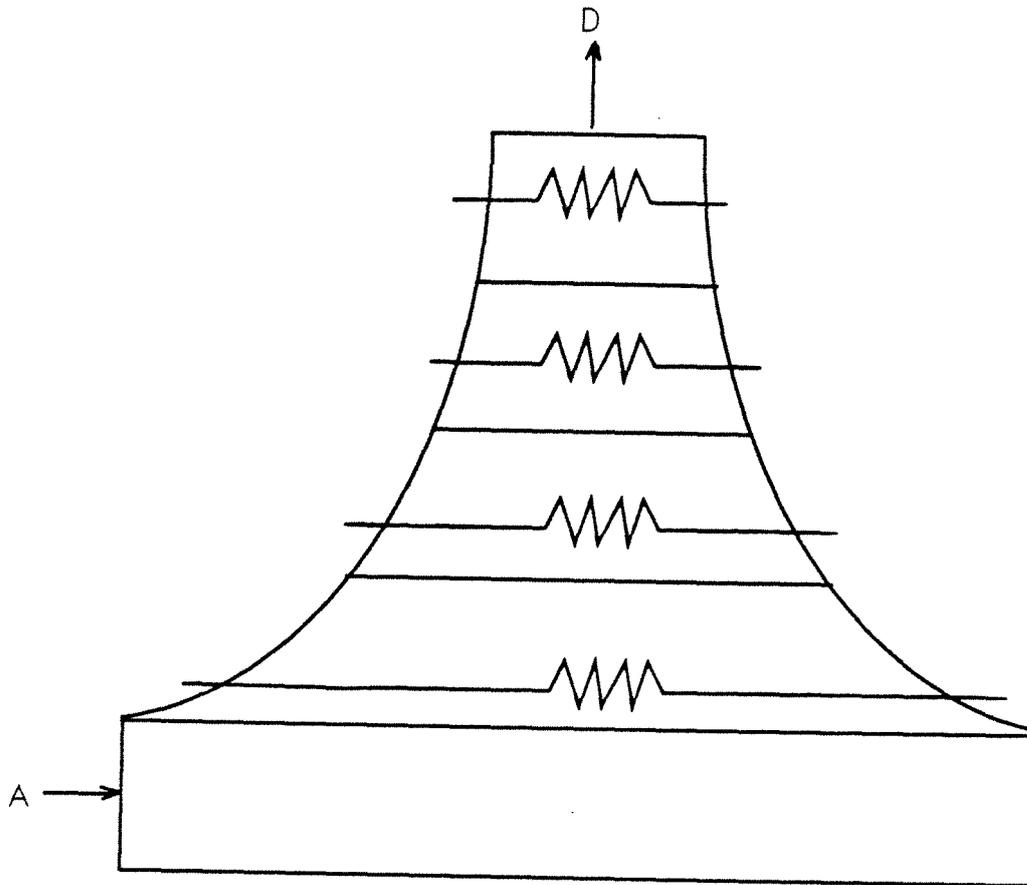


Figure 1.11 : Schéma d'une colonne d'enrichissement diabatique.

De façon à réduire les irréversibilités dans le condenseur, la valeur de Q_C doit être minimale, ce qui correspond à un reflux nul en haut de colonne. Le choix de la valeur des quantités Q_i à extraire à chaque étage reste arbitraire et est un compromis entre le nombre d'étages et les irréversibilités à l'intérieur de chacun d'eux. Mais cette valeur n'est pas totalement indépendante, dans la mesure où l'on doit assurer un reflux minimal au dessus du plateau, correspondant à l'équilibre entre l_{n-1} et v_{n-1} :

$$Q_C + \sum_{i=1}^{n-1} Q_i > Q_{\min}$$

| Le point d_{n-1} doit donc se trouver au-dessus de l'intersection entre la
| droite d'équilibre (l_{n-1}, v_{n-1}) et la droite $(x_D = \text{constante})$.

Nous avons vu que la distillation diabatique nécessitait un nombre d'étages plus important ou une quantité de chaleur plus grande pour obtenir les mêmes caractéristiques qu'une colonne adiabatique (A, x_A, x_D, x_S). Une étude économique sera à faire entre les frais de fonctionnement et les frais d'installation, pour déterminer s'il est plus avantageux d'agrandir la colonne ou de chauffer davantage. Notre étude est surtout orientée vers

l'économie d'énergie, nous supposons donc qu'il est préférable d'extraire la même quantité de chaleur que dans le cas adiabatique, où l'on a déjà optimisé le taux de reflux, donc Q_C .

De par ce choix, les débits de vapeur et de liquide seront au maximum égaux à ceux de la colonne adiabatique; ces débits maximaux se rencontrent au niveau de l'alimentation. Du reste, nous savons que les frais d'installation sont fonctions du diamètre de la colonne, or celui-ci diminue avec les débits vapeurs et liquides; les frais occasionnés par l'augmentation de plateaux devraient être compensés par les gains obtenus sur la diminution des diamètres (le diamètre maximal de la colonne diabatique correspond au diamètre de la colonne adiabatique).

Cas particulier du tracé de Mc CABE et THIELE

La première hypothèse de Lewis n'est plus vérifiée, les débits molaires de vapeur et de liquide ne sont plus constants mais diminuent lorsque l'on monte dans la colonne. Pour chaque étage, la droite opératoire définie par l'équation 1.23 possède une pente fonction de l'étage considéré :

$$y_n = \rho_n x_{n-1} + (1-\rho_n) x_D \quad (1.32)$$

avec $\rho_n = \frac{L_{n-1}}{V_n}$

ou si r_n est le taux de reflux interne de la colonne ($r_n = \frac{L_{n-1}}{D}$) : $\rho_n = \frac{r_n}{1 + r_n}$

ou encore si λ est la chaleur de vaporisation, supposée constante : $\rho_n = 1 - \frac{\lambda D}{Q_C + \sum_{i=1}^{n-1} Q_i}$

Cette pente décroît avec n et peut tendre vers 0 lorsque l'on atteint le haut de la colonne (cas particulier où $r_1=0$). Si la quantité de chaleur totale extraite est la même que dans le cas adiabatique, la pente aura une valeur maximale en bas de la colonne d'enrichissement et égale à la pente de la droite opératoire adiabatique.

Le tracé des gradins ne se fait plus entre la courbe d'équilibre et une droite opératoire mais entre la courbe d'équilibre et une série de droites opératoires paramétrées passant toutes par le point (x_D, x_D) et constituant une courbe opératoire. La construction de Mc Cabe et Thiele représentée sur la figure 1.12, montre une courbe opératoire proche de la courbe d'équilibre, donc une distillation proche de la réversibilité. On constatera aisément que plus le phénomène est réversible, plus le nombre de plateaux augmente .

3.2.3 - Etude de la colonne diabatique d'épuisement

Des échangeurs de chaleur réchauffent chaque étage i de la colonne d'épuisement d'une quantité Q_i , comme l'indique la figure 1.13 :

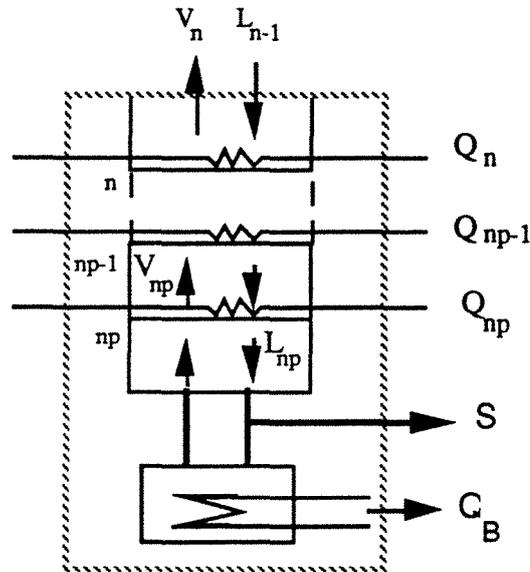


Figure 1.13: Partie de la colonne d'épuisement diabatique où sont établis les bilans.

Les bilans nets de matière, fournis par les équations 1.24 et 1.25 restent inchangés. Le bilan d'enthalpie ne fait intervenir que les quantités de chaleur données sur les plateaux situés au-dessous du $n^{\text{ième}}$ plateau :

$$L_{n-1} h_{n-1} - V_n H_n = S h_S - Q_B - \sum_{i=n}^{np} Q_i \quad (1.33)$$

Q_B est la quantité de chaleur extraite au bouilleur, elle peut être nulle car le bouilleur a pour rôle de revaporiser une partie du liquide, constituant le rebouillage. Il est donc possible de supprimer définitivement le bouilleur et d'effectuer le rebouillage de façon "plus réversible" à l'intérieur de la colonne d'épuisement.

Comme précédemment, la construction de Ponchon-Savarit fait intervenir un point de soustraction s_{n-1} dépendant de l'étage considéré :

$$s_{n-1} \left(x_S, h_S - \frac{Q_B}{S} - \sum_{i=n}^{np} \frac{Q_i}{S} \right)$$

Les bilans se traduisent vectoriellement sur le diagramme enthalpique de la figure 1.10 par :

$$L_{n-1} \overline{s_{n-1}} l_{n-1} - V_n \overline{s_{n-1}} v_n = \overline{0} \quad (1.34)$$

La détermination graphique (ou numérique) des compositions des étages successifs se déduit aisément si l'on fait les hypothèses suivantes :

- les vapeurs sont saturantes
- les liquides sont bouillants
- les flux sortant d'un plateau sont en équilibre.

Pour une quantité de chaleur identique au cas adiabatique, les points de soustraction s_{n-1} se retrouvent au-dessus du point s . Les points v_n sont ainsi déplacés vers la gauche ou vers le point v_s . Les conséquences sont identiques au cas de l'enrichissement : les irréversibilités diminuent en rapprochant les compositions de chaque flux mais le nombre d'étages augmente.

Le cas idéal reste celui où la chaleur est répartie de façon uniforme et infinitésimale sur chaque plateau et où le bouilleur est totalement supprimé. Il s'en suit que le nombre de plateau est infini.

La deuxième conséquence implique une variation du diamètre de la colonne, car les débits liquides et vapeurs diminuent lorsque l'on descend dans la colonne d'épuisement, conduisant à un schéma de colonne représenté sur la figure 1.14. En effet, le liquide descendant est partiellement vaporisé à chaque étage.

L'étude de la colonne d'enrichissement permet de fixer la quantité de chaleur globale Q_C , la valeur de Q_B global est donc déterminée pour un type de distillation donné

$$Q_{B(\text{global})} = Q_{C(\text{global})} + S (h_S - h_A) + D (h_D - h_A) \quad (1.35)$$

L'optimisation consiste à répartir de façon la moins irréversible possible, les quantités de chaleur sur chaque plateau, tout en sachant qu'un taux de rebouillage suffisant est nécessaire en dessous de chaque plateau :

| Le point s_{n-1} doit donc se trouver au-dessous de l'intersection entre la
| droite d'équilibre (l_{n-1}, v_{n-1}) et la droite $(x_s = \text{constante})$.

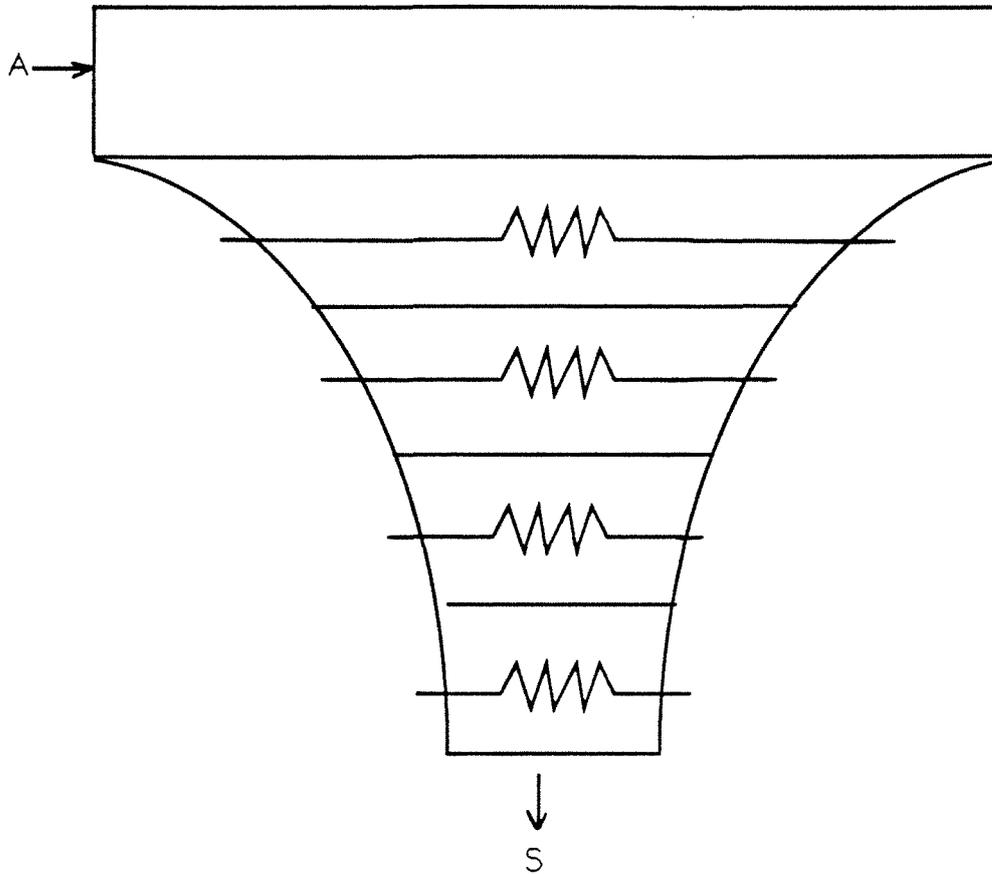


Figure 1.14 : Schéma d'une colonne d'épuisement diabatique.

De nouveau, un compromis entre les irréversibilités et le prix de revient de la colonne permettra de fixer ce nombre d'étages.

En choisissant la même quantité de chaleur que le cas adiabatique, les débits maximaux atteints par le liquide et la vapeur sont ceux de la colonne adiabatique. Le diamètre maximal se situe donc au niveau de l'alimentation et est égal à celui de la colonne adiabatique.

Cas particulier du tracé de Mc CABE et THIELE

Comme précédemment, la droite opératoire est remplacée par une courbe opératoire se rapprochant de la courbe d'équilibre (voir figure 1.12). L'équation 1.29 est remplacée par une équation de droite paramétrée passant toujours par (x_S, x_S) :

$$y_n = \rho'_{n-1} x_{n-1} - (\rho'_{n-1} - 1) x_S \quad (1.36)$$

avec $\rho'_{n-1} = \frac{L_{n-1}}{V_n}$

ou si λ est la chaleur de vaporisation, supposée constante :
$$\rho'_{n-1} = 1 + \frac{\lambda S}{Q_B + \sum_{i=n}^{n_p} Q_i}$$

Cette pente augmente avec n . La variation peut être rapide en bas de colonne dans le cas particulier où Q_B est nulle.

Si la quantité de chaleur totale fournie est la même que dans le cas adiabatique, la pente aura une valeur minimale en haut de la colonne d'épuisement et égale à la pente de la droite opératoire adiabatique.

3.3. - Remarques sur le calcul exergetique

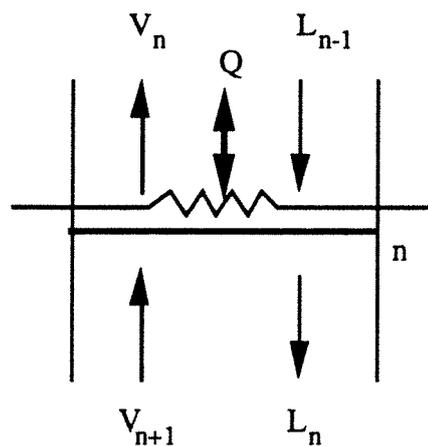


Figure 1.15 : Schéma d'un plateau diabolique

Nous venons de voir que le procédé le plus réversible consiste à répartir de façon uniforme et infinitésimale la quantité de chaleur sur chaque étage. Le nombre de plateaux est alors infini, ce qui est impossible à réaliser. La meilleure solution consiste à rechercher l'optimum économique entre le coût d'exploitation réduit par le fait que la distillation est plus réversible et le coût d'investissement augmenté par un nombre plus important de plateaux. La répartition des flux d'énergie peut se faire de façon à uniformiser les pertes, comme le conseille D. TONDEUR dans une de ses publications (14) : " le critère d'optimisation est donné par l'équi-répartition des flux de production d'entropie (ou de destruction d'exergie)".

Pour calculer les irréversibilités au niveau d'un plateau, nous utiliserons la fonction "exergie" définie précédemment. Considérons le plateau de la figure 1.15 : le bilan d'exergie sur ce plateau conduit à l'équation suivante :

$$V_{n+1} Ex_{V_{n+1}} - L_{n-1} Ex_{L_{n-1}} = V_n Ex_{V_n} + L_n Ex_{L_n} + P_{ex} + \begin{cases} +EX_{Cn} \\ -EX_{Bn} \end{cases} \quad (1.37)$$

EX_{Cn} et EX_{Bn} représentent l'exergie emportée par le frigoporteur ou cédée par le caloporteur.

Les pertes énergétiques comprennent :

- les irréversibilités dues au transfert de chaleur et de matière entre les flux vapeurs et liquides

- les irréversibilités dues au transfert de chaleur dans les échangeurs. Si l'on suppose que l'échange se fait à la température du plateau θ_n , ces dernières sont égales à :

$$P_{ex} = Ex_{Bn} - Q_n \theta_n \quad \text{dans l'échangeur } n \text{ chauffant}$$

$$P_{ex} = Q_n \theta_n - Ex_{Cn} \quad \text{dans l'échangeur } n \text{ refroidissant}$$

Globalement dans l'ensemble de la colonne, nous obtenons :

$$P_{ex}(\text{totale}) = -\Delta EX_{sep} + \sum_{i=nA}^{np} EX_{Bi} - \sum_{i=1}^{nA} EX_{Ci} - EX_C \quad (1.38)$$

Pour une distillation fixée, les pertes seraient réduites si l'on arrive à rapprocher les niveaux exergétiques des deux fluides frigoporteur et caloporteur.

IV - APPLICATION NUMERIQUE

Pour étayer l'étude ci-dessus, nous allons comparer deux colonnes d'enrichissement (adiabatique et diabatique) fonctionnant avec le couple EAU/ETHANOL.

Les colonnes à distiller sont alimentées par un mélange de composition massique $x_{A,m} = 0,35$ en éthanol et avec un débit de $A_m = 1\text{kg/s}$ à $T_0 = 15,6^\circ\text{C}$. L'alimentation est entièrement vaporisée dans le bouilleur (qui joue uniquement le rôle d'un évaporateur). Nous désirons un distillat de composition massique $x_{D,m} = 0,90$ à sa température d'ébullition et un soutirage voisin de $x_{S,m} = 0,05$.

Le bilan de matière global conduit aux débits de distillat et de soutirage :

$$D_m = 0,3546 \text{ kg/s}$$

$$S_m = 0,6454 \text{ kg/s.}$$

4.1. - La distillation adiabatique

La figure 1.16 représente la construction de PONCHON-SAVARIT avec les conditions opératoires citées ci-dessus et avec un taux de reflux de 4,1. La construction conduit à une colonne d'enrichissement adiabatique de 6 plateaux théoriques, ce qui correspond à une quantité de chaleur au condenseur de $Q_C=1783$ kW. Ce condenseur est refroidi avec de l'eau entrant à $15,6^\circ\text{C}$ et sortant à $77,22^\circ\text{C}$ si l'on suppose un ΔT de 5°C dans l'échangeur. La quantité de fluide frigoporteur est donc de $7,15$ kg/s. Le bouilleur est chauffé par condensation de vapeur d'eau à 100°C , le flux de chaleur échangé est alors de $Q_B = 2169$ kW (dont 1773 kW pour l'évaporation). L'ensemble des paramètres de la distillation est représenté sur la figure 1.17.

Les pertes se répartissent suivant le tableau 1.1

COLONNE ADIABATIQUE (kW)		
Pertes dans le bouilleur		50
Pertes dans le condenseur		140
Pertes dans la colonne		
1	$-\Delta EX_1$	0
2	$-\Delta EX_2$	0
3	$-\Delta EX_3$	6
4	$-\Delta EX_4$	44
5	$-\Delta EX_5$	46
6	$-\Delta EX_6$	3
TOTAL		99
η_{ex} (%)		43

Tableau 1.1 : Résultats des pertes d'exergie dans la colonne adiabatique.

4.2. - La distillation diabatique

La figure 1.18 représente la construction de PONCHON-SAVARIT avec les mêmes conditions opératoires que précédemment. Nous prendrons des quantités de chaleur identiques. Nous choisissons arbitrairement de fixer au condenseur la quantité de chaleur suffisante pour condenser uniquement le distillat (le reflux est nul en haut de colonne) soit : $Q_C = 345,3$ kW, et de distribuer de façon uniforme la quantité de chaleur restante. Après plusieurs itérations, nous trouvons une colonne de 10 plateaux, tous refroidis par une quantité $Q_{Ci} = 143,9$ kW.

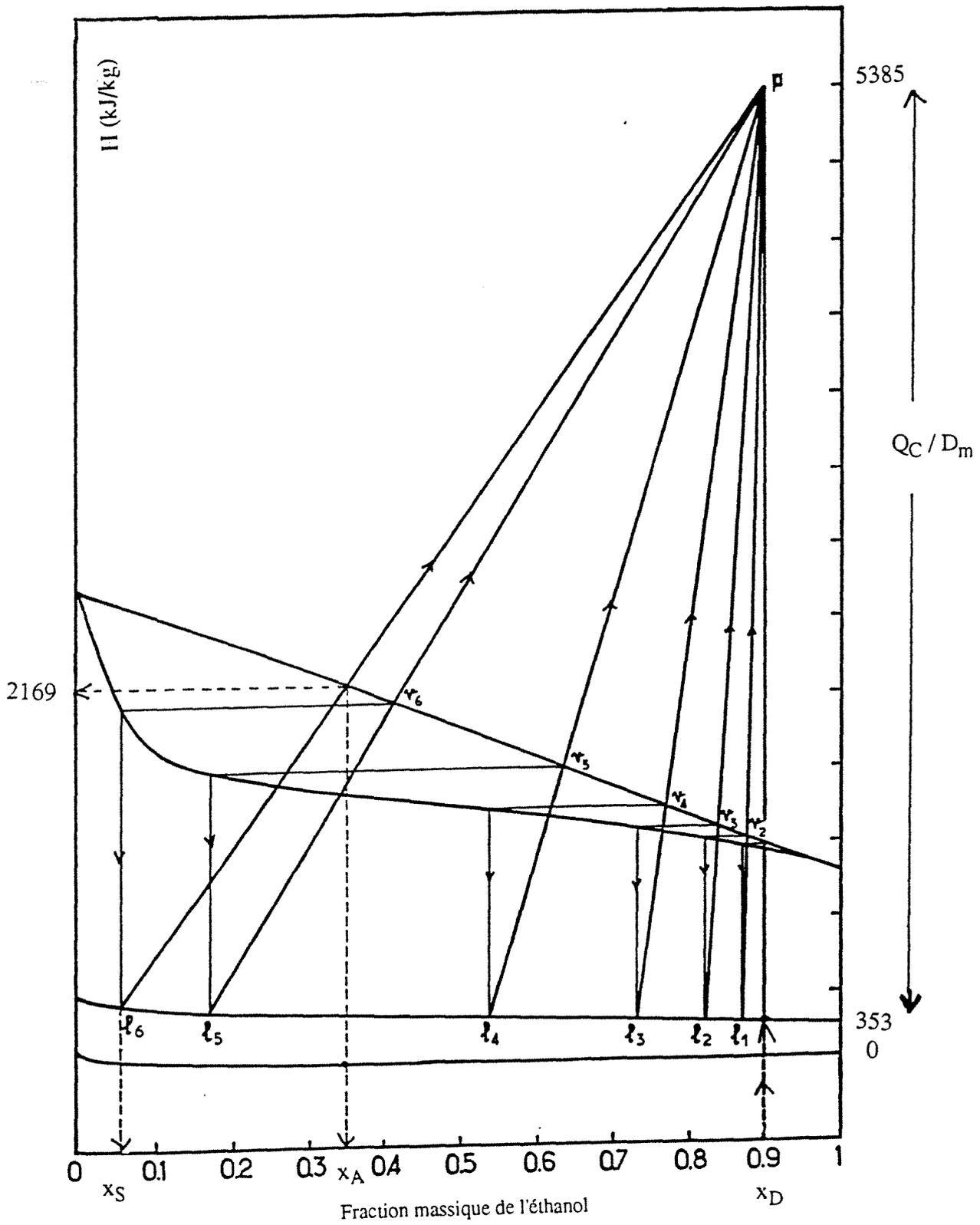


Figure 1.16 : Diagramme de Ponchon-Savarit pour la distillation adiabatique d'EAU / ETHANOL.

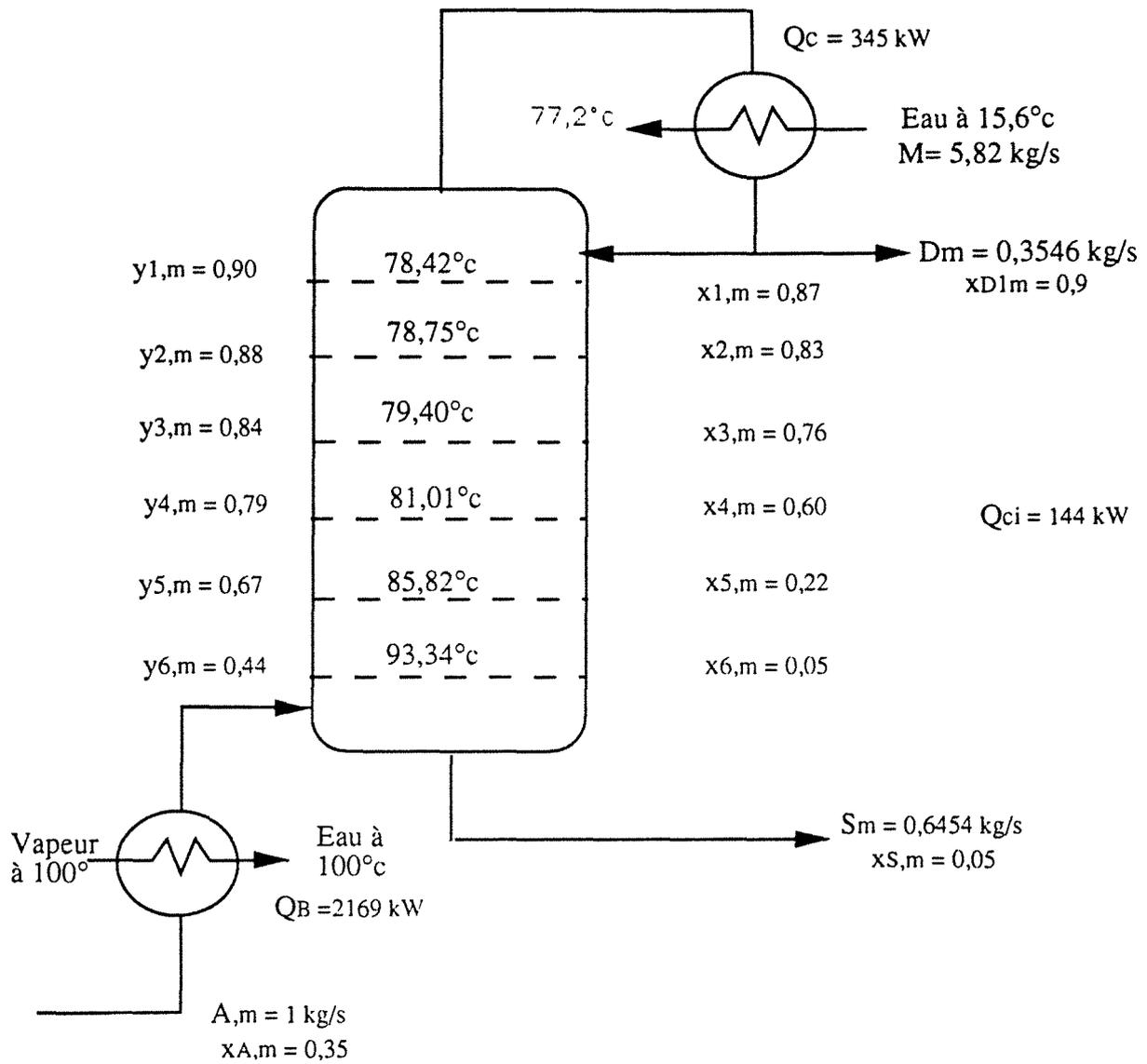


Figure 1.17 : Ensemble des caractéristiques de la distillation adiabatique du couple EAU / ETHANOL.

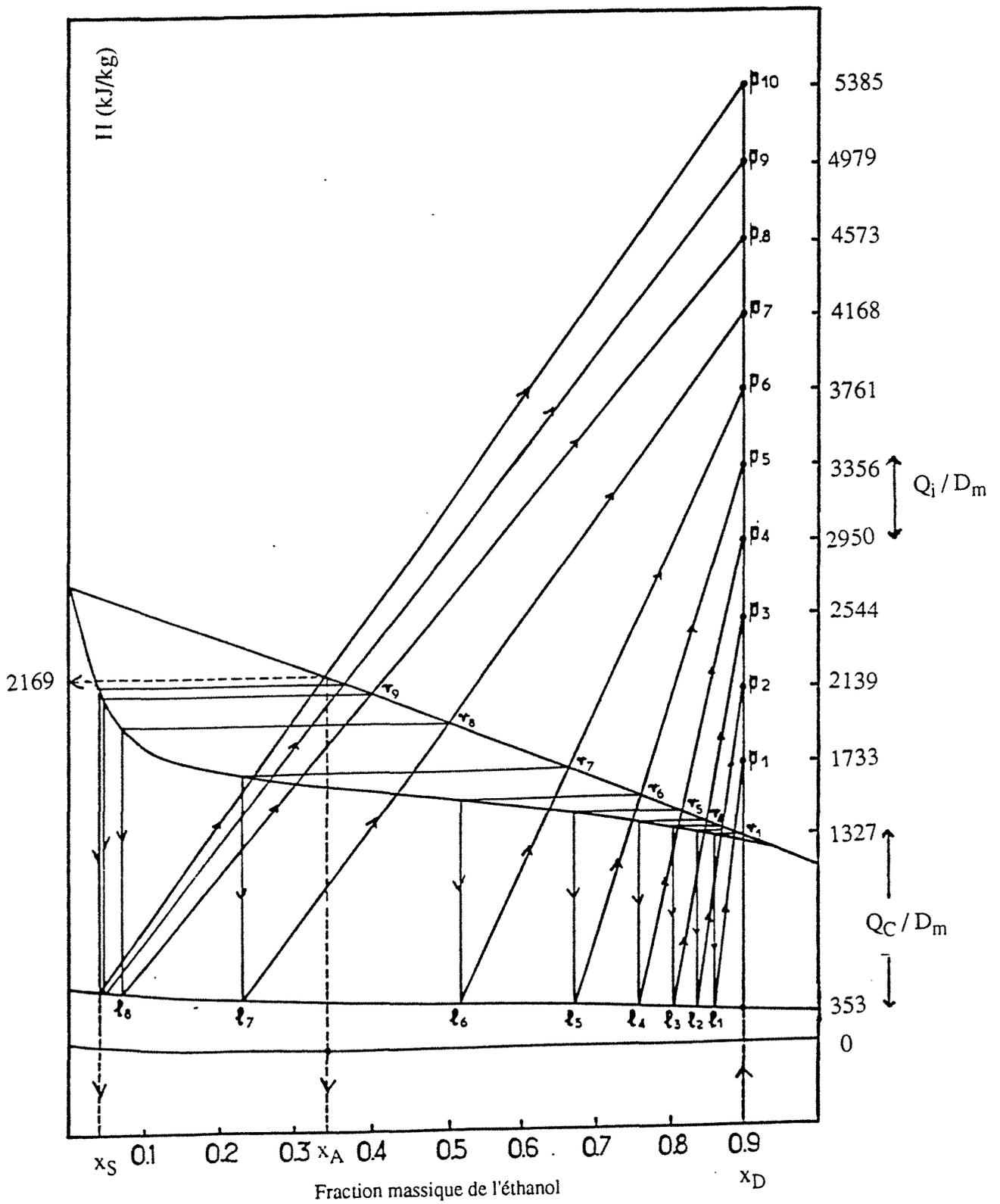


Figure 1.18 : Diagramme de Ponchon-Savarit pour la distillation adiabatique d'EAU / ETHANOL.

Le fluide frigoporteur est de l'eau entrant à 15,6°C et circulant en série à travers les plateaux pour sortir en bas de colonne à 88,9°C; son débit est alors de 5,82 kg/s.

L'ensemble des résultats du fonctionnement de la colonne diabatique est représenté sur la figure 1.19.

Le tableau 1.2 recense les pertes exergetiques dans les différentes parties de la colonne.

COLONNE DIABATIQUE (kW)		
Pertes dans le bouilleur		50
Pertes dans le condenseur		51
Pertes dans la colonne		
1	$-\Delta EX_1 - Q_i \theta_1$	16
2	$-\Delta EX_2 - Q_i \theta_2$	14
3	$-\Delta EX_3 - Q_i \theta_3$	11
4	$-\Delta EX_4 - Q_i \theta_4$	8
5	$-\Delta EX_5 - Q_i \theta_5$	6
6	$-\Delta EX_6 - Q_i \theta_6$	5
7	$-\Delta EX_7 - Q_i \theta_7$	14
8	$-\Delta EX_8 - Q_i \theta_8$	51
9	$-\Delta EX_9 - Q_i \theta_9$	25
10	$-\Delta EX_{10} - Q_i \theta_{10}$	7
TOTAL		157
η_{ex} (%)		50

Tableau 1.2 : Résultats des pertes d'exergie dans la colonne diabatique.

4.3. - Comparaison des deux types de colonnes

Les pertes au niveau d'un plateau diabatique augmentent, par suite de l'introduction d'un échangeur générateur d'entropie. Il est donc important de distinguer les différentes contributions aux irréversibilités.

On constatera ainsi que les irréversibilités de la colonne diabatique sont réduites aussi bien dans les processus internes de la colonne (transfert de matière et de chaleur entre les flux de vapeur et de liquide)

$$P_{ex_{col}} (\text{diab}) = 76 \text{ kW} \quad \text{contre} \quad P_{ex_{col}} (\text{adiab}) = 99 \text{ kW}$$

que dans le transfert de chaleur à travers les échangeurs

$$P_{\text{exch}}(\text{diab}) = 182 \text{ kW} \quad \text{contre} \quad P_{\text{exch}}(\text{adiab}) = 187 \text{ kW}$$

Les diagrammes de GRASSMAN sur les figures 1.20 et 1.21 schématisent les différents flux d'exergie dans les différentes parties de la colonne. On remarquera que la colonne diabatique non seulement réduit mais aussi uniformise les pertes dans chaque plateau. L'optimisation du procédé diabatique consistera à répartir de façon la plus équitable possible les pertes exergetiques, tout en tenant compte des coûts d'installation.

Remarquons de même que la consommation de fluide frigoporteur a diminué et que son niveau exergetique en sortie a augmenté. Cette dernière remarque peut être très favorable dans la mesure où le frigoporteur "chaud" aura plus de chance de trouver une autre application sur le site industriel.

Le rendement exergetique sur cet exemple a faiblement augmenté, mais pour des distillations où les ΔT entre l'entrée et les sorties des fluides du procédé sont plus importants (en tout cas supérieurs à 30°C), le rendement serait encore plus grand.

V - CONCLUSIONS

Le rendement exergetique d'une distillation fractionnée peut être amélioré en répartissant les différents flux de chaleur à l'intérieur de la colonne. On voit que les différences de température entre le fluide chauffeur et le fluide chauffé sont faibles et uniformes. La vaporisation du liquide se fait progressivement et uniformément dans toute la zone d'épuisement au lieu de se faire uniquement dans le bouilleur : le bouilleur peut donc être supprimé. De même, la condensation de la vapeur se fait progressivement et uniformément tout le long de la zone d'enrichissement. Le régulateur de reflux peut donc être supprimé, le condenseur est conservé pour refroidir le distillat.

Les avantages de ce nouveau type de distillation sont :

- une réduction des irréversibilités lors de la séparation
- une diminution de consommation des fluides frigoporteur et caloporteur donc une économie sur les consommations de fluides-vecteurs d'énergie thermique
- une augmentation du niveau énergétique du fluide frigoporteur, qui pourra trouver une autre utilisation sur le site industriel (le niveau énergétique sera maximal dans le cas où le fluide circule en série sur chaque plateau)
- une diminution du niveau énergétique du fluide caloporteur si ce dernier ne trouve pas d'autres applications sur le site industriel.

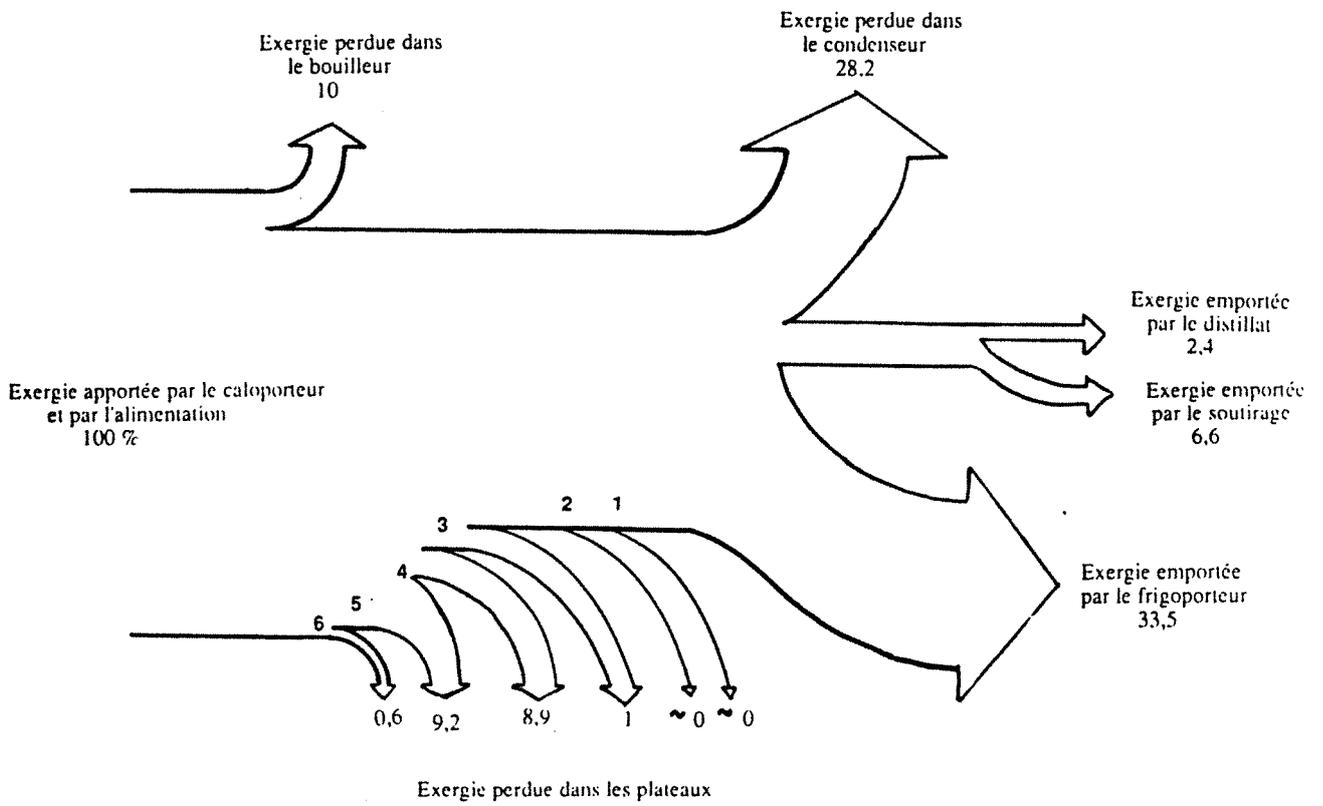


Figure 1.20 : Diagramme de GRASSMAN pour la distillation adiabatique du couple EAU / ETHANOL.

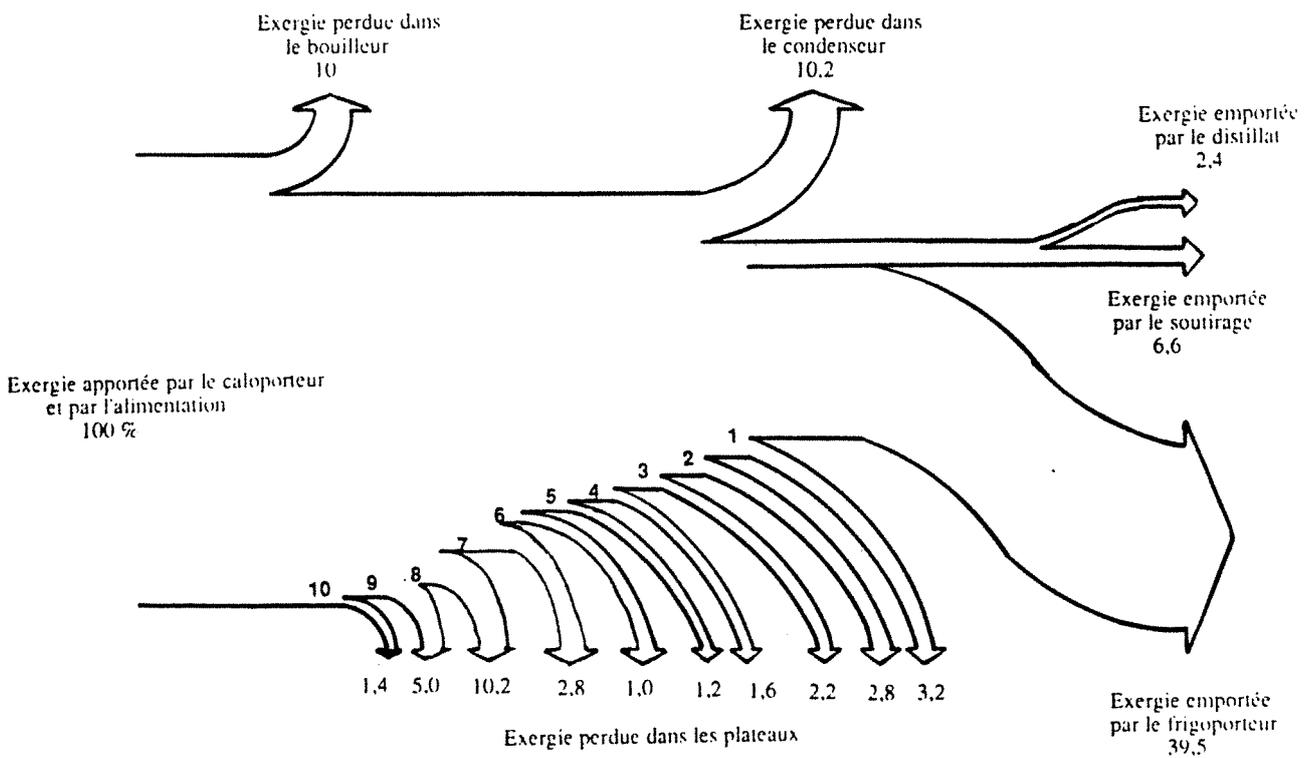


Figure 1.21 : Diagramme de GRASSMAN pour la distillation diabatique couple EAU / ETHANOL.

On remarquera que les avantages de la distillation diabatique dépendent énormément du CONTEXTE INDUSTRIEL dans lequel est placée la distillation diabatique. En effet, suivant les besoins en énergie et surtout en niveau énergétique, ce nouveau type de distillation peut être plus ou moins avantageux. Le fluide caloporteur peut, par exemple, avoir plus de valeur dans le cas adiabatique car sa température de sortie est plus grande; il sera alors peut être intéressant de diabatiquer uniquement la zone d'enrichissement... Il est donc indispensable de faire une étude exergetique globale de la colonne de fractionnement avec son contexte industriel en utilisant par exemple les diagrammes θ/Q , l'optimisation se fera par la méthode du pincement (15).

Dans le cas favorable de la distillation diabatique, la répartition des flux dépend évidemment de la séparation elle-même (taux de reflux suffisant au dessus de chaque étage), mais aussi d'un facteur économique, car la colonne diabatique présente :

- un nombre d'étages plus important qui croit avec la réversibilité de la séparation
- un diamètre de colonne variable, avec un maximum au niveau de l'alimentation.

Dans le cas où les quantités de chaleur sont identiques au cas adiabatique, le plus grand diamètre sera celui de la colonne adiabatique.

Un compromis entre les frais d'installation, les frais de fonctionnement comprenant la consommation des fluides vecteurs d'énergie thermique, et les irréversibilités sera à trouver pour l'optimisation du procédé.

Un exemple d'application de la distillation diabatique est celui où la colonne est couplée à une pompe à chaleur. Le fluide de travail de la PAC joue le rôle du frigopporteur et du caloporteur. La colonne est considérée comme seule dans son contexte : il est donc avantageux d'augmenter la température de sortie du frigopporteur et de diminuer celle du caloporteur. Cet exemple est traité dans le chapitre III de ce rapport.

Nous avons passé sous silence les problèmes cinétiques et les rendements de chaque échangeurs, c'est à dire la notion d'EFFICACITE. Au cours de la phase expérimentale suivante, nous nous proposons d'étudier globalement cette notion.

NOMENCLATURE DU CHAPITRE I

SYMBOLES LATINS

A	débit d'alimentation (mol/s)
d	point de soustraction dans la construction de Ponchon-Savarit
D	débit de soutirage (mol/s)
Ex	exergie (kJ/mol)
EX	exergie (kJ)
h	enthalpie de la phase liquide (kJ/mol)
H	enthalpie de la phase vapeur (kJ/mol)
G	enthalpie libre de Gibbs
L	débit de liquide (mol/s)
l	point du liquide dans la construction de Ponchon-Savarit
n	numéro du plateau
Pex	exergie détruite (kJ)
Q	quantité de chaleur (kW)
r	taux de reflux
R	constante des gaz parfaits
s	point de soustraction dans la construction de Ponchon-Savarit
S	entropie (kJ/mol.K)
ou S	débit de soutirage (mol/s)
T	température (K)
V	débit de vapeur (mol/s)
v	point de la vapeur dans la construction de Ponchon-Savarit
x	composition molaire du liquide
y	composition molaire de la vapeur

SYMBOLES GRECS

γ	coefficient d'activité
η	rendement
λ	enthalpie molaire de vaporisation (kJ/mol)
ρ	pente de la courbe opératoire
θ	facteur de Carnot
Δ	variation

INDICES

A	alimentation
adiab	adiabatique
B	bouilleur / caloporteur
C	condenseur / frigoporteur
col	à l'intérieur de la colonne
D	distillat
diab	diabatique
e	entrée
ech	échangeurs de chaleur
Ex	exergétique
m	massique
min	minimal
ml	moyenne logarithmique
n	numéro de l'étage
o	état de référence
opt	optimal
s	sortie
S	soutirage
sep	séparation

EXPOSANTS

E	excès
Ex	exergétique
o	référence au corps pur
-	moyenne

CHAPITRE II
ETUDE ET TECHNIQUE
EXPERIMENTALES

SOMMAIRE DU CHAPITRE II

I - INTRODUCTION	48
II - CONCEPTION DE LA COLONNE DE DISTILLATION	48
2.1. - Les cas d'opérations envisageables	48
2.1.1. - La colonne d'enrichissement	49
2.1.2. - La colonne d'épuisement	50
2.2. - Le couple de travail	53
2.3. - Dispositif expérimental	53
2.3.1. - La colonne de rectification	53
2.3.2. - Les plateaux diabatiques	55
2.3.3. - Le calorifugeage actif	57
2.3.4. - Le système d'acquisition de données	58
2.3.5. - Chromatographie	59
2.3.6. - Précision des mesures	60
III - PROGRAMME EXPERIMENTAL	64
IV - ETUDE HYDRODYNAMIQUE DU CONTACT GAZ-LIQUIDE	65
4.1. - Introduction	65
4.2. - Rappels	65
4.3. - Dispositif expérimental	67
4.4. - Résultats expérimentaux	68
4.5. - Interprétation et comparaison avec les résultats de la littérature	70
4.5.1. - Les régimes de fonctionnement	70
4.5.2. - Comparaison des limites de fonctionnement avec d'autres auteurs	74
* le pleurage	74
* l'engorgement	75

* étude des pertes de pression	77
4.6. - Conclusions sur l'étude hydrodynamique	81
V - LE TRANSFERT DE CHALEUR	82
5.1. - Introduction	82
5.2. - Pertes thermiques à l'extérieur	82
a - Pertes au condenseur	82
b - Pertes au bouilleur	83
c - Pertes dans les circuits annexes	83
5.3. - Transfert de chaleur dans les serpentins	84
5.4. - Conclusion	88
VI - LES EXPERIENCES DE DISTILLATION	89
6.1. - Les paramètres variables de la colonne de distillation	89
6.2. - Résumé des expériences menées au laboratoire	91
6.3. - Exploitation d'une distillation adiabatique d'enrichissement	98
6.3.1. - Acquisition des résultats bruts	98
6.3.2. - Première validation des données : le diagramme (T-x,y)	100
6.3.3. - Elaboration des conditions opératoires	100
a - Calcul des quantités de chaleur	102
b - Calcul des débits de l'alimentation, du distillat et du soutirage	104
c - Calcul du taux de reflux	107
6.3.4. - Détermination des compositions, des débits et des efficacités	107
6.3.5. - Comparaison avec les résultats de la littérature	112
a - Méthode de l'AIChE	112
b - Application à la distillation du 15.07.91	115
6.3.6. - Résultats de l'ensemble des distillations	119
6.3.7. - Simulation d'une colonne adiabatique d'enrichissement	121
6.4. - Exploitation d'une distillation diabatique d'enrichissement	123
6.4.1. - Acquisition des résultats	123
6.4.2. - Elaboration des conditions opératoires	125

6.4.3. - Détermination des compositions, des débits et des efficacités	128
6.4.4. - Résultats de l'ensemble des distillations	133
6.4.5. - Simulation d'une colonne diabatique d'enrichissement	134
6.5. - Exploitation d'une distillation adiabatique d'épuisement	136
6.5.1. - Acquisition des résultats	136
6.5.2. - Elaboration des conditions opératoires	138
6.5.3. - Détermination des compositions, des débits et des efficacités	142
6.5.4. - Résultats de l'ensemble des distillations	146
6.5.5. - Simulation d'une colonne adiabatique d'épuisement	148
6.6. - Exploitation d'une colonne diabatique d'épuisement	151
6.6.1. - Acquisition des résultats	151
6.6.2. - Elaboration des conditions opératoires	153
6.6.3. - Détermination des compositions, des débits et des efficacités	157
6.6.4. - Résultats de l'ensemble des distillations	160
6.6.5. - Simulation d'une colonne diabatique d'épuisement	161
VII - CONCLUSIONS	163
NOMENCLATURE	164

ETUDE ET TECHNIQUE

EXPERIMENTALES

I - INTRODUCTION

L'objectif premier de cette étude expérimentale est de montrer la faisabilité technique du projet 'DISTILLATION DIABATIQUE' en mettant en place une maquette à l'échelle du laboratoire. Avant de programmer une recherche sur la structure interne de la colonne diabatique, il est important d'établir une comparaison globale sur les deux types de distillation adiabatique et diabatique à partir d'une colonne classique à plateaux perforés surmontés de serpentins, dans le but de retrouver les avantages et les inconvénients de la distillation diabatique établis dans la théorie précédente et de voir si un tel projet peut être réalisé. La maquette, d'une puissance de 20 kW, a été conçue afin d'étudier séparément et successivement la zone d'enrichissement et la zone d'épuisement. Par ailleurs, elle pourra être utilisée soit sous forme adiabatique soit sous forme diabatique sans qu'aucune modification technique ne soit apportée. Après les études préliminaires d'hydrodynamique et d'échange de chaleur, nous étudierons le phénomène complet avec transfert de matière et de chaleur.

II - CONCEPTION DE LA COLONNE DE DISTILLATION

2.1. - Les cas d'opérations envisageables

Une colonne de fractionnement classique possède habituellement deux zones :

- la partie de la colonne située au-dessus du niveau d'alimentation est appelée la section d'enrichissement.
- la partie inférieure constitue la section d'épuisement.

Pour étudier une telle colonne, il apparaît judicieux et plus économique de séparer le travail en deux parties, en concevant une colonne capable de fonctionner soit en enrichissement soit en épuisement. Par ailleurs, pour faciliter la comparaison, la colonne sera aussi conçue pour travailler en adiabatique ET en diabatique. Un circuit d'échangeurs sera donc prévu de façon à alimenter en série totalement ou partiellement, les plateaux de

la colonne. Ce circuit ne sera pas alimenté mais restera sur place lors des manipulations en adiabatique.

2.1.1 - La colonne d'enrichissement

La figure 2.1 représente une colonne de distillation classique. L'alimentation peut être liquide, vapeur ou un mélange des deux. Quelle que soit son enthalpie, la phase vapeur entrant dans la **zone d'enrichissement** est un mélange de la vapeur arrivant du plateau inférieur (V, y_i) et d'une partie de l'alimentation ($A', y_{A'}$). Nous pouvons donc considérer que la colonne d'enrichissement est alimentée par un mélange VAPEUR de composition :

$$y = \frac{A' y_{A'} + V y_i}{A' + V}$$

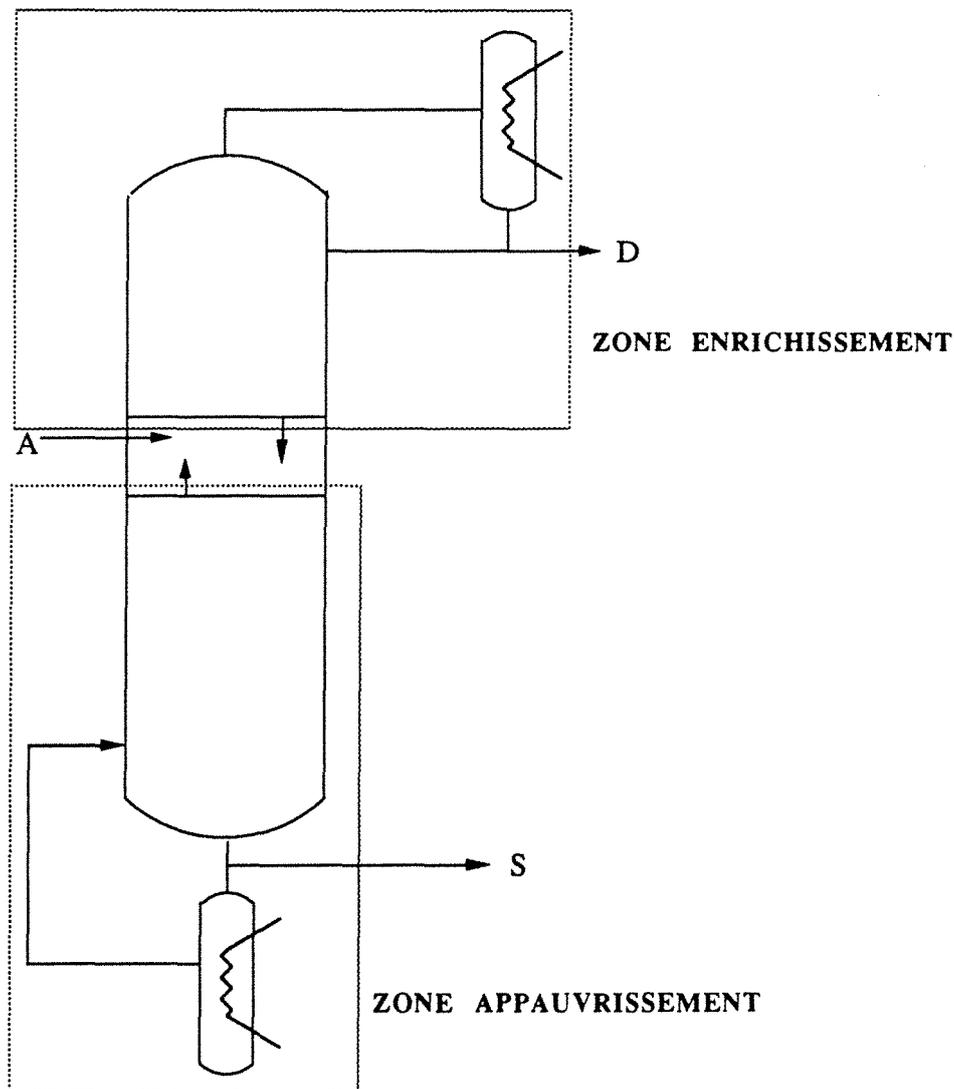


Figure 2.1 : Schéma d'une colonne de distillation classique

Cette remarque nous permet de concevoir une colonne d'enrichissement où l'alimentation, de composition quelconque se fera uniquement à l'état vapeur. La conception prendra aussi en compte le fait que la colonne peut travailler en diabatique. Par ailleurs, dans un but non "productif" et afin de limiter la consommation des produits, le distillat et le soutirage seront remélangés pour fournir l'alimentation. Nous distinguons ainsi quatre cas d'opération représentés sur la figure 2.2.:

- CAS AE : il s'agit d'une colonne Adiabatique d'Enrichissement avec un évaporateur de mélange et un condenseur de reflux. Le distillat liquide et le soutirage liquide fournissent un mélange liquide qui sera vaporisé dans le bouilleur. Le condenseur est utilisé pour obtenir le distillat en phase liquide mais aussi pour produire le reflux nécessaire à la distillation.

- CAS DE1 : ce cas concerne une colonne Diabatique d'Enrichissement avec un évaporateur de mélange et un condenseur de reflux. Comme précédemment, le bouilleur est uniquement utilisé pour vaporiser le mélange. Le condenseur refroidit essentiellement le distillat. Une petite partie de la chaleur est aussi utilisée pour condenser un reflux partiel. Le reste du reflux, nécessaire à la distillation, est produit par les échangeurs intégrés dans la colonne.

- CAS DE2 : on retrouve ici la colonne Diabatique d'Enrichissement optimale avec un évaporateur de mélange et un condenseur de DISTILLAT. Le condenseur refroidit uniquement le distillat, le reflux est entièrement constitué de façon progressive par les échangeurs intégrés dans la colonne.

- CAS DE3 : identiquement au cas précédent, il s'agit d'une colonne Diabatique d'Enrichissement avec un évaporateur de mélange et un condenseur intégré. Le distillat est condensé par des échangeurs intégrés en haut de colonne et est retiré quelques étages plus bas. Ce cas présente uniquement un intérêt technique.

2.1.2. - La colonne d'épuisement

De façon analogue au cas précédent, la zone d'épuisement (ou d'appauvrissement) est alimentée par un liquide composé du liquide sortant du plateau supérieur (L, x_i) et d'une partie de l'alimentation ($A'', y_{A''}$). Ce liquide aura pour composition :

$$x = \frac{A'' y_{A''} + L x_i}{A'' + L}$$

Cette remarque implique une simplification dans la conception de la colonne d'épuisement, dans la mesure où l'alimentation de composition quelconque peut se faire uniquement en phase liquide. Comme précédemment, le distillat et le soutirage seront remélangés pour fournir un mélange liquide. Nous distinguons ainsi trois cas d'opération représentés sur la figure 2.2 :

- CAS AA1 : il s'agit d'une colonne Adiabatique d'Appauvrissement avec rebouilleur et condenseur de distillat. Le mélange liquide est introduit directement en haut de colonne. L'échangeur en bas de colonne évapore une partie du soutirage constituant ainsi le rebouillage nécessaire pour la distillation.

- CAS DA1 : ce cas concerne une colonne Diabatique d'Appauvrissement avec un rebouilleur partiel et condenseur de distillat. Le rebouillage est donc assuré par l'échangeur en bas de colonne et par les échangeurs intégrés dans la colonne. Le mélange est toujours introduit en haut de colonne.

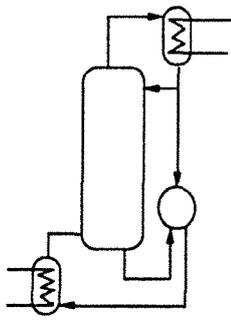
- CAS DA2 : on retrouve ici le cas optimal de la colonne Diabatique d'Appauvrissement sans rebouilleur et avec condenseur de distillat. Le rebouillage est totalement produit et ceci de façon progressive par les échangeurs intégrés dans la colonne.

Pour assurer une meilleure répartition des compositions dans le cas où l'alimentation est faiblement concentrée en produit le plus volatil et pour se replacer dans les conditions vraies d'un plateau d'alimentation, il est possible de constituer un reflux en haut de colonne, conduisant ainsi à trois nouveaux cas, représentés sur la figure 2.2 :

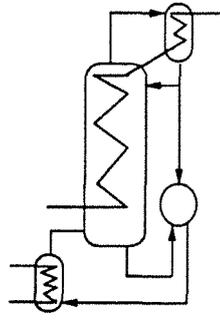
- CAS AA2 : il s'agit d'une colonne Adiabatique d'Appauvrissement avec rebouilleur et condenseur de reflux. Ce cas est identique au cas AA1, mis à part qu'un condenseur auxiliaire produit un reflux de composition variable à partir de la vapeur du haut de colonne.

- CAS DA3 : ce cas constitue l'homologue du cas DA1, c'est à dire une colonne Diabatique d'Appauvrissement avec le rebouilleur et le condenseur de reflux.

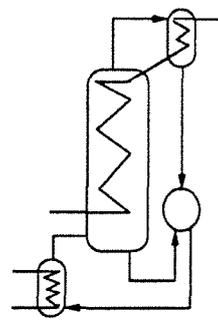
- CAS DA4 : parallèlement au cas DA2, il s'agit d'une colonne Diabatique d'Appauvrissement sans rebouilleur et avec un condenseur de reflux. Le rebouillage est assuré uniquement à l'intérieur de la colonne.



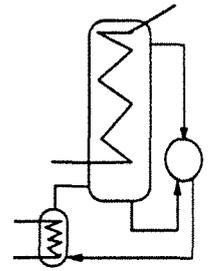
CAS AE



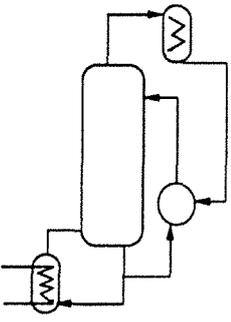
CAS DE1



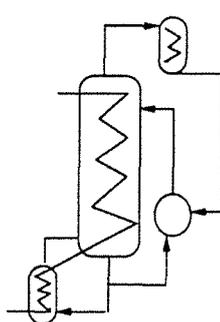
CAS DE2



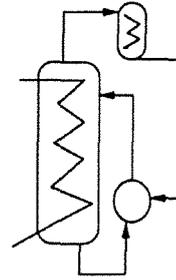
CAS DE3



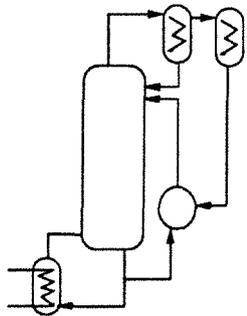
CAS AA1



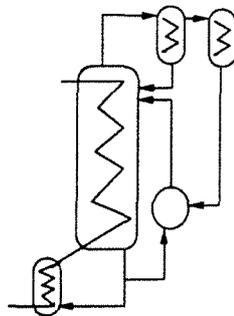
CAS DA1



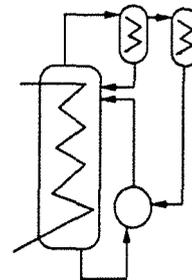
CAS DA2



CAS AA2



CAS DA3



CAS DA4

Figure 2.2 : Schématisation des différents cas d'opération

2.2 - Le couple de travail

En raison de sa non-toxicité et de sa disponibilité, le couple **EAU-ETHANOL** a été retenu. Lors de la distillation, les compositions sont comprises entre l'eau pure et l'azéotrope à 90 % molaire en éthanol et les températures de chaque plateau sont inférieures à 100°C. Les caractéristiques essentielles de ce couple sont données en annexe I.

2.3. - Dispositif expérimental

2.3.1. - La colonne de rectification

L'unité de rectification du laboratoire a été conçue pour fonctionner en colonne d'enrichissement adiabatique et diabatique, et en colonne d'épuisement adiabatique et diabatique. La colonne d'une hauteur de 3 mètres et d'un diamètre de $d_c = 150$ mm, est constituée de **10 plateaux** espacés de $H_s = 250$ mm et munis chacun d'un échangeur de chaleur. La colonne est construite en verre borosilicaté d'épaisseur $e_c = 10$ mm, permettant ainsi la vision du fonctionnement de chaque plateau à l'intérieur de la colonne.

Cette colonne est reliée à un bouilleur d'une capacité de 15 litres, équipé d'un serpentin en inox d'une surface de 0,5 m². Le circuit d'alimentation du bouilleur est relié alternativement à la sortie de la colonne pour permettre un rebouillage et à la sortie du mélangeur pour assurer l'évaporation de l'alimentation. Le bouilleur est chauffé par thermofluide : la chaleur est véhiculée par un fluide caloporteur liquide, l'huile synthétique DO, à partir d'une chaudière électrique fonctionnant en tout ou rien, d'une puissance maximale de 20 kW.

En haut de colonne, un condenseur à serpentin en verre d'une surface de 1 m² assure le refroidissement du distillat et du reflux. Le fluide frigoporteur n'est autre que de l'eau de ville.

Le réservoir d'alimentation dans lequel replongent le distillat et le soutirage, a une capacité de 25 litres et est placé au-dessus du bas de colonne. Le mélange des deux flux entrants est assuré par une recirculation du mélange à l'intérieur du bac.

La figure 2.3 présente un schéma de la maquette expérimentale et situe les différentes mesures que l'on peut effectuer.

PARAMETRE DESCRIPTION

- 1 TEMP. MELANGE
- 2 TEMP. DISTILLAT
- 3 TEMP. SOUTIRAGE
- 4 TEMP. LIQUIDE DU 1ER PLATEAU
- 5 TEMP. LIQUIDE DU 2EME PLATEAU
- 6 TEMP. LIQUIDE DU 3EME PLATEAU
- 7 TEMP. LIQUIDE DU 4EME PLATEAU
- 8 TEMP. LIQUIDE DU 5EME PLATEAU
- 9 TEMP. LIQUIDE DU 6EME PLATEAU
- 10 TEMP. LIQUIDE DU 7EME PLATEAU
- 11 TEMP. LIQUIDE DU 8EME PLATEAU
- 12 TEMP. LIQUIDE DU 9EME PLATEAU
- 13 TEMP. LIQUIDE DU 10EME PLATEAU
- 14 TEMP. EAU A L'ENTREE DU CONDENSEUR
- 15 TEMP. EAU A LA SORTIE DU CONDENSEUR
- 16 TEMP. EAU A L'ENTREE DU 2EME CIRCUIT
- 17 TEMP. SORTIE DU 10EME SERPENTIN
- 18 TEMP. HUILE A L'ENTREE DU BOUILLEUR
- 19 TEMP. HUILE A LA SORTIE DU BOUILLEUR
- 20 TEMP. HUILE A L'ENTREE DE LA CHAUDIERE
- 21 TEMP. HUILE A LA SORTIE DE LA CHAUDIERE
- 22 TEMP. ENTREE DU 10EME SERPENTIN
- 23 TEMP. SORTIE DU 10EME SERPENTIN
- 24 TEMP. ENTREE DU 1ER SERPENTIN
- 25 TEMP. SORTIE DU 1ER SERPENTIN
- 26 TEMP. ENTREE DU 3EME SERPENTIN
- 27 TEMP. SORTIE DU 3EME SERPENTIN
- 28 TEMP. ENTREE DU 5EME SERPENTIN
- 29 TEMP. SORTIE DU 5EME SERPENTIN
- 30 TEMP. ENTREE DU 7EME SERPENTIN
- 31 TEMP. SORTIE DU 7EME SERPENTIN
- 32 TEMP. ENTREE DU 9EME SERPENTIN
- 33 TEMP. SORTIE DU 9EME SERPENTIN
- 34 PRESSION. EAU A L'ENTREE DU CONDENSEUR
- 35 PRESSION. EAU A L'ENTREE DU 1ER CIRCUIT
- 36 PRESSION. EAU A L'ENTREE DU 2EME CIRCUIT
- 37 PRESSION. HUILE A LA SORTIE DE LA POMPE
- 38 PRESSION. HUILE A L'ENTREE DE LA CHAUDIERE
- 39 DEBIT. MELANGE
- 40 DEBIT. DISTILLAT
- 41 DEBIT. SOUTIRAGE
- 42 DEBIT. DISTILLAT + REFLUX
- 43 DEBIT. EAU AU CONDENSEUR
- 44 DEBIT. EAU AU 1ER CIRCUIT
- 45 DEBIT. EAU AU 2EME CIRCUIT
- 46 DEBIT. HUILE AU BOUILLEUR
- 47 DEBIT. HUILE AU 1ER CIRCUIT
- 48
- 49 COMPOSITION. DISTILLAT
- 50 COMPOSITION. SOUTIRAGE
- 51 COMPOSITION. LIQUIDE DU 1ER PLATEAU
- 52 COMPOSITION. LIQUIDE DU 2EME PLATEAU
- 53 COMPOSITION. LIQUIDE DU 3EME PLATEAU
- 54 COMPOSITION. LIQUIDE DU 4EME PLATEAU
- 55 COMPOSITION. LIQUIDE DU 5EME PLATEAU
- 56 COMPOSITION. LIQUIDE DU 6EME PLATEAU
- 57 COMPOSITION. LIQUIDE DU 7EME PLATEAU
- 58 COMPOSITION. LIQUIDE DU 8EME PLATEAU
- 59 COMPOSITION. LIQUIDE DU 9EME PLATEAU
- 60 COMPOSITION. LIQUIDE DU 10EME PLATEAU
- 61 TEMP. RESISTANCE ELECTR. AU CONDENSEUR
- 62 TEMP. RESISTANCE ELECTR. HAUT DE COLONNE
- 63 TEMP. RESISTANCE ELECTR. COLONNE
- 64 TEMP. RESISTANCE ELECTR. BAS DE COLONNE

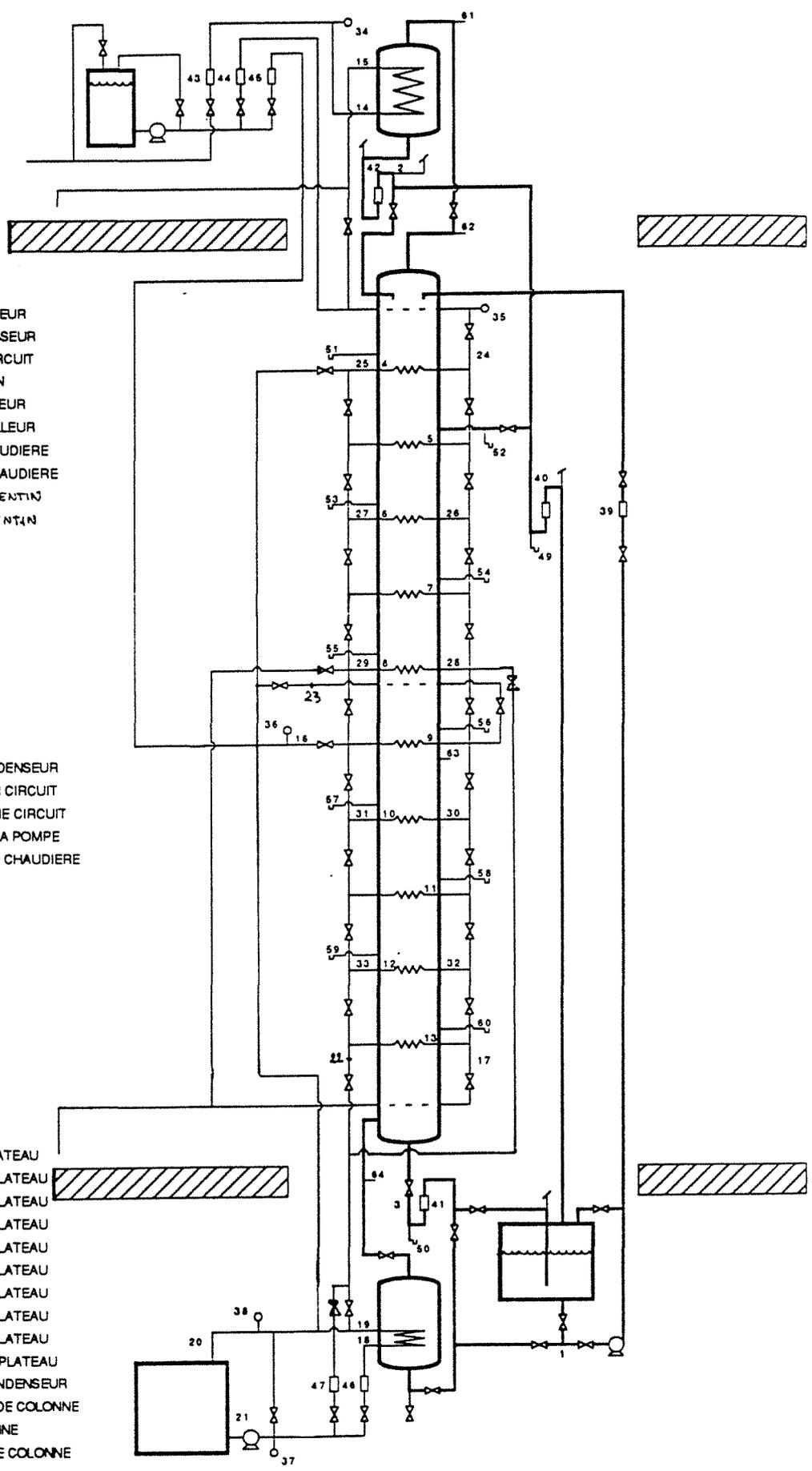


Figure 2.3 : Schéma de la maquette expérimentale
Position des différentes prises de mesure.

2.3.2. Les plateaux diabatiques

La technique du plateau diabatique constitue un problème majeur dans ce nouveau type de distillation. En effet, il faut à la fois favoriser le contact des deux phases liquide et vapeur de façon à augmenter l'efficacité du plateau, et améliorer l'échange thermique avec les fluides frigoporteur ou caloporteur. Différentes structures sont envisageables : film ruisselant sur un faisceau de tubes cylindriques verticaux, plaques nervurées soudées, empilements de blocs massifs à double perçage (POLYBLOCS), tube à ailette spiralée de faible pente... Pour notre étude expérimentale, nous avons retenu le cas du plateau le plus facile à réaliser : le PLATEAU PERFORE surmonté d'un serpentin. Etant donné que chaque échangeur peut fonctionner soit en échauffement soit en refroidissement, il est indispensable que le serpentin plonge dans l'émulsion. Il sera donc situé à 5 mm au dessus de la plaque perforée.

Une approche globale hydrodynamique nous a permis d'établir les dimensions de la colonne. Chaque plateau a été réalisé à l'atelier du laboratoire, de façon à contenir :

- une prise de température
- une prise d'échantillon
- un serpentin cuivre en tube de diamètre extérieur $d_{s,ext} = 6,35$ mm
 de diamètre intérieur $d_{s,int} = 5,54$ mm
 de longueur droite $l_s = 1250$ mm

La surface externe du serpentin plongeant dans l'émulsion est $A_{s,ext} = 1,995 \cdot 10^{-2}$ m², alors que la surface interne est de $A_{s,int} = 1,74 \cdot 10^{-2}$ m².

- une grille perforée d'épaisseur 2 mm avec 125 trous de diamètre $d_h = 2$ mm et une ouverture pour le déversoir de 17 mm
- un déversoir dépassant de $H_w = 20$ mm au dessus du plateau et descendant dans le plateau inférieur jusqu'à 5 mm au-dessus de la plaque..

Ces différentes caractéristiques rappelées sur la figure 2.4, nous permettent de calculer les aires fonctionnelles du plateau :

- aire totale $A_t = 17,67 \cdot 10^3$ mm²
- aire d'une descente $A_d = 1,11 \cdot 10^3$ mm²
- aire nette $A_n = A_t - A_d = 16,56 \cdot 10^3$ mm²
- aire active $A_a = 15,45 \cdot 10^3$ mm²
- aire perforée $A_h = 393$ mm²

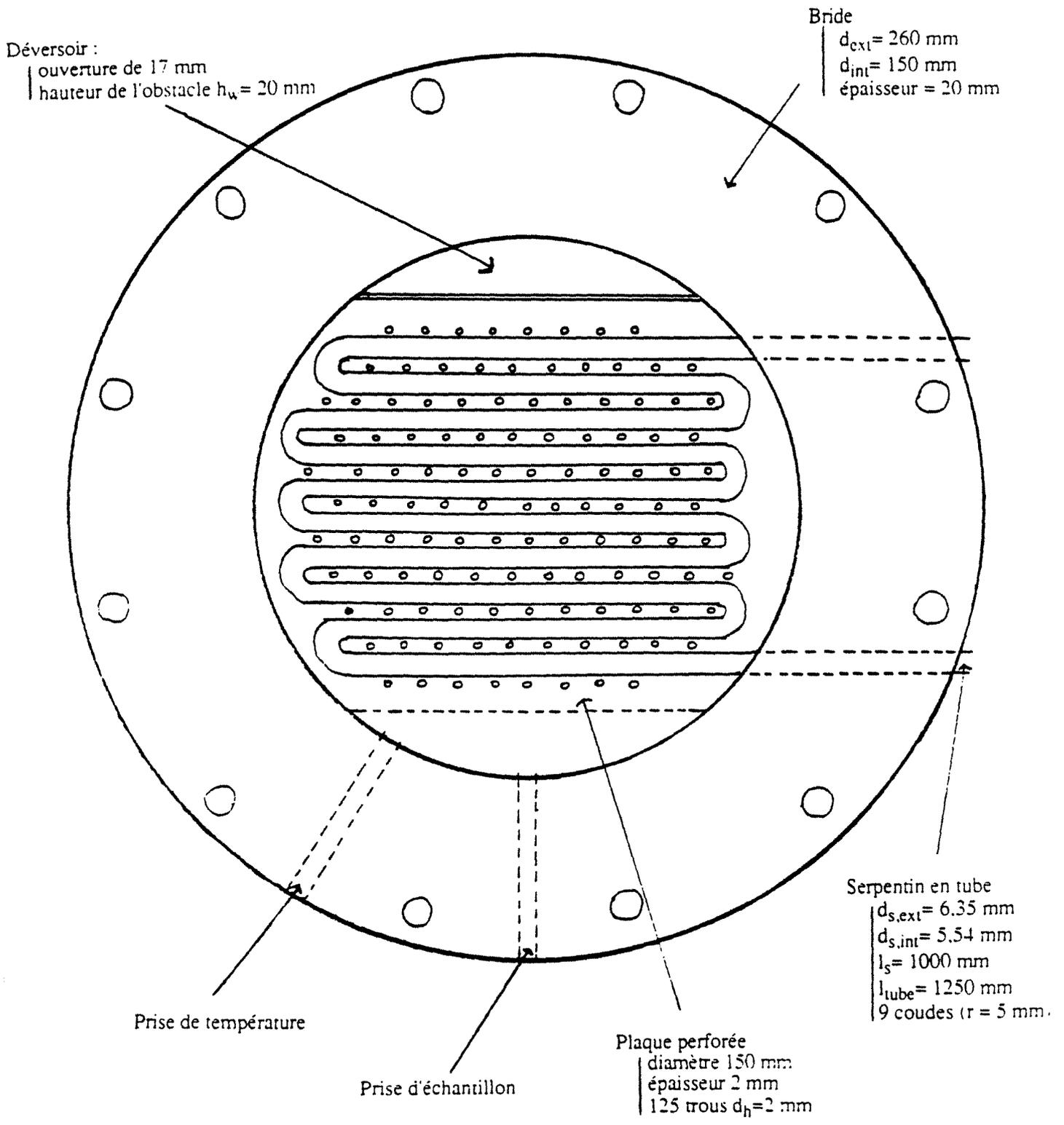


Figure 2.4 : Schéma du plateau échangeur diabatique.

L'ensemble des plateaux est relié en série par un circuit en cuivre. L'ajout d'un troisième circuit permet éventuellement de placer les 5 plateaux du dessus en parallèle avec les 5 plateaux du bas. La perte de charge maximale du fluide à la traversée des serpentins tous placés en série, peut dépasser les 10 bar. Une pompe est donc prévue à l'entrée du fluide frigopporteur, ainsi qu'un réservoir à vessie limitant les fluctuations de la pompe. De même, la sortie de la chaudière est équipée d'une pompe pouvant monter jusqu'à 20 bar. Un tube 'élastique' en téflon renforcé est installé sur le circuit de caloporteur afin d'éviter la propagation des vibrations susceptibles de détruire le circuit.

La prise d'échantillons a été choisie en phase liquide. Après plusieurs tentatives, il s'est avéré que la prise d'échantillon par des petites vannes au bord du plateau était inexploitable suite au fait qu'elles laissaient passer aussi de la vapeur. Une parade a consisté à placer un micro-tube en téflon jusqu'au milieu du plateau et plongeant dans l'émulsion. Grâce à une seringue, nous retirons 1 µl à l'extérieur de la colonne. Ce faible volume ne modifie en rien le fonctionnement du plateau.

2.3.3. - Le calorifugeage actif

Les colonnes de laboratoire, étant donné leur très faible diamètre, sont souvent sujettes à d'importantes pertes thermiques, qu'il est impossible de négliger dans le calcul des bilans enthalpiques. Pour notre colonne expérimentale et dans le cas le plus défavorable (courants d'air à proximité de la colonne, convection naturelle et forcée...), le calcul des pertes thermiques à travers le verre de chaque étage et à travers les brides en inox contenant la plaque perforée, conduit à une valeur maximale de 8,9 kW, ce qui représente 45 % de la puissance fournie au bouilleur.

Par ailleurs, pour permettre une vision permanente du fonctionnement de chaque plateau, il n'est pas possible d'utiliser un calorifugeage classique type laine de verre. La solution proposée est l'utilisation d'un CALORIFUGEAGE ACTIF, consistant à chauffer par l'intermédiaire de résistances électriques de faibles puissances, les espaces entre la colonne et un plastique recouvrant l'ensemble de l'installation. La figure 2.5 schématise un tel dispositif. Précisons que les brides bonnes conductrices de la chaleur sont recouvertes de mousse isolante, la tuyauterie annexe à la colonne est calorifugée par de la laine de verre.

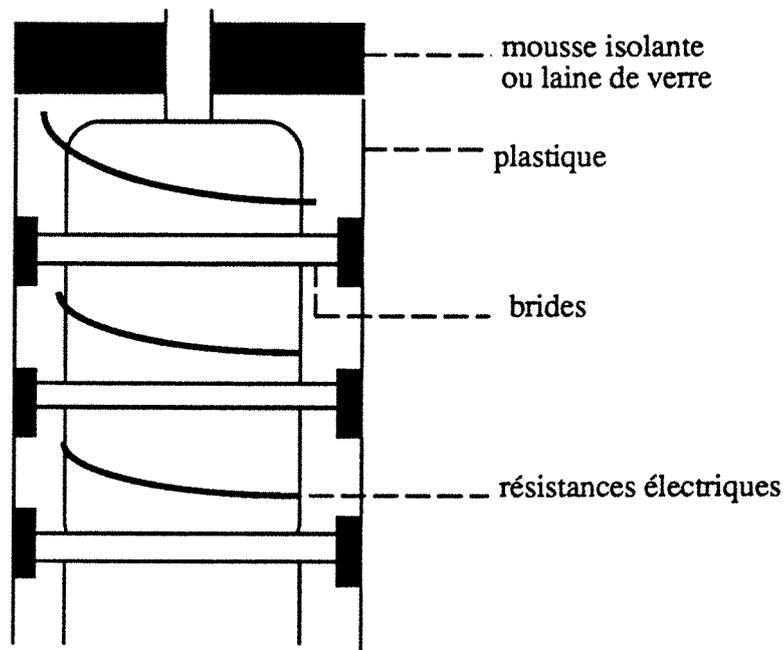


Figure 2.5 : le calorifugeage actif.

La couche d'air emprisonnée par le plastique réduit considérablement les pertes thermiques à une valeur inférieure à 600 W. Les résistances électriques ne devront donc pas dépassées les 500 W. La résistance utilisée dans notre installation mesure une vingtaine de mètres, nous avons réparti grossièrement la longueur sur chaque étage de façon à ce qu'elle diminue lorsque l'on monte dans la colonne. Par ailleurs, cette résistance n'est pas immédiatement en contact avec le verre de manière à éviter les points chauds.

2.3.4. - Le système d'acquisition de données

La complexité de l'installation implique un certain nombre de paramètres à mesurer, qui peuvent être des débits, des températures, des pressions et des compositions:

- les températures sont celles :
 - du soutirage, du distillat et du mélange des liquides à chaque étage
 - du frigoporteur dans le condenseur et dans chaque serpentin
 - du caloporteur dans le bouilleur, dans la chaudière et éventuellement dans chaque serpentin
 - des résistances électriques utilisées comme calorifugeage actif.

- les pressions donnent une indication de la perte de charge du frigoporteur et du caloporteur dans chaque circuit. Il est indispensable de noter aussi la pression atmosphérique ainsi que la perte de charge dans la colonne.

- les débits sont ceux :

du soutirage, du distillat, du mélange et du condensat en haut de colonne
du frigoporteur dans le condenseur et dans les circuits de serpentins
du caloporteur dans le bouilleur et dans les circuits de serpentins

- les compositions seront prises à chaque étage de la colonne, en plus de celles du soutirage, du distillat et du mélange.

La position de chacun de ces paramètres est indiquée sur la figure 2.3.

Etant donné le nombre important de paramètres à mesurer et pour pouvoir suivre l'évolution de la manipulation, une acquisition automatique des données s'avère nécessaire. Dans l'état actuel de l'installation, seules les températures sont connectées au système d'acquisition, ce qui permet déjà de repérer l'instant où la manipulation fonctionne en régime permanent et de prendre à un moment donné une "photographie" de toutes les températures. Les pressions, les débits et les compositions sont prélevés manuellement.

Le système est constitué essentiellement d'un ordinateur, du système d'acquisition (SYSTEM 10) avec 3 multiplexeurs à thermocouples de 16 voies et d'un moniteur.

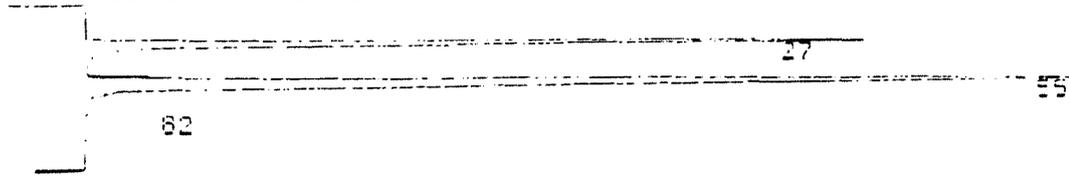
2.3.5. Chromatographie

La détermination des compositions consiste à prélever 1 μ l de liquide sur chaque plateau et à l'analyser par chromatographie en phase gazeuse. Une partie du prélèvement (0,25 μ l) est injectée dans un chromatographe : l'échantillon est alors vaporisé à une température constante de 200°C, traverse une colonne PORAPAK en inox de 1,5 mètres, sous l'action d'un gaz vecteur, l'hélium, et est analysé par des détecteurs à conductibilité thermique. Le signal obtenu est ensuite traité sur intégrateur, qui après étalonnage fournit les aires de chaque pic et les compositions massiques. La figure 2.6 donne un exemple des résultats obtenus pour un échantillon d'eau-éthanol. Chaque échantillon est analysé deux fois, de façon à éliminer les erreurs de manipulation (mauvaise injection, perçage de la pastille d'introduction...). Une moyenne est ensuite effectuée sur les résultats corrects.

```

DATE      041291
HEURE     190913
ATTENUATION  64
VITESSE   10.0

```



```

DATE      041291
HEURE     190913

```

RESULTATS D'INTEGRATION

```

NA:1638
PARAMETRES INTEGRATION :1
  TEMPS  SURFACE  CB
    27    104085  Z1
    55    198752  Z2
TOTAL:    302837

```

```

ENICA 31
NA:1638
PARAMETRES CALCUL: 1
METHODE:7 SURFACE
MODE:DROITE -1 POINT(S)
ECHANTILLON:15

```

TEMPS	RESULTAT	NO	SURFACE	T.REL	NON
SANS REF	1				
27	104085	1	104085		EAU
55	198752	2	198752		ETHANOL
TOTAL:100			302837		

Figure 2.6 : Chromatogramme d'un échantillon à 70,65% en poids d'éthanol

2.3.6. - Précision des mesures

Toute observation ou mesure d'une grandeur est entachée d'erreurs, en raison de l'imperfection des instruments, du sens de l'observateur ainsi que des variations qui se produisent soit dans les conditions où l'on opère, soit dans le réglage des appareils. Si la grandeur a pour valeur exacte X, le résultat de la mesure sera $x = X - dx$, où dx est l'erreur absolue qui s'exprime dans l'unité de la grandeur à mesurer et qui peut être une quantité positive ou négative. Il est impossible d'avoir accès à cette grandeur, mais on peut néanmoins supposer que la valeur absolue de l'erreur reste inférieure à une limite supérieure Δx , appelée incertitude absolue :

$$dx < \Delta x$$

L'incertitude relative est le rapport de l'incertitude absolue au résultat de mesure : $\frac{\Delta x}{x}$.

Cette incertitude caractérise la précision de la mesure. Soit u le résultat de mesure de grandeurs indépendantes (x,y,...,t) :

$$u = f (x,y,...,t) \tag{2.1}$$

Si les résultats des mesures x, y, \dots, t sont donnés avec les erreurs absolues dx, dy, \dots, dt , la valeur de u sera fournie avec une erreur absolue " du " représentée approximativement par la différentielle totale :

$$du = \frac{\delta f}{\delta x} dx + \frac{\delta f}{\delta y} dy + \dots + \frac{\delta f}{\delta t} dt \quad (2.2)$$

Pour obtenir l'incertitude absolue sur le résultat u , il faut prendre la valeur absolue des deux membres (nous admettons que le membre de droite est une limite supérieure de l'erreur absolue soit l'incertitude absolue sur u)

$$|\Delta u| = \left| \frac{\delta f}{\delta x} \right| \Delta x + \left| \frac{\delta f}{\delta y} \right| \Delta y + \dots + \left| \frac{\delta f}{\delta t} \right| \Delta t \quad (2.3)$$

L'incertitude relative peut parfois paraître plus simple à calculer :

$$\frac{\Delta u}{|u|} = \left| \frac{\delta \ln(f)}{\delta x} \right| \Delta x + \left| \frac{\delta \ln(f)}{\delta y} \right| \Delta y + \dots + \left| \frac{\delta \ln(f)}{\delta t} \right| \Delta t \quad (2.4)$$

Les incertitudes des grandeurs indépendantes peuvent être de deux sortes :

- les incertitudes de détermination (écart minimum lisible...)
- les incertitudes de construction.

En conciliant ces deux types d'incertitude, nous pouvons admettre que dans notre dispositif expérimental :

- les compositions sont déterminées à 0,5 % près
- les températures sont mesurées à $\pm 0,1^\circ\text{C}$ près (après étalonnage des thermocouples à 0 et 100°C)
- la précision sur les débits pris manuellement est d'environ 3 %, ainsi que pour les débitmètres du caloporteur
- pour les rotamètres du fluide de refroidissement (après étalonnage), les écarts ne dépassent pas les 2 %.

Tous les rotamètres donnent des valeurs de débits pour un liquide donné et pour des conditions de température fixées. Dans le cas où les conditions sont différentes, il est important de tenir compte du facteur correctif F_c , fonction de la masse volumique ρ_f du nouveau liquide (ou du même liquide mais à une température différente) :

$$F_c = \sqrt{\frac{\rho_i(\rho_s - \rho_f)}{\rho_f(\rho_s - \rho_i)}}$$

avec $\left\{ \begin{array}{l} \rho_i \text{ masse volumique de l'ancien liquide} \\ \rho_s \text{ masse volumique du flotteur} \end{array} \right.$

Les calculs prendront en compte ces facteurs correctifs et seront accompagnés d'un calcul d'incertitude.

Par ailleurs, nous avons choisi de travailler sous pression atmosphérique. Les variations climatiques et la perte de charge dans la colonne peuvent être une cause importante des fluctuations de pression dans chaque étage. Une étude de l'influence de la pression, à partir de résultats expérimentaux de la littérature (16) a conduit aux résultats suivants :

- la courbe d'équilibre présente une variation de 1% lorsque l'on passe de 1013 mbar à 987 mbar (voir figure 2.7)
- la courbe de rosée et de bulle dans le diagramme (T vs x,y) peuvent varier de 1°C. Ce fait doit être pris en considération si des corrections sur les compositions sont à faire à partir des températures (voir figure 2.8)
- les variations enthalpiques sont négligeables.

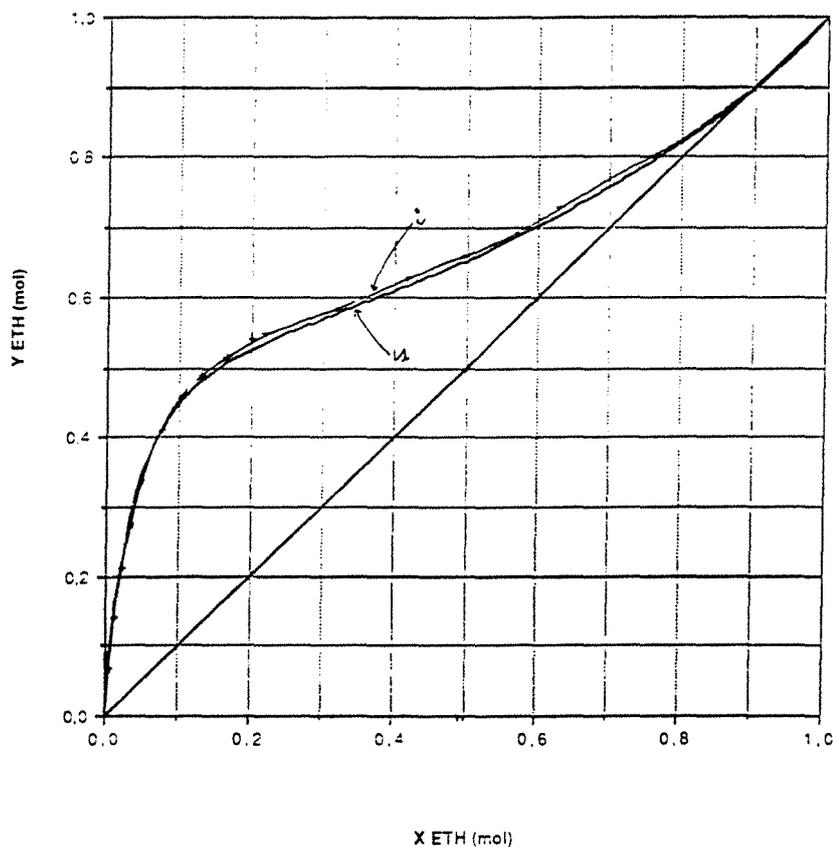
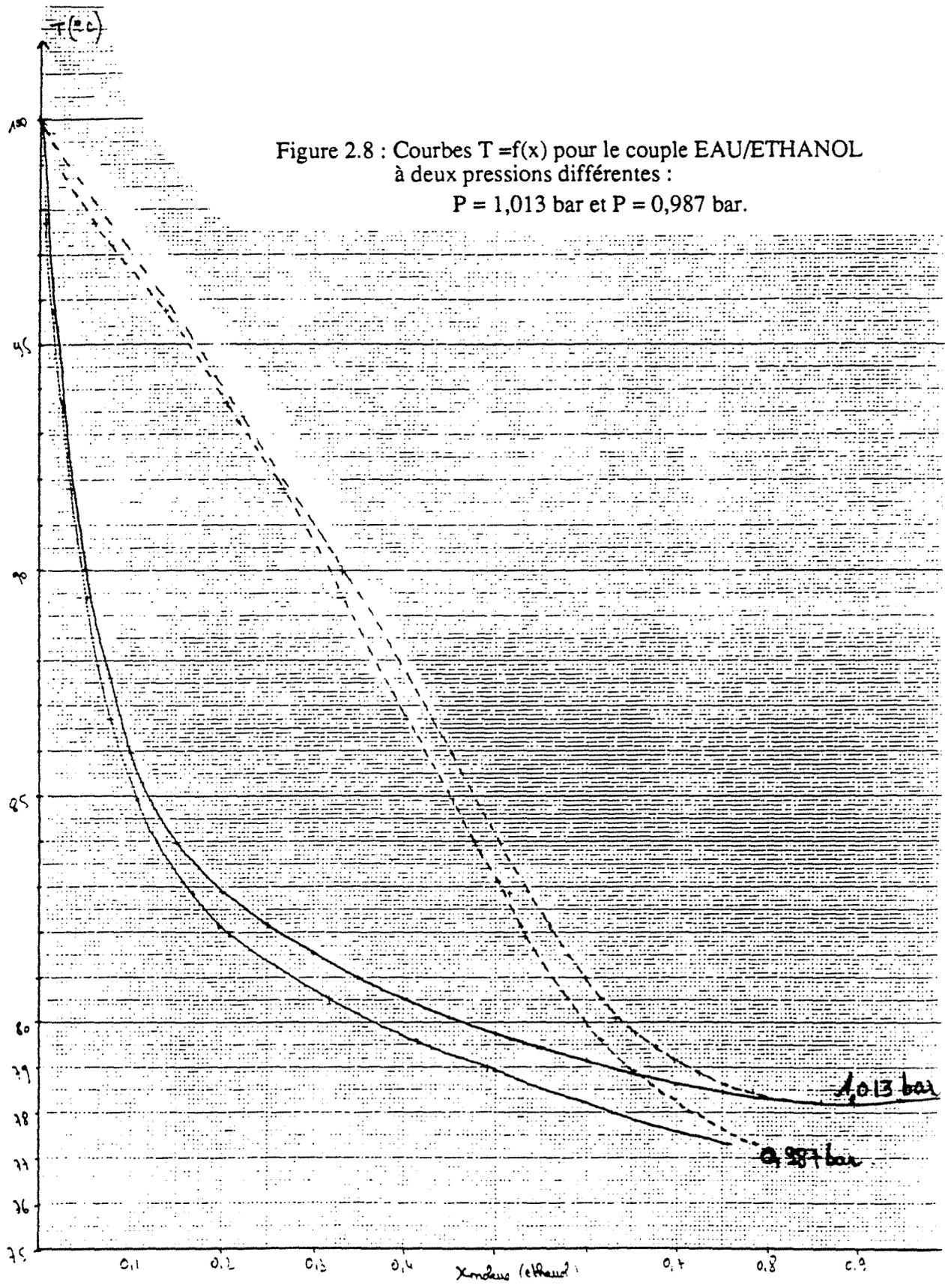


Figure 2.7 : Diagramme X-Y pour le couple EAU/ETHANOL à deux pressions différentes : P = 1,013 bar et P = 0,987 bar.



III - PROGRAMME EXPERIMENTAL

Le programme général d'expérimentation sur la maquette de distillation diabatique et adiabatique peut s'orienter suivant trois parties :

- Etude hydrodynamique du contact gaz-liquide
- Etude du transfert de chaleur à l'intérieur de la colonne
- Etude comparative de la distillation adiabatique et diabatique

Les deux premières parties constituent une phase préliminaire, destinée essentiellement à vérifier la bonne installation des plateaux et à montrer la cohérence du dimensionnement.

La troisième partie concerne des expériences de transfert simultané de chaleur et de matière. On séparera l'étude de la colonne d'enrichissement de celle de la colonne d'épuisement. Le principe logique des manipulations serait de reproduire les mêmes conditions de séparation pour faciliter les comparaisons entre les types adiabatique et diabatique. Cependant, étant donné la complexité des paramètres à varier et le fait que la colonne fonctionne en circuit fermé (distillat et soutirage remélangés), il est difficile d'obtenir une alimentation de composition fixée. Nous laisserons donc évoluer les expériences avec certaines conditions opératoires fixées, sans nous soucier de la comparaison avec l'autre type de colonne. Les résultats obtenus permettront de valider un modèle qui, lui, sera à la base de la comparaison.

IV - ETUDE HYDRODYNAMIQUE DU CONTACT GAZ-LIQUIDE

4.1. - Introduction

La connaissance des limites de fonctionnement de la colonne à plateaux est très importante pour la suite de l'étude. Elle nous permet en particulier, de travailler sous des conditions où l'efficacité est maximale. De nombreux auteurs (17, 18, 19, 20, 21, 22, 23, 24) ont étudié l'hydrodynamique du plateau perforé et déterminé des corrélations permettant de connaître le domaine de stabilité.

Dans notre cas, l'introduction d'échangeurs à chaque étage de la colonne modifie un tant soit peu la conception du simple plateau perforé et nous oblige à redéfinir les différents régimes de fonctionnement.

L'objectif de cette première série d'expériences a été de vérifier la bonne installation des plateaux, d'observer les différents régimes opératoires et d'estimer pour différents débits d'eau, le débit d'air minimum et maximum. Il s'agit donc d'expériences sans transfert de chaleur et sans transfert de matière. Les résultats obtenus sont comparés aux résultats théoriques de certains auteurs précités, pour le plateau perforé classique.

4.2. - Rappels

Le mode de travail d'un plateau perforé dépend des charges liquide et vapeur. Avec de très faibles débits, la perte de charge de la vapeur est trop faible pour équilibrer la pression statique du liquide sur les trous : le plateau laisse donc passer le liquide à travers les trous. Nous parlons alors de PLEURAGE.

Traditionnellement, le domaine d'opération des colonnes à plateaux est caractérisé par cette limite inférieure (le pleurage) et par une limite supérieure correspondant à l'engorgement. Des observations visuelles (20, 25) ont cependant montré qu'à l'intérieur de ce domaine opératoire, différents régimes peuvent apparaître suivant la nature de la phase dispersée (liquide ou vapeur).

La figure 2.9 représente deux types de régimes différents :

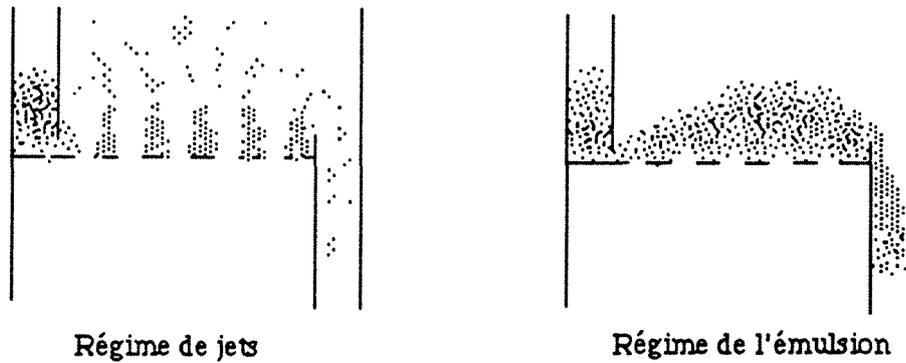


Figure 2.9 : Régimes de fonctionnement d'un plateau

- le régime de JETS (spray) apparaît pour des charges très faibles de liquide et des fortes vitesses de vapeur : le liquide est dispersé en gouttelettes sous l'action des jets de vapeur. L'écoulement au-dessus du déversoir n'est pas cohérent.

- un deuxième régime existe pour de fortes charges de liquide et de faibles vitesses de vapeur : les jets sont inclinés et remplacés par des bulles, le transport au-dessus du déversoir se fait par un flux continu de liquide contenant la vapeur "émulsifiée".

Le régime de jet est surtout utilisé pour les colonnes travaillant sous vide alors que l'émulsion est employée pour de plus hautes pressions.

- La transition entre les deux régimes peut être plus ou moins large suivant la conception du plateau. Dans le cas où cette région est importante, on peut observer des jets et des bulles. Ce type de fonctionnement constitue le régime INTERMEDIAIRE, très répandu en distillation atmosphérique.

Le mode de travail d'un plateau perforé dépend des charges liquides et vapeur, des propriétés physiques des phases (en particulier, de la tension superficielle) et de la nature des perforations.

Par ailleurs, l'examen d'un plateau en fonctionnement montre qu'il existe toujours au-dessus de l'émulsion liquide-vapeur une zone de brouillard correspondant à l'entraînement mécanique de fines gouttelettes de liquide par la vapeur. Ce phénomène très important est appelé PRIMAGE. Du point de vue transfert de matière, il diminue l'efficacité du contacteur car il a pour effet de réintroduire sur le plateau supérieur du liquide moins riche en constituant clé que le liquide du plateau. Lorsqu'il devient excessif, il provoque l'ENGORGEMENT par la vapeur (entraînement flooding).

L'engorgement est un phénomène difficile à déterminer expérimentalement de façon précise. Au voisinage de l'engorgement, il est possible de constater simultanément une augmentation rapide de la perte de charge et une diminution notable de l'efficacité du plateau. L'engorgement par la vapeur se manifeste aussi par l'envahissement des descentes et de la colonne par l'émulsion.

Nous pouvons distinguer aussi l'engorgement par le liquide (downflow flooding) qui se traduit par une élévation du niveau liquide dans les descentes et qui peut être provoqué soit par des déversoirs trop petits soit par un mauvais dégazage de l'émulsion.

Du point de vue hydrodynamique, les performances d'un contacteur gaz-liquide sont habituellement caractérisées par des paramètres reliant les vitesses volumiques ou massiques aux masses volumiques ρ_l et ρ_g du liquide et de la vapeur en présence.

Le paramètre d'ÉCOULEMENT FP (FLOW PARAMETER) est un nombre adimensionnel défini par la relation :

$$FP = \frac{u_l}{u_g} \left(\frac{\rho_l}{\rho_g} \right)^{1/2} \quad (2.5)$$

où u_l et u_g sont les vitesses du liquide et du gaz rapportées à l'aire active. Pour une distillation atmosphérique, ce paramètre est compris entre 0,03 et 0,2.

Le facteur de CAPACITE CF (CAPACITY FACTOR) est défini par l'expression suivante (en m/s) :

$$CF = u_g \left(\frac{\rho_g}{\rho_l - \rho_g} \right)^{1/2} \quad (2.6)$$

4.3. - Dispositif expérimental

La manipulation consiste à faire circuler de l'eau distillée ($\rho_l = 998,2 \text{ kg/m}^3$) et de l'air ($\rho_g = 1,205 \text{ kg/m}^3$) à contre courant comme indiqué sur la figure 2.10. L'entrée d'air est contrôlée par une vanne de réglage.

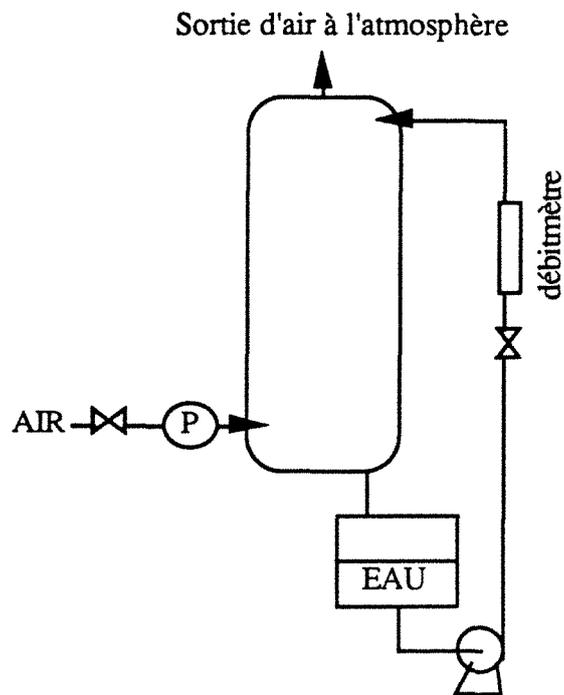


Figure 2.10 : Schéma de l'installation pour l'étude hydrodynamique.

Dans cette expérience, le condenseur, le bouilleur et le circuit de caloporteur ne sont pas utilisés. Pour un débit d'eau constant compris entre 0 et 60 l/h, les paramètres à déterminer sont:

- le débit minimum d'air nécessaire pour éviter le pleurage
- le débit maximum correspondant à l'engorgement
- la perte de charge totale de l'air dans la colonne.

4.4. - Résultats expérimentaux

Le PLEURAGE n'a pu être observé qu'à débit d'air nul : le liquide traverse les perforations du plateau en filets discontinus.

Lorsque le débit d'air augmente, les filets font place à quelques gouttes. Même pour des vitesses d'air importantes, certains plateaux continuent de laisser passer quelques gouttes sans pour autant pouvoir dire que le plateau "pleure". Ceci est dû au fait que les perforations n'ont pas exactement le même diamètre et que certains plateaux ne sont pas parfaitement horizontaux.

Par ailleurs, l'émulsion n'est pas stable mais soumise à des oscillations : la pression hydraulique en un point varie dans le temps et une portion de plateau pleurera si elle est

soumise à cet instant à une pression hydraulique élevée. En fait, le pleurage n'est un inconvénient que lorsqu'il devient excessif ; nous considérerons donc que la limite inférieure de "bon fonctionnement" est la limite inférieure du domaine d'étude, ce qui correspond à un débit gazeux de 1 m³/h soit une vitesse $u_g = 1,67 \cdot 10^{-2}$ m/s. Pour des débits liquides inférieurs à 60 l/h, le facteur de capacité correspondant au pleurage reste inférieur à $CF = 5,81 \cdot 10^{-4}$ m/s.

Lorsque le débit de gaz augmente, la perte de charge augmente mais reste pratiquement identique pour les différents débits d'eau étudiés (voir figure 2.11). Aux environs de l'engorgement, la perte de charge augmente très rapidement, les bulles deviennent plus fines, le régime d'écoulement devient très turbulent et les gouttes de primage apparaissent plus nombreuses ; le plateau travaille toujours en régime d'émulsion sans jamais passer par le régime de jet. L'engorgement se traduit par une élévation du niveau liquide dans les plateaux.

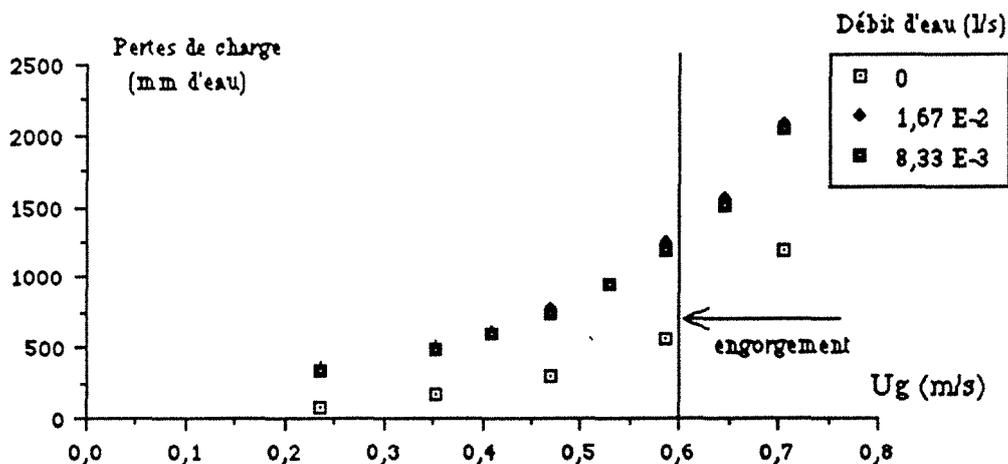


Figure 2.11 : Résultats expérimentaux de la perte de charge de l'air à travers la colonne pour différents débits d'eau.

Quelque soit le débit d'eau (dans l'intervalle d'étude 0-60 l/h), ce point critique est atteint pour des débits d'air supérieurs à 35 m³/h. Ce qui correspond à une vitesse $u_g = 0,6$ m/s et à un facteur de capacité $CF_{max} = 2,09 \cdot 10^{-2}$ m/s. La figure 2.12 délimite le domaine de bon fonctionnement de la colonne expérimentale.

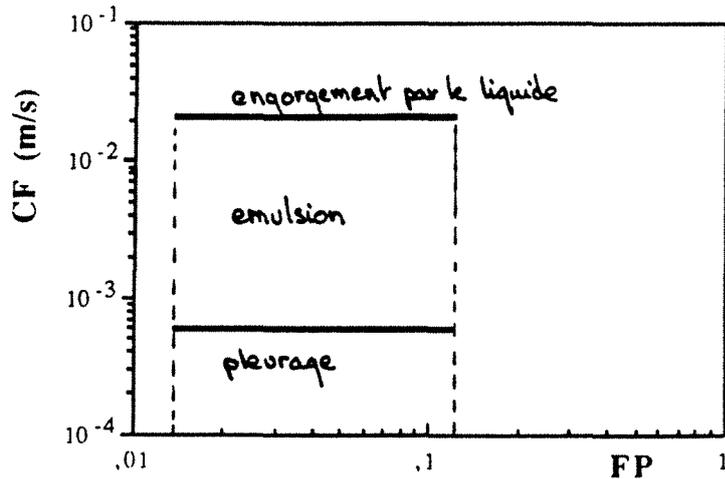


Figure 2.12 : Domaine de fonctionnement de la colonne adiabatique de 150 mm de diamètre

4.5. - Interprétation et comparaison avec les résultats de la littérature

4.5.1. - Les régimes de fonctionnement

Le débit du régime de jet est principalement lié à la vitesse de la vapeur, à la densité de cette vapeur, à la hauteur de liquide clair h_l et aux dimensions des trous du plateau d_h . Beaucoup de corrélations ont été proposées pour traduire la transition en régime de jets (20, 26), en particulier Holfuis et Zuiderweg qui avancent la relation suivante :

$$CF > 0,85 \frac{g^{0,5} h_l^{1,5} F}{d_h} \quad (2.7)$$

avec $\begin{cases} F : \text{rapport de l'aire perforée sur l'aire active} \\ g : \text{accélération de la pesanteur (m/s}^2\text{)} \end{cases}$

h_l désigne la hauteur de liquide clair, c'est à dire la perte de charge de la vapeur à la traversée du liquide. D'après Holfuis, cette valeur peut être représentée par une simple équation pour des hauteurs de déversoir H_w , compris entre $2,5 \cdot 10^{-2}$ et 0,1 m. De par sa

simplicité, nous appliquerons arbitrairement cette équation à notre problème bien que H_w ne dépasse pas 2.10^{-2} m.

$$h_l = 0,6 H_w^{0,5} p^{0,25} \left(\frac{FP}{b}\right)^{0,25} \quad (2.8)$$

où $\left\{ \begin{array}{l} p \text{ désigne la distance entre les trous, nous prendrons une valeur moyenne} \\ \bar{p} = 12,7.10^{-3} \text{ m} \\ b \text{ représente la longueur du déversoir ramenée à l'aire active.} \end{array} \right.$

La transition pour le régime d'émulsion est principalement contrôlée par le paramètre d'écoulement :

$$FP > 3 b h_l \quad (2.9)$$

Le domaine entre ces deux limites représente le régime de mousse où se mélangent bulles et jets.

Le concept des régimes de flux est particulièrement utile pour la détermination de la capacité maximale des plateaux. En régime de jets, Zuiderweg propose :

$$CF_{\max} = 0,037 g^{0,5} \frac{(H_s - h_l)^{0,59}}{h_l^{0,09}} \quad (2.10)$$

avec H_s : espace entre les plateaux.

La capacité maximale pour un régime d'émulsion est beaucoup plus complexe. Elle diminue suite à des changements de propriétés physiques. Zuiderweg définit deux paramètres supplémentaires :

* le facteur de capacité au début de l'engorgement

$$CF_{\text{inc}} = 0,032 \left[g^{1/3} \left(\frac{A_d}{A_a}\right)^{1/3} b^{1/6} F^{1/5} \right] \left(\frac{h_l^{1/3}}{FP^{7/12}}\right) \left(\frac{\rho_l}{\Delta\rho}\right)^{1/6} \left(\frac{\sigma}{\mu_l}\right)^{1/3} \quad (2.11)$$

où $\left\{ \begin{array}{l} \sigma \text{ est la tension superficielle du liquide (pour l'eau } \sigma = 72,75.10^{-3} \text{ N/m)} \\ \mu_l \text{ est la viscosité du liquide (} \mu_{\text{eau}} = 1,002.10^{-3} \text{ N.s/m}^2 \text{)} \end{array} \right.$

* la hauteur du lit de bulle au début de l'engorgement :

$$h_{b,inc} = h_l + 40 \frac{h_l^{3/5}}{g^{2/5}} (CF_{inc})^{4/5} \quad (2.12)$$

pour déterminer la capacité maximale :

$$CF_{max} = \left(\frac{H_s}{h_{b,inc}} \right)^{1/5} CF_{inc} \quad (2.13)$$

Parallèlement, il est possible de corréler la limite inférieure correspondant au pleurage. Zuiderweg est parti du fait que le pleurage est dû à une instabilité des flux. Il obtient les limites suivantes :

$$\text{pour le régime de mousse : } CF < F(g h_l)^{1/2} \left(1 - 0,15 \frac{FP}{b h_l} \right) \quad (2.14)$$

$$\text{pour l'émulsion : } CF < 0,45 F (g h_l)^{1/2} \quad (2.15)$$

En transposant ces différentes corrélations à notre colonne expérimentale et en travaillant avec le système AIR/EAU, nous obtenons le domaine de fonctionnement représenté sur la figure 2.13. La figure 2.14 dispose les points expérimentaux obtenus pour différents débits d'air et d'eau dans le domaine défini par Zuiderweg. On remarque, d'après cette figure, que les plateaux travaillent dans un régime intermédiaire de mousse. Lors des expériences, il est possible de constater visuellement que la "mousse" est essentiellement constituée de bulle, les jets étant "brisés" par les serpentins situés au-dessus du plateau. Ce régime de bulle s'installe jusqu'à l'engorgement, étape à laquelle la colonne se remplit en inondant le 10^{ème} plateau.

Cette limite maximale correspond, d'après la figure 2.14, à la transition au régime de jets. On peut traduire ce phénomène par le fait que les jets sont arrêtés par les échangeurs insérés dans la colonne, provoquant ainsi un mauvais dégazage et un engorgement par le liquide.

Par ailleurs, la figure 2.14 certifie que la limite inférieure correspondant au pleurage n'intervient pas dans notre domaine d'exploitation.

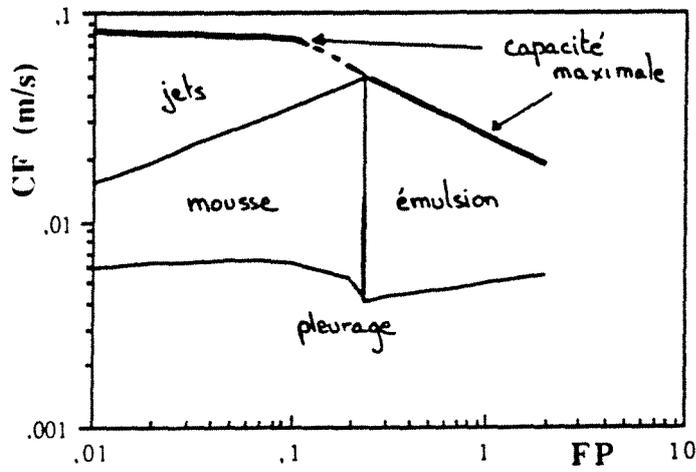


Figure 2.13 : Domaine de fonctionnement déterminé par les corrélations de Zuiderweg sur le système EAU/AIR.

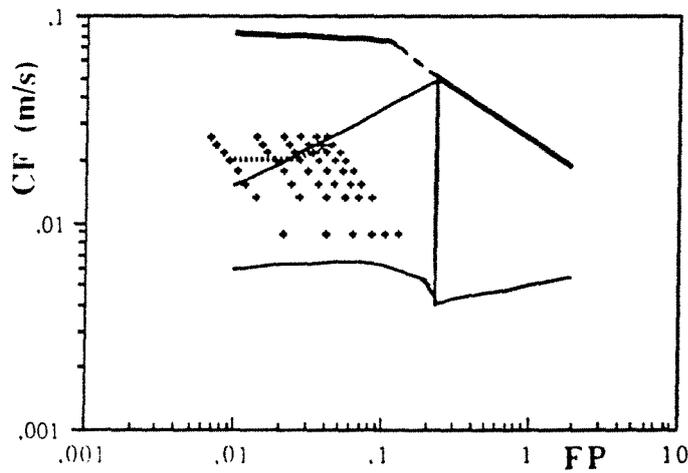


Figure 2.14 : Positions des points expérimentaux dans le domaine de fonctionnement défini par Zuiderweg.

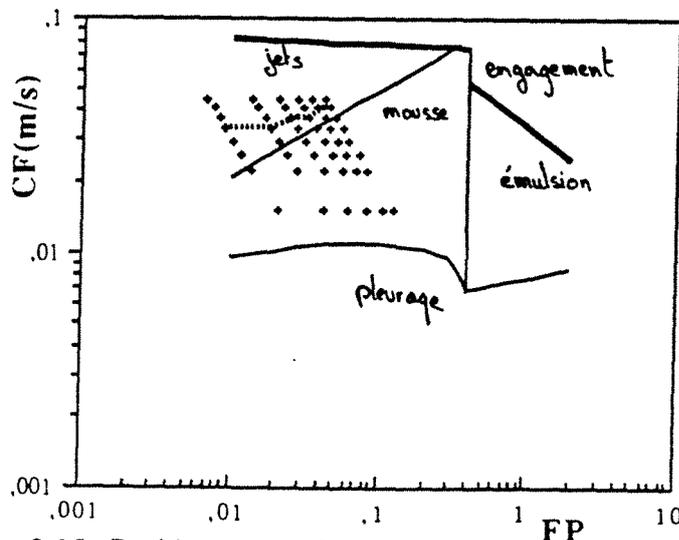


Figure 2.15 : Positions des points expérimentaux dans le domaine de fonctionnement de Zuiderweg avec la nouvelle aire active.

Remarque

Etant donné que les serpentins "cachent" une partie de l'aire active, nous avons repris les corrélations de Zuiderweg en considérant l'aire libre comprise entre les échangeurs (égale à l'aire active soustrait de l'aire plane des serpentins). Les résultats représentés sur la figure 2.15 conduisent aux mêmes conclusions que précédemment. Il n'est pas possible de tenir entièrement compte de l'hypothèse avancée ci-dessus car les serpentins ne reposent pas directement sur le plateau mais il est certain que l'introduction d'inserts dans l'émulsion modifie un tant soit peu l'aire libre du contact gaz-liquide.

4.5.2 - Comparaison des limites de fonctionnement avec d'autres auteurs

* LE PLEURAGE

D'après FAIR et SMITH (19, 27), le liquide ne pourra pas s'écouler par le trou si la charge hydrostatique est inférieure à la perte de charge de la vapeur à travers le trou additionnée de la charge liquide nécessaire pour surmonter les forces de tension superficielle :

$$h_l \leq h_d + h_\sigma \quad (2.16)$$

avec $\begin{cases} h_d : \text{perte de charge de la vapeur à travers le trou.} \\ h_\sigma : \text{tension interfaciale exprimée en hauteur de liquide.} \end{cases}$

Nous trouvons dans la littérature des corrélations permettant de calculer h_σ (17) :

$$h_\sigma = 409 \frac{\sigma}{\rho_l \cdot d_h} \quad (2.17)$$

Comme nous l'avons dit précédemment, le pleurage est un inconvénient s'il devient excessif. L'abaque de FAIR que nous reproduisons sur la figure 2.16 donne les limites du phénomène : nous pouvons constater que le pleurage n'a lieu que pour des valeurs de (h_d+h_σ) largement inférieures à la hauteur de liquide $(H_w + h_{ow})$. La valeur h_{ow} , hauteur de liquide au-dessus du déversoir est calculée à partir de l'équation de Francis et est reliée à la vitesse de liquide u_l s'écoulant dans la colonne.

$$h_{ow} = 1,04 g^{-0,33} (u_l/b)^{0,67} \epsilon_l^{0,33} \quad (2.18)$$

où ϵ_l représente la fraction de liquide dans l'émulsion.

En négligeant l'effet de ϵ_1 , et en sachant que le débit d'eau dans nos expériences varie entre 10 et 60 l/h, nous en déduisons les variations de $H_w + h_{ow}$:

$$20 < H_w + h_{ow} < 24 \text{ mm de liquide.}$$

Dans ce cas, pour la première courbe ($\frac{A_h}{A_a} \leq 0,1$) de la figure 2.16, ($h_d + h_\sigma$) doit être supérieur à 6 mm de liquide pour être dans un régime de "bon fonctionnement". Cette valeur est largement dépassée par la seule tension interfaciale ($h_\sigma = 14,9 \text{ mm}$)

$$h_\sigma > (h_d + h_\sigma)_{\text{limite}} \quad (2.19)$$

Le pleurage n'a donc pas d'influence sur l'efficacité de la colonne.

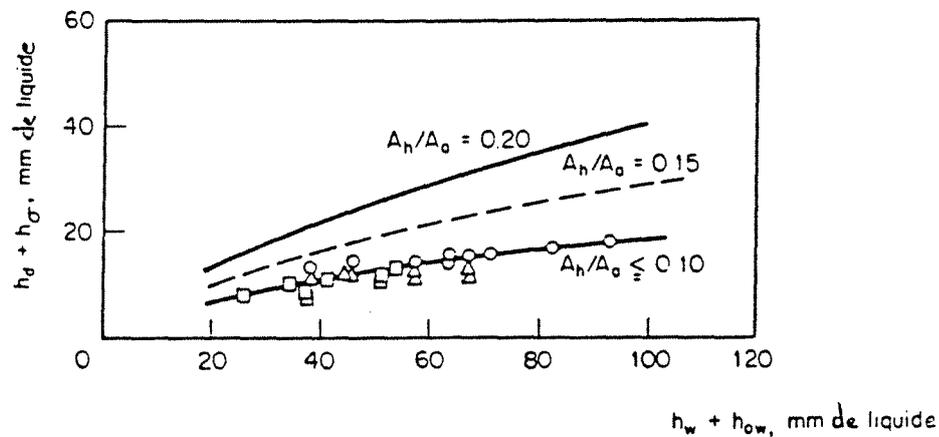


Figure 2.16 : Courbe de pleurage limite pour les plateaux perforés

* L'ENGORGEMENT

a) Nous nous référons tout d'abord aux travaux de FAIR : la vitesse d'engorgement est donnée par la figure 2.17 qui relie le paramètre d'écoulement FP et le facteur de capacité CF . La corrélation est valable pour :

- des trous de diamètre inférieur à 6,35 mm
- des systèmes non moussants.

La tension superficielle du liquide n'étant pas de 20 dynes/cm, on corrige CF comme suit:

$$CF = u_g \left(\frac{\rho_g}{\rho_l - \rho_g} \right)^{0,5} \left(\frac{20}{\sigma} \right)^{0,2} \quad (2.20)$$

Par ailleurs, une correction doit être apportée pour tenir compte de la perforation. Etant donné le faible rapport $\frac{A_h}{A_a}$, nous extrapolons le coefficient correctif $k = 0,625$. Par conséquent :

$$u_g = k \cdot (CF)_{lu} \left(\frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_g} \right)^{0,5} \left(\frac{\sigma}{20} \right)^{0,2} \quad (2.21)$$

Pour des débits liquides inférieurs à 60 l/h, nous trouvons, après itération, des valeurs de u_g sensiblement égales :

$$u_g = 1,3 \text{ m/s}$$

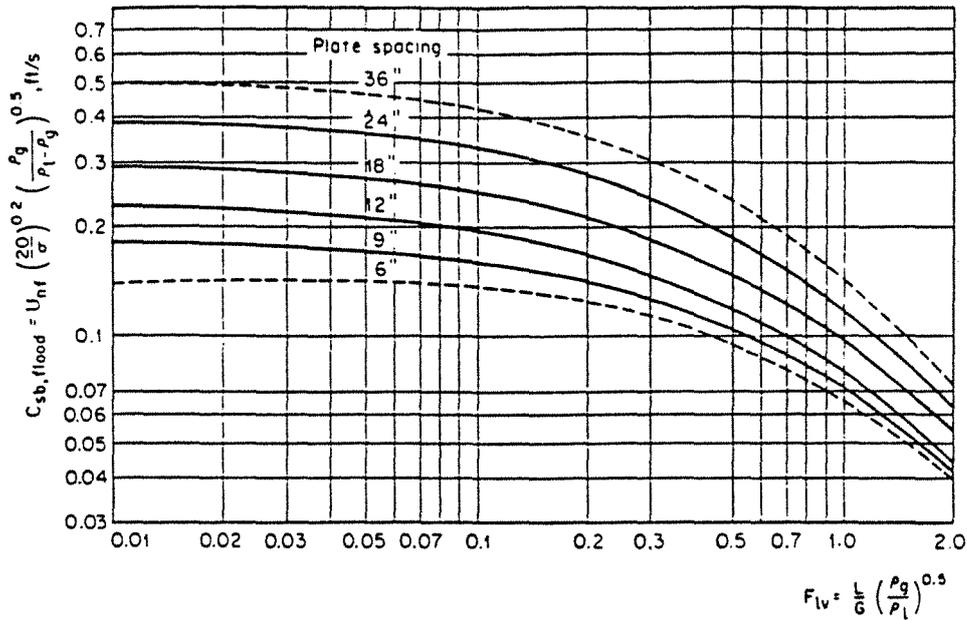


Figure 2.17 : Courbes délimitant l'engorgement (Abaque de FAIR (17)).

b) Stichlmair (28) introduit un facteur CF_C caractérisant la charge de la vapeur :

$$CF_C = u_g \cdot \sqrt{\rho_g} \quad (2.22)$$

Ce facteur sera maximal en régime de jet :

$$CF_{C,max} = 2,5 \cdot \left[\left(\frac{A_h}{A_a} \right)^2 \sigma (\rho_l - \rho_g) g \right]^{1/4} \quad (2.23)$$

On en déduit la vitesse maximale du gaz correspondant à l'engorgement :

$$u_g = 1,86 \text{ m/s}$$

Les valeurs des auteurs précédents sont de loin supérieures à celle que nous avons trouvée expérimentalement, soit 0,6 m/s. Cependant, ces valeurs correspondent à un engorgement par la vapeur. Dans notre cas, la faible valeur du rapport $\left(\frac{A_h}{A_a} \right)$ et la présence de serpentins sur chaque plateau augmentent la perte de charge et brisent les jets susceptibles de se former. La vapeur freinée sur chaque plateau empêche le liquide de descendre provoquant un engorgement par le liquide.

* ETUDE DES PERTES DE PRESSION

Les résultats concernant la perte de charge varient d'un auteur à l'autre. La cause est due au mode de perforation (perçage ou emboutissage) donc finalement au soin apporté à la réalisation du plateau. M. VAN WINKLE propose une méthode détaillée d'évaluation de la perte de charge d'un plateau perforé. La perte de charge h_t de la vapeur à la traversée du plateau est égale à :

- la perte de charge au passage dans les trous (perte de charge du plateau sec) : h_{dr}
- la perte de charge dans l'émulsion qui est en fait la somme de deux termes :
 - . charge hydrostatique au dessus du trou : h_l
 - . charge nécessaire pour former les bulles : h_σ

$$h_t = h_{dr} + h_l + h_\sigma \quad (2.24)$$

Il est reconnu que la perte de charge du plateau sec est modifiée lorsqu'un liquide est présent sur le plateau. La plupart des auteurs partent tout de même de l'équation d'orifice et déterminent expérimentalement le coefficient de décharge C_o :

$$h_{dr} = 5,085.10^{-2} \frac{\rho_g}{\rho_l} \left(\frac{u_{gh}}{C_o} \right)^2 \quad (2.25)$$

où u_{gh} est la vitesse de la vapeur à travers les trous.

L'équation (2.24) devient donc :

$$h_t = K_1 u_{gh}^2 + (h\sigma + h_l) \quad (2.26)$$

avec
$$K_1 = 5,085.10^{-2} \frac{\rho_g}{\rho_l} \left(\frac{1}{C_o} \right)^2 \quad (2.27)$$

Avant l'engorgement, les variations de h_{dr} sont prépondérantes devant les variations de la hauteur de liquide clair. Avec notre colonne, nous avons donc tracé les pertes de pression totale en fonction de $(u_{gh})^2$ pour différents débits d'eau. Nous n'avons pas pris en compte les pertes à débit d'eau nul suite à la remarque ci-dessus et suite au fait que l'air peut passer directement par les déversoirs.

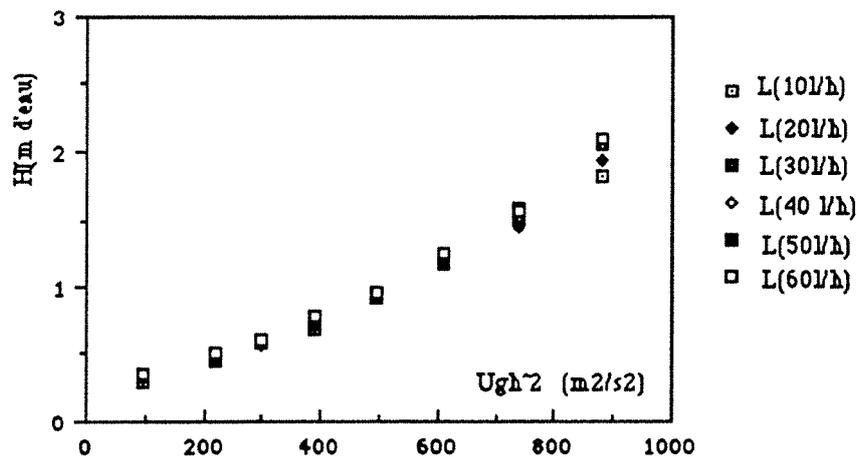


Figure 2.18 : Pertes de pression totale dans la colonne pour différents débits d'eau

La figure 2.18 représente ces pertes de pression totales : nous pouvons constater que les courbes sont pratiquement identiques et linéarisables pour des débits d'air inférieurs à $30 m^3/h$ (\equiv début de l'engorgement). La figure 2.19 représente une de ces linéarisations.

Nous en déduisons, pour chaque plateau, les coefficients moyens :

$$\begin{cases} K_1 = 1,39 \cdot 10^{-4} \text{ s}^2/\text{m} \\ h_\sigma + h_l = 1,84 \cdot 10^{-2} \text{ m} \end{cases}$$

La valeur de K_1 nous conduit au coefficient de décharge Co :

$$Co = 0,66$$

Cette valeur semble faible par rapport aux valeurs retenues dans la littérature ($Co \cong 0,8$) mais n'oublions pas que le rapport $\left(\frac{A_h}{A_a}\right)$ est très faible et que la présence de serpentins perturbe le mélange eau/air.

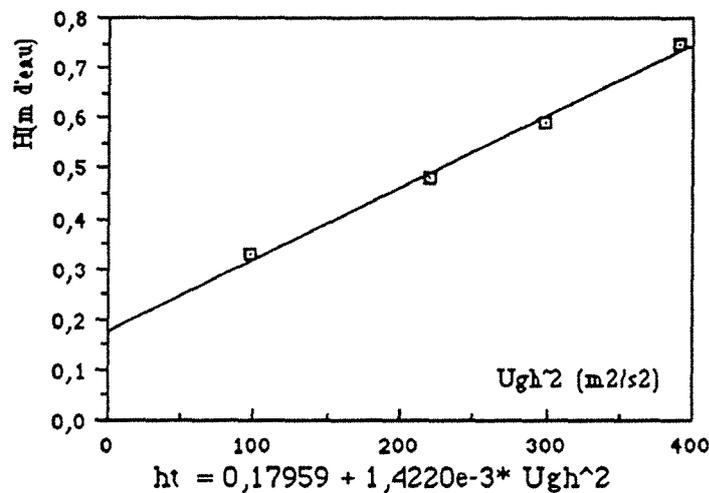


Figure 2.19 : Pertes de pression totales dans la colonne avant engorgement ($L_{\text{eau}}=40 \text{ l/h}$)

La relation 2.17 nous fournit la perte de charge équivalente aux effets de tension superficielle. Nous en déduisons une valeur moyenne de la hauteur de liquide clair dans le domaine d'expérimentation avant engorgement :

$$h_l = 3,5 \cdot 10^{-3} \text{ m}$$

La hauteur de liquide clair est traditionnellement décrite comme la somme de deux termes : la hauteur de liquide sous l'obstacle du déversoir (h_{bw}) et celle qui passe par-dessus (h_{ow}) :

$$h_l = h_{bw} + h_{ow} \quad (2.28)$$

h_{ow} est déterminée par l'équation de Francis 2.18 où ϵ_l désigne la fraction de liquide dans l'émulsion, c'est-à-dire le rapport de la hauteur de liquide clair (h_l) sur la hauteur du lit de bulle h_b . Cette fraction peut être reliée au nombre de Froude du plateau, comme le préconise Zuiderweg :

$$\frac{1}{\epsilon_l} - 1 = 40 \left[\frac{u_g}{(g h_l)^{0,5}} \cdot \left(\frac{\rho_g}{\rho_l} \right)^{0,5} \right]^{0,8} \quad (2.29)$$

Parallèlement, la hauteur de liquide clair placé sous le barrage du déversoir peut être corrélée par une expression proposée par Zuiderweg :

$$h_{bw} = 0,5 \cdot H_w \cdot \left(\frac{u_g}{\sqrt{g \cdot p}} \right)^{-0,8} \quad (2.30)$$

Après itération des trois relations précédentes, nous trouvons, dans le domaine d'exploitation considéré, une valeur maximale de la hauteur de liquide clair voisine de celle trouvée expérimentalement :

$$h_{l,max} = 3,19 \cdot 10^{-3} \text{ m}$$

Les corrélations donnent une bonne approximation de la hauteur de liquide clair. L'insertion des serpentins à l'intérieur des plateaux semble intervenir uniquement dans le calcul de la perte de charge du plateau sec : le coefficient de décharge C_o est, en effet, réduit.

A partir de l'équation 2.29 et à partir de la hauteur de liquide expérimentale, nous trouvons une valeur de la densité de l'émulsion comprise entre 0,107 et 0,224 suivant les valeurs du débit gazeux :

$$0,107 < \epsilon_l = \frac{h_l}{h_b} < 0,224$$

d'où la hauteur du lit de bulle maximale :

$$h_{b,max} = 32,7 \cdot 10^{-3} \text{ m}$$

Bien qu'il ne soit pas possible dans notre cas de mesurer expérimentalement et précisément cette hauteur h_b , nous pouvons tout de même dire que la valeur trouvée ci-

dessus constitue une bonne approximation car l'émulsion dépasse de très peu la hauteur du barrage H_w .

4.6. -. Conclusions sur l'étude hydrodynamique

L'étude hydrodynamique nous a permis de constater que l'insertion de serpentins à l'intérieur d'un plateau augmente la perte de charge de la vapeur en diminuant le coefficient de décharge. Le plateau travaille dans un régime d'émulsion ou un régime intermédiaire de mousse sans jamais atteindre le régime de jets. Il semblerait que les serpentins empêchent la formation des jets en retenant le liquide entre ses branches ; le dégazage se fait alors de façon inefficace provoquant ainsi un engorgement par le liquide. Ce dernier apparaît à des vitesses de vapeur beaucoup plus faibles que celles prédites par la littérature pour des plateaux perforés classiques.

V - LE TRANSFERT DE CHALEUR

5.1. - Introduction

Avant d'entreprendre le programme de distillation, il est intéressant d'analyser le transfert de chaleur, pour déterminer les capacités d'échanges des serpentins. Dans un premier temps, nous localiserons les pertes thermiques pour corriger les bilans enthalpiques et nous essaierons ensuite de faire une approche globale du transfert de chaleur.

5.2. - Pertes thermiques à l'extérieur

Un étude préliminaire s'impose pour localiser les pertes thermiques vers l'extérieur en présence du calorifugeage actif. Cette manipulation consiste à évaporer au bouilleur de l'eau pure et à la recondenser dans l'échangeur en haut de colonne. Le condensat est renvoyé dans le mélangeur qui alimente le bouilleur, il n'y a donc pas de reflux.

La colonne évolue dans ces conditions pendant quelques heures jusqu'à atteindre un régime permanent, que l'on peut déceler sur le système d'acquisition (températures constantes). A ce moment précis, une photographie de toutes les températures est prise, les débits de 'distillat' et de 'soutirage' sont mesurés :

$$D_m = 5,48.10^{-3} \text{ kg/s}$$

$$S_m = 0 \text{ kg/s}$$

$$\text{d'où } A_m = 5,48.10^{-3} \text{ kg/s.}$$

L'absence de soutirage dénote que les pertes thermiques à l'intérieur de la colonne elle-même sont négligeables. Cette explication est vérifiée par le fait que les plateaux ne bouillonnent pas, il n'y a donc pas d'eau condensée dans les étages. Les pertes thermiques se situent donc essentiellement dans le CONDENSEUR, dans le BOUILLEUR et dans les circuits annexes menant au MELANGEUR.

a) Pertes au condenseur :

$$Q_{C,\text{vrai}} = Q_{C,\text{mes}} + P_C \quad (2.31)$$

La quantité de chaleur effectivement prélevée au condenseur $Q_{C,vrai}$ est déterminée par la condensation et le refroidissement du distillat : $Q_{C,vrai} = D_m (\Lambda_D + C_{pD} \cdot \Delta T) = 12,61 \text{ kW}$, où Λ_D est la chaleur de vaporisation et ΔT la différence entre la température de sortie et la température de condensation. Une partie de cette chaleur est apportée par le frigoporteur : $Q_{C,mes} = \dot{M}_C C_{pD} \Delta T' = 11,30 \text{ kW}$.

Numériquement, les pertes thermiques P_C au condenseur sont de l'ordre de :

$$P_C = 1,32 \text{ kW}$$

b) Pertes au bouilleur :

Comme précédemment, un bilan entre la chaleur apportée par le caloporteur $Q_{B,mes} = \dot{M}_B C_{pB} \Delta T' = 13,26 \text{ kW}$ et la chaleur emportée par l'alimentation $Q_{B,vrai} = A_m (\Lambda_A + C_{pA} \cdot \Delta T) = 13,10 \text{ kW}$, nous fournit les pertes thermiques au niveau du bouilleur :

$$P_B = Q_{B,mes} - Q_{B,vrai} = 0,164 \text{ kW} \quad (2.32)$$

c) Pertes dans les circuits annexes :

Etant donné que la colonne fonctionne en circuit fermé et est en régime permanent, nous devrions avoir : $Q_B = Q_C$. Le condensat subit en fait un refroidissement de 20°C dans le mélangeur ce qui représente des pertes vers l'extérieur de $P_M = D_m C_{pD} \Delta T = 0,486 \text{ kW}$.

En conclusion, le bilan représenté par l'équation suivante :

$$Q_{B,mes} = P_B + Q_{C,mes} + P_C + P_M \quad (2.33)$$

est bouclé expérimentalement. Les pertes thermiques se répartissent comme indiqué sur la figure 2.20 :

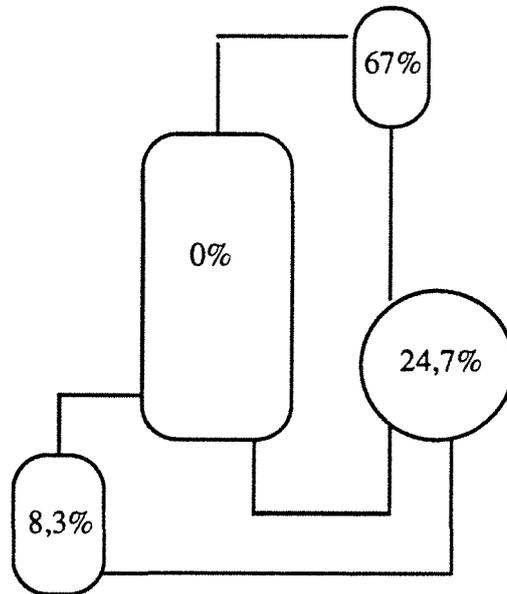


Figure 2.20 : Répartition des pertes thermiques

5.3. - Transfert de chaleur dans les serpentins

L'étude du transfert de chaleur sur un plateau est rendue difficile par le fait que le serpentin plonge dans un milieu non homogène, formé de liquide et de bulles. L'émulsion constitue un milieu très complexe, où la condensation et l'évaporation peuvent avoir lieu soit à la paroi du serpentin soit à l'interface des deux phases. La position du serpentin par rapport aux trous du plateau, le mode de fonctionnement du plateau (vitesse de la vapeur,...) sont autant de paramètres qui influent sur les coefficients de transfert de chaleur. Pour déterminer exactement le type de transfert, surtout du côté procédé, une étude très précise doit être menée sur un plateau en mesurant les températures des fluides à un endroit fixe et la température de la paroi, et en faisant varier les flux de vapeur et de liquide. Cette étude est très intéressante dans la comparaison des différents types de plateau diabatique, où l'on essaiera de maximiser l'efficacité du transfert de chaleur, mais ne rentre pas dans l'objectif de ce rapport. Nous chercherons à partir de l'acquisition de données globales à apprécier uniquement la qualité de ce transfert. A partir de manipulations de condensation d'eau, nous essaierons d'estimer le coefficient de transfert global en supposant que tous les plateaux sont strictement identiques.

Les manipulations consistent à évaporer sous une puissance de 20 kW de l'eau pure et de la recondenser dans la colonne grâce aux serpentins. Après quelques heures de

fonctionnement, la colonne entre dans un régime permanent, où il est possible de faire les différentes mesures (températures, débits...). Les plateaux, sur lesquels sont effectués les calculs, sont dans un régime de fonctionnement tout à fait normal (émulsion) et à une température constante de 100°C (373 K). Le paramètre que l'on peut varier est le débit de frigoporteur, qui, lorsqu'il augmente, diminue la différence de températures entrée T_e -sortie T_s et accroît la quantité de chaleur transférée. Cette quantité de chaleur Q est définie pour un serpentin par :

$$Q = U A_{s,ext} \Delta T_{ml} \quad (2.34)$$

avec $\begin{cases} U \text{ coefficient de transfert global} \\ A_{s,ext} \text{ surface externe du serpentin} \end{cases}$

et
$$\Delta T_{ml} = \frac{(373 - T_e) - (373 - T_s)}{\ln\left(\frac{373 - T_e}{373 - T_s}\right)}$$

La figure 2.21 représente la variations du coefficient de transfert global en fonction de la moyenne logarithmique ΔT_{ml} . On peut remarquer que, pour un débit fixé de frigoporteur, ce coefficient peut être considéré comme constant.

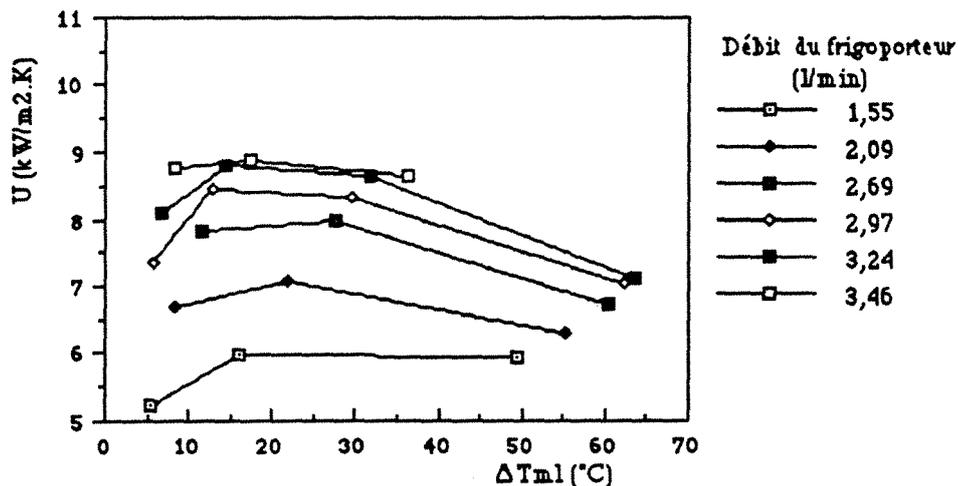


Figure 2.21 : Variations du coefficient de transfert global pour différents débits du frigoporteur (eau).

Le processus de transfert dans l'échangeur peut être présenté en fonction des différentes résistances (29):

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_{ext}} + \frac{d_{s,ext}}{2.\lambda} \ln \left(\frac{d_{s,ext}}{d_{s,int}} \right) + \frac{d_{s,ext}}{d_{s,int}} \frac{1}{h_{int}} \quad (2.35)$$

où h_{int} et h_{ext} sont les coefficients de transfert du fluide frigoporteur et de l'émulsion circulant de part et d'autre de la paroi de conductibilité λ .

En milieu turbulent, le coefficient de transfert du côté frigoporteur peut être estimé par la corrélation de Colburn (30)

$$Nu = 0,023 Re^{0,8} Pr^{0,4} \quad (2.36)$$

où Re est le nombre de Reynolds, Nu le nombre de Nusselt renfermant le coefficient h_{int} et Pr le nombre de Prandtl. Connaissant les propriétés de l'eau à la température moyenne entre l'entrée et la sortie, il est possible d'évaluer le coefficient de transfert côté frigoporteur.

La paroi est en cuivre, sa conductivité thermique est très grande $\lambda = 380.10^{-3}$ kW/m.K. Le coefficient de transfert global est moyenné pour chaque débit de frigoporteur. L'expression (2.35) et la corrélation de Colburn conduisent donc aux valeurs du coefficient h_{ext} . Le tableau 2.1 regroupe l'ensemble des résultats :

Débits (l/min)	U (kW/m ² .K)	Re.10 ⁻³	h_{int} (kW/m ² .K)	h_{ext} (kW/m ² .K)
1,55	5,72	8,42	5,98	-
2,09	6,70	11,30	7,60	-
2,69	7,50	14,60	9,30	111
2,97	7,79	16,10	10,06	75
3,24	7,99	17,60	10,80	56
3,46	8,76	18,80	11,37	82
3,78	8,72	20,50	12,21	51
3,83	9,18	20,80	12,33	67

Tableau 2.1 : Résultats des coefficients de transfert

La résistance au transfert a essentiellement lieu à l'intérieur du tube.

Pour confirmer ce résultat, il est possible d'utiliser la méthode de Wilson qui donne une bonne approximation du coefficient de transfert côté émulsion moyennant certaines hypothèses. Nous pouvons en effet supposer lorsque le débit de frigoporteur varie, que les conditions hydrodynamiques restent constantes sur les plateaux et que le nombre de Prandtl de l'équation (2.36) demeure inchangé; dans ce cas, l'expression du coefficient de transfert global vérifie :

$$\frac{1}{U} = \left(\frac{1}{h_{ext}} + b \right) + \frac{a}{Re^{0,8}}$$

L'ordonnée à l'origine dans le tracé de $\frac{1}{U}$ versus $Re^{-0,8}$, fournit le coefficient de transfert côté émulsion. La figure 2.22 conduit aux valeurs numériques suivantes:

$$\frac{1}{U} = \frac{1,687 \cdot 10^{-2}}{Re^{0,8}} + 5,348 \cdot 10^{-2}$$

d'où $h_{ext} = 19 \text{ kW/m}^2 \cdot \text{K}$

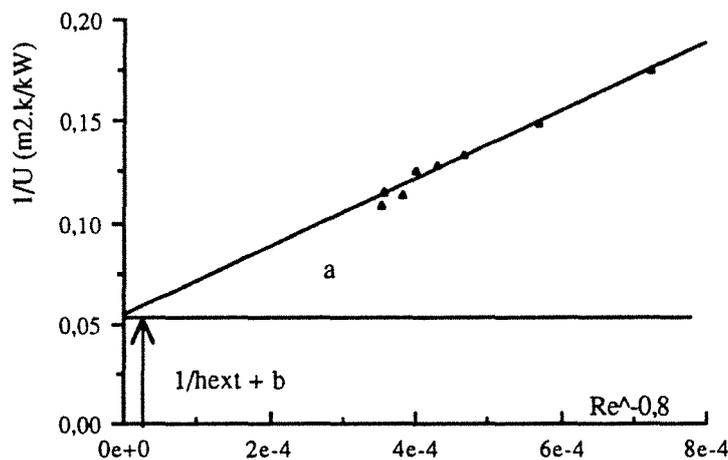


Figure 2.22 : Variations du coefficient de transfert global avec le débit.

La valeur minimale de h_{ext} donnée ci-dessus prouve que le transfert dans l'émulsion est excellent. La résistance y est négligeable, la condensation doit donc se faire principalement dans la phase vapeur : il s'agit d'une condensation en gouttelettes. Le liquide condensé est immédiatement évacué par la vapeur qui arrive sous le serpentin.

5.4. - Conclusion

Cette étude thermique nous a permis de cerner les pertes à l'extérieur dans le but éventuel de corriger les bilans que l'on aura à établir. Par ailleurs nous avons pu montrer que les coefficients de transfert global étaient élevés et pouvaient atteindre $10 \text{ kW/m}^2\text{.K}$. Trois serpentins suffisent pour condenser la totalité de la vapeur. Le calcul des coefficients de transfert semblerait conclure à l'absence de film liquide autour du circuit, lors de la condensation.

VI - LES EXPERIENCES DE DISTILLATION

Cette partie concerne l'étude du transfert simultané de chaleur et de matière dans la distillation du binaire EAU / ETHANOL. Suivant la conception de la maquette expérimentale, nous travaillerons par demi-colonne.

6.1. - Les paramètres variables de la colonne de distillation

Les conditions opératoires de la colonne adiabatique sont habituellement définies par cinq paramètres : le taux de reflux et de rebouillage, le nombre d'étages, la composition et le débit de l'alimentation. Dans notre contexte opératoire, la colonne possède un nombre d'étages fixé (10 plateaux).

Par conséquent, les paramètres qu'il est possible de modifier sont:

- pour la colonne d'enrichissement :

- la composition en éthanol du mélange x_A
- le taux de reflux r ou encore la quantité de chaleur Q_C : après avoir ouvert suffisamment et partiellement la vanne de reflux, l'aire du serpentin du condenseur étant fixée, nous réglerons le débit d'eau de refroidissement de manière à obtenir un distillat proche de sa température d'ébullition.

- le débit d'alimentation ou encore la quantité de chaleur au bouilleur de façon à ce que la vapeur formée soit saturante. Cette valeur de Q_B est très limitée, d'une part par l'hydrodynamique de la colonne (éviter l'engorgement) et d'autre part par l'impossibilité de varier sensiblement la puissance de la chaudière.

- pour la colonne d'épuisement :

- la composition du mélange x_A
- le taux de rebouillage ou encore la quantité de chaleur au bouilleur Q_B : cette quantité doit permettre un taux de rebouillage suffisant . Etant donné que l'aire du serpentin du bouilleur est fixée, nous essaierons de trouver la puissance thermique et le débit de caloporteur pour amener le rebouillage à sa température d'ébullition.

- le débit d'alimentation A : l'alimentation est un liquide provenant du mélangeur à une température quelconque.

- éventuellement, la quantité de chaleur au premier condenseur Q_{C1} , pour permettre un léger reflux.

La colonne adiabatique d'enrichissement possède globalement trois degrés de liberté, contre quatre pour la colonne d'épuisement si l'on considère un reflux partiel en haut de colonne.

La colonne diabatique possède apparemment un nombre plus élevé de degrés de liberté : les quantités de chaleur à chaque étage!

Nous avons vu précédemment qu'il était préférable de disposer les serpentins en série de manière à récupérer le maximum d'exergie dans le fluide frigoporteur. Par ailleurs, les surfaces des serpentins sont fixées à une même valeur, ce qui limite le transfert de chaleur. En général, la température d'entrée de chaque circuit sera celle de la sortie du condenseur (resp. du bouilleur). Le débit de frigoporteur (resp. caloporteur) sera choisi de façon à obtenir une distillation exploitable et sera suffisamment grand pour assurer un reflux (resp. rebouillage) minimum global dans toute la colonne. Dans le cas de la colonne d'enrichissement, un condenseur auxiliaire est éventuellement prévu pour terminer la condensation du distillat.

A ce degré supplémentaire que constitue le débit de frigoporteur (resp. caloporteur), s'ajoute un autre paramètre que l'on peut qualifier d'arbitraire mais qui peut remplacer le degré de liberté de répartition de la chaleur dans la colonne : il s'agit de la diabatisation partielle de la colonne, qui se fait en court-circuitant certains serpentins. Il n'est pas possible expérimentalement de passer en revue toutes les structures, nous distinguerons donc les cas suivants :

- distribution en série dans toute la colonne
- distribution en série pour les 5 serpentins du bas
- distribution en série pour les 5 serpentins du haut
- distribution en série pour les 4 ou 6 serpentins du centre
- distribution en série 'alternée' tous les 3 plateaux
- distribution en série aux extrémités de la colonne (3 plateaux au-dessus et en bas).

En conclusion, la colonne diabatique d'enrichissement possède cinq degrés de liberté contre six pour la colonne diabatique d'épuisement.

6.2. - Résumé des expériences menées au laboratoire

Le nombre total d'expériences de distillation réalisées sur la maquette s'élève à 64 : 33 pour le cas enrichissement et 31 pour le cas appauvrissement. Le tableau 2.2 montre la répartition de ces expériences en fonction des différents cas d'opération.

CAS	DESCRIPTIONS	NOMBRE DE MANIPULATIONS
AE	Adiabatique enrichissement	16
DE1	Diabatique enrichissement avec reflux	9
DE2	Diabatique enrichissement sans reflux	6
DE3	Diabatique enrichissement sans condenseur	2
AA2	Adiabatique appauvrissement avec reflux	5
DA3	Diabatique appauvrissement avec reflux	6
DA4	Diabatique appauvrissement avec reflux, sans bouilleur	2
AA1	Adiabatique appauvrissement sans reflux	7
DA1	Diabatique appauvrissement sans reflux	9
DA2	Diabatique appauvrissement sans reflux, sans bouilleur	2
	TOTAL :	64

Tableau 2.2 : Répartition des expériences suivant les cas opératoires.

Puisque le système travaille en circuit fermé afin de récupérer le mélange d'alimentation en le reconstituant dans le mélangeur, il n'est pas possible de contrôler tous les paramètres qui se stabilisent pour certaines conditions d'opération après plusieurs heures de manipulations. Par ailleurs, certaines valeurs des paramètres ne nous permettent pas d'avoir des résultats satisfaisants. Par exemple, dans le cas "appauvrissement", le débit d'alimentation ne peut varier que sur une très faible plage si l'on veut obtenir un profil de température correct dans la colonne, ou la puissance doit être limitée afin d'éviter l'engorgement.

Les paramètres ne sont donc pas totalement indépendants, ce qui peut expliquer le changement de certaines conditions en cours d'expérience et la distribution des manipulations suivant les différents cas.

La figure 2.23 regroupe dans un diagramme tridimensionnel les expériences effectuées pour le cas AE. Ce diagramme illustre bien les domaines explorés :

$$0,09 \leq x_{A,m} \leq 0,67$$

$$13,1 \leq Q_B \leq 19,8 \text{ kW}$$

$$0,62 \leq r \leq 33,8$$

La figure 2.24 regroupe les expériences pour la distillation diabatique en enrichissement (DE1, DE2, DE3). Les domaines explorés sont les suivants :

$$0,05 \leq x_{A,m} \leq 0,52$$

$$13,3 \leq Q_B \leq 14,4 \text{ kW}$$

$$0 \leq r < 144$$

De même, pour les distillations en appauvrissement, la figure 2.25 regroupe les expériences en adiabatique (AA1 et AA2) :

$$0,22 \leq x_{A,m} \leq 0,88$$

$$6,7 \leq Q_B \leq 20,2 \text{ kW}$$

$$11,0 \leq A \leq 93,7 \text{ l/h}$$

$$0 \leq Q_{C_1} < 14,6 \text{ kW}$$

Enfin, la figure 2.26 situe les différentes expériences en diabatique (DA1, DA2, DA3 et DA4) :

$$0,31 \leq x_{A,m} \leq 0,92$$

$$8,4 \leq Q_B \leq 20,2$$

$$13,0 \leq A \leq 61,7 \text{ l/h}$$

$$0 \leq Q_{C_1} < 9,00 \text{ kW}$$

Parallèlement à ces variations de paramètres, il est possible de changer la structure de la colonne dans le cas diabatique. Les expériences peuvent se présenter sous forme de matrice comme l'indique le tableau 2.3.

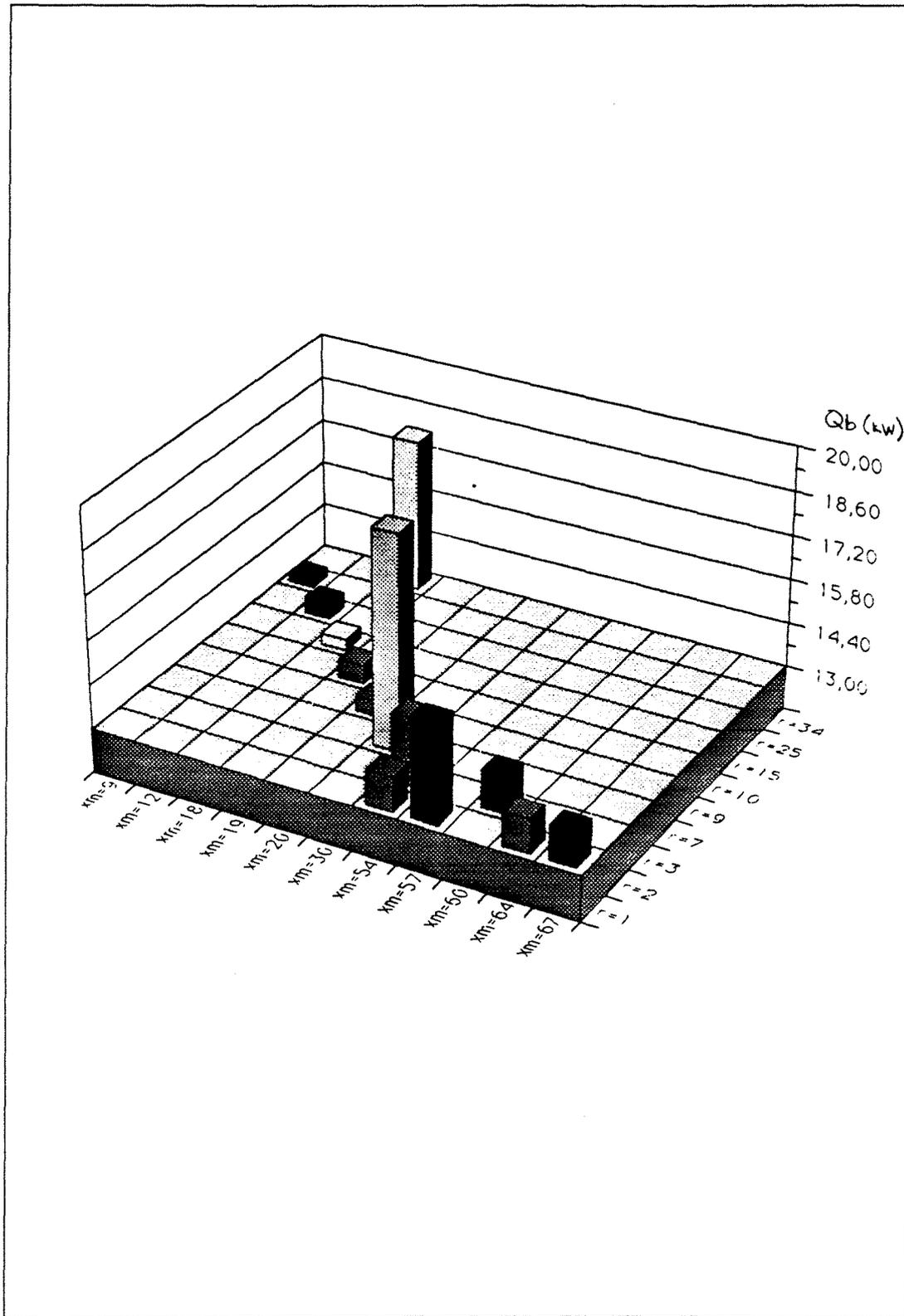


Figure 2.23 : Diagramme tridimensionnel, où sont paramétrées les expériences du cas AE.

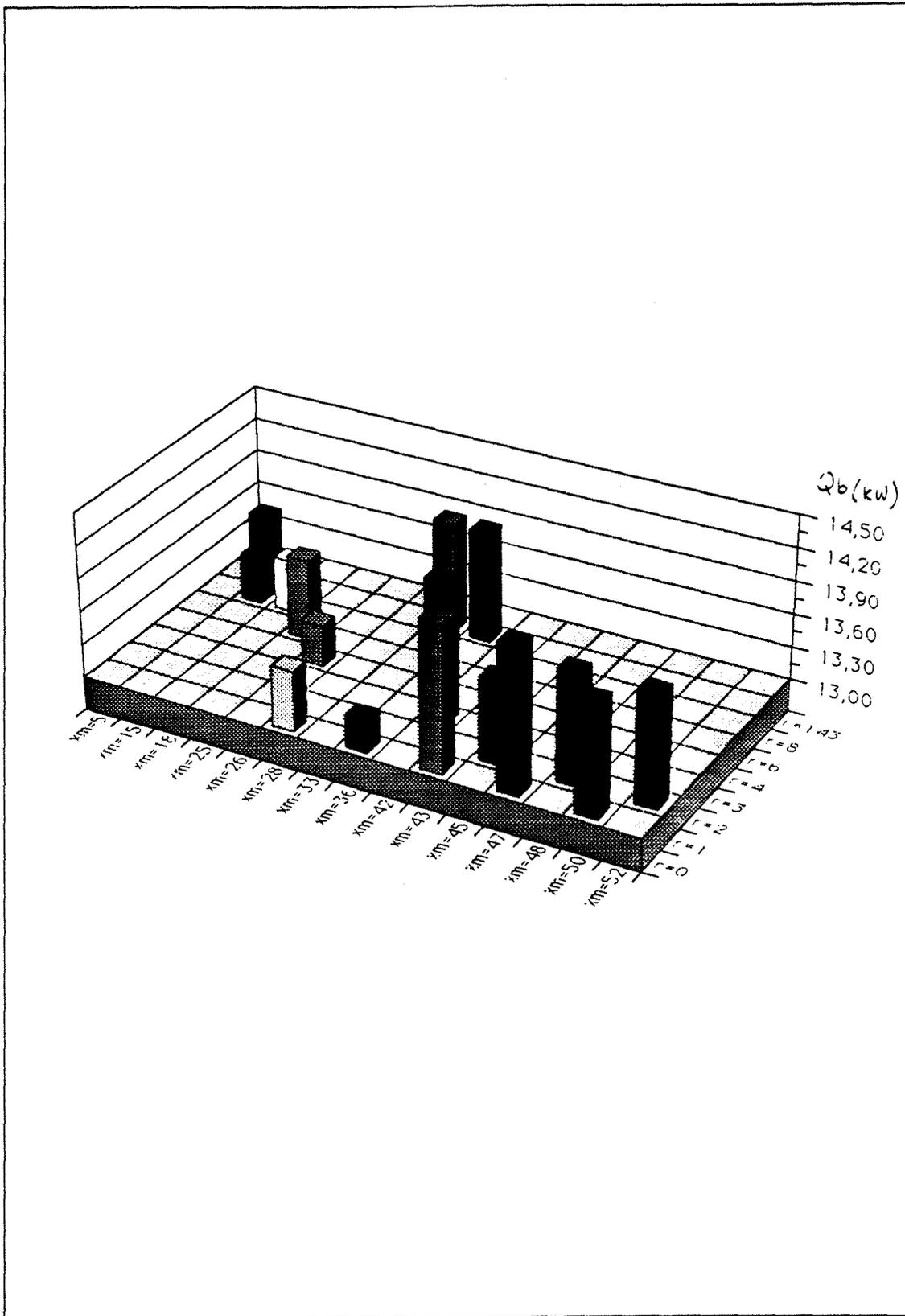


Figure 2.24 : Diagramme tridimensionnel, où sont paramétrées les expériences des cas DE1, DE2, DE3.

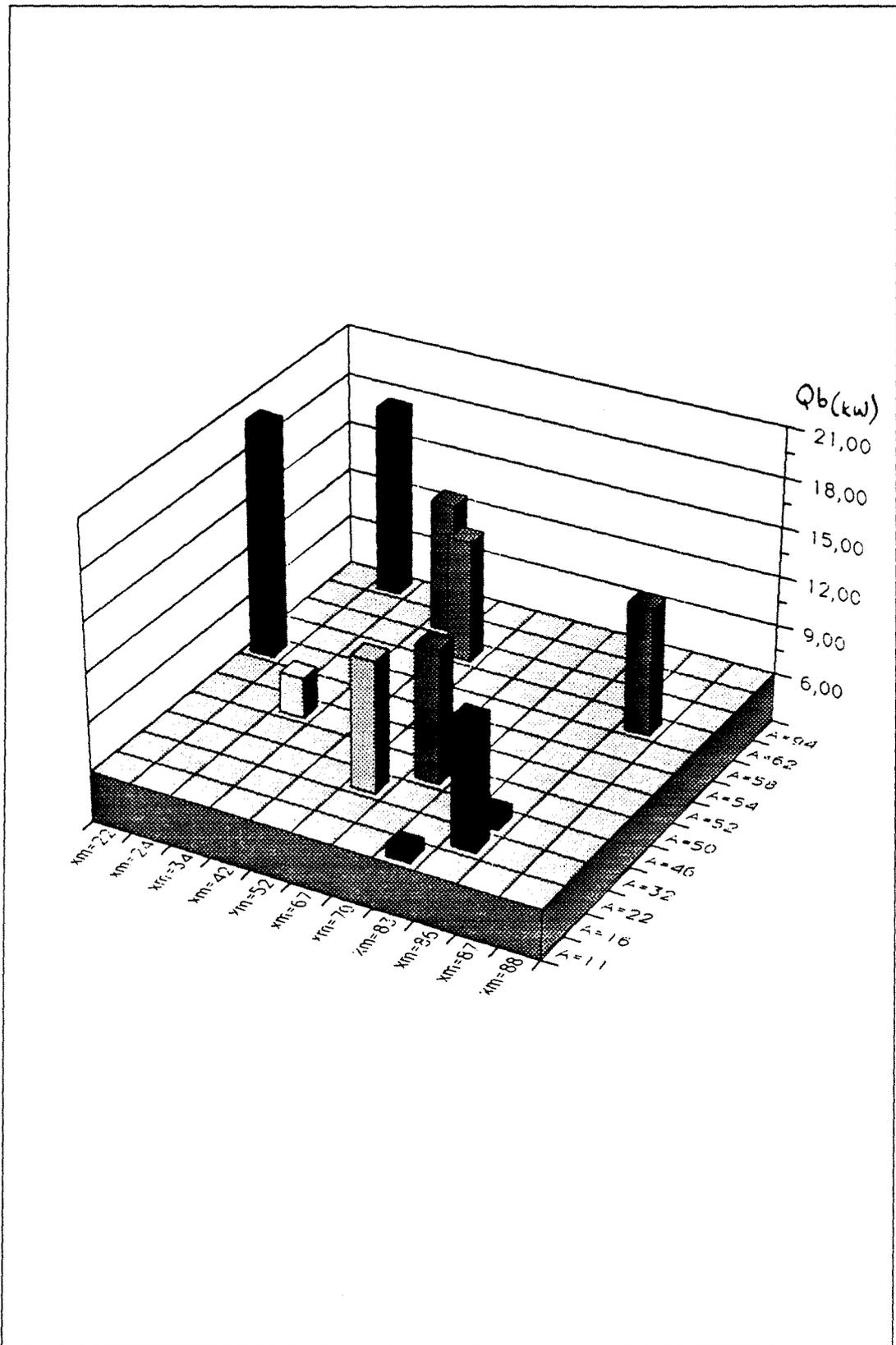


Figure 2.25 : Diagramme tridimensionnel, où sont paramétrées les expériences des cas AA1 et AA2.

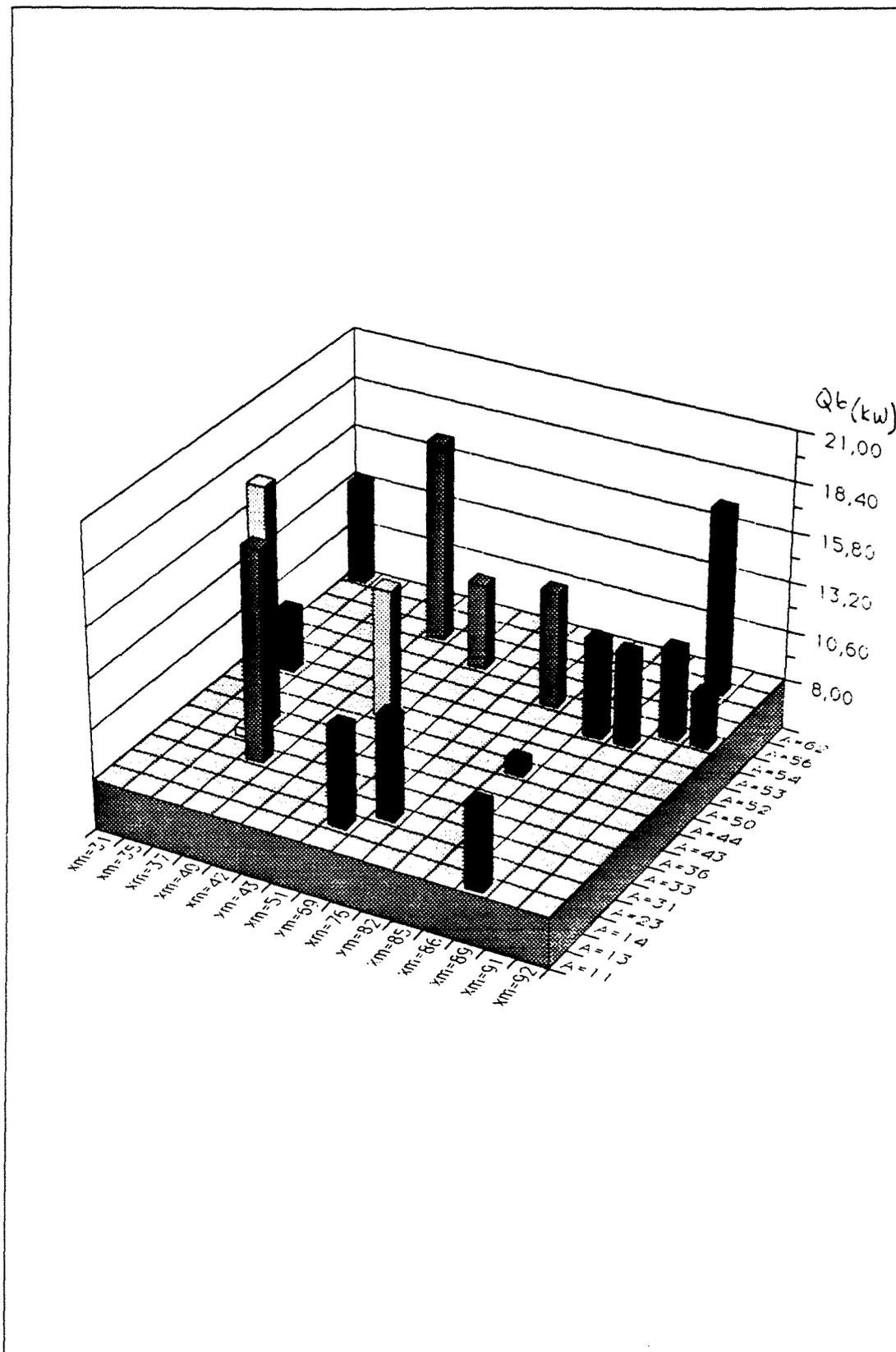


Figure 2.26 : Diagramme tridimensionnel, où sont paramétrées les expériences des cas DA1, DA2, DA3 et DA4.

DISTRIBUTION	CAS D'OPERATION						
	DE1	DE2	DE3	DA3	DA4	DA1	DA2
Uniforme totale (10 plateaux)	1	1	2	—	1	1	—
Uniforme alternée (4 plateaux)	2	—	—	1	—	1	—
En haut de colonne (5 plateaux)	2	—	—	1	—	2	—
En bas de colonne (5 plateaux)	2	2	—	2	1	3	2
Au centre de colonne (4 ou 6 plateaux)	2	—	—	1	—	1	—
Aux extrêmes de colonne (6 plateaux)	—	3	—	1	—	1	—
TOTAUX	9	6	2	6	2	9	2

Tableau 2.3 : Matrice des cas opératoires en fonction des distributions des serpents.

6.3. Exploitation d'une Distillation Adiabatique d'Enrichissement

Nous nous proposons au cours de cette étude de fixer le "protocole" d'exploitation d'une distillation adiabatique d'enrichissement et de déterminer les diagrammes utiles à la compréhension de la distillation et à une éventuelle comparaison avec son homologue diabatique.

6.3.1. - Acquisition des résultats bruts

Pour limiter le régime transitoire, la colonne est préchauffée pendant une heure grâce aux résistances du calorifugeage actif. Une fois les vannes d'alimentation, de reflux et d'eau de refroidissement ouvertes, la colonne évolue vers un régime permanent pendant quelques heures. Il est possible d'intervenir pendant le régime transitoire sur le débit du frigoporteur pour amener le distillat à sa température d'ébullition. Le régime stationnaire est obtenu lorsque les températures de tous les plateaux sont constantes : toutes les mesures doivent être prises dans un délai très rapide :

- les températures sont moyennées sur une dizaine de minutes
- les échantillons sont pris pendant cet intervalle de temps.

Les débits de soutirage, de distillat et de condensat ne peuvent être lus correctement suite à de grandes fluctuations des flotteurs, certainement dues à des variations de pression hydraulique. Nous avons essayé de prendre ces débits manuellement mais le temps requis pour les moyenner dérègle le fonctionnement de la colonne. Ces débits seront donc calculés à partir des bilans de matière et de chaleur.

Le tableau 2.4 regroupe les résultats bruts acquis lors d'une distillation adiabatique d'enrichissement. Le tableau 2.5 regroupe les valeurs de quelques températures et pressions qui sont contrôlées lors de la manipulation pour éviter les points de surchauffe dans la colonne dus aux résistances de calorifugeage et pour éviter des pressions trop grandes dans les circuits.

Du point de vue hydrodynamique, nous pouvons constater visuellement que les plateaux fonctionnent en régime d'émulsion avec un léger primage. La distillation du 15/07/91(1), à partir d'un mélange de composition massique en éthanol $x_{A,m} = 0,5443$ (molaire : $x_A = 0,3184$) conduit à :

- un distillat de composition massique $x_{D,m} = 0,8780$ (molaire $x_D = 0,7378$)
- un soutirage de composition massique $x_{S,m} = 0,1070$ (molaire $x_S = 0,0454$)

CAS : AE. ADIABATIQUE ENRICHISSEMENT
 HEURE : 14H30
 DATE : 15/07/91

COMPOSITIONS ET TEMPERATURES DANS LES PLATEAUX :

	x (% mass)	x (% mol)	T(°C)
1	85,43	69,63	78,62
2	81,81	63,75	79,05
3	78,56	58,90	79,27
4	69,04	46,58	80,25
5	55,26	32,57	81,18
6	41,28	21,56	82,97
7	18,73	8,27	85,69
8	12,19	5,15	89,07
9	10,85	4,54	91,03
10	10,70	4,48	91,19
d	87,80	73,78	
m	54,43	31,84	
s	11,18	4,69	

DEBITS :

Débit d'huile au bouilleur : 12 l/min
 Débit d'eau au condenseur : 68 % ---> 3,413 l/min
 Débit d'eau au condenseur auxiliaire : 4 l/42s ---> 5,71 l/mn
 Débit d'eau 1er circuit colonne : 0
 Débit d'eau 2ème circuit colonne : 0

PRESSION :

Pression barométrique : 994 mbar
 Pression manométrique bas colonne : 61 cm H₂O ---> 59 mbar
 Pression entrée condenseur : 0,2 bar
 Pression entrée 1er circuit : 0
 Pression entrée 2ème circuit : 0
 Pression entrée bouilleur : 0,5 bar
 Pression sortie bouilleur : 0,4 bar

AUTRES TEMPERATURES (°C) :

	entrée	sortie
Condenseur	23,8	68,9
Condenseur auxiliaire	23,8	29,4
Bouilleur	146,6	107,7

COMMENTAIRES :

- bonne distribution des températures dans la colonne
- régime d'émulsion dans chaque plateau

Tableau 2.4 : Résultats bruts acquis pour une distillation adiabatique d'enrichissement.

CAS : AE. ADIABATIQUE ENRICHISSEMENT
HEURE : 14H30
DATE : 15/07/91

TEMPERATURES (°C) :

Résistances du calorifugeage au condenseur : 158
Résistances du calorifugeage haut de colonne : 113
Résistances du calorifugeage pour la colonne : 122
Résistances du calorifugeage bas de colonne : 154

PRESSIONS :

Pression entrée condenseur : 0,2 bar
Pression entrée 1er circuit : 0
Pression entrée 2ème circuit : 0
Pression entrée bouilleur : 0,5 bar
Pression sortie bouilleur : 0,4 bar

Tableau 2.5 : Résultats de quelques paramètres de contrôle.

6.3.2. - Première validation des données : le diagramme (T-x,y)

Cette première étape compare les résultats expérimentaux avec les isobares de bulle et de rosée à environ 1 bar. Tout en tenant compte des variations de pressions comme nous l'avons vu précédemment, cette construction permet de repérer les points aberrants qui s'éloignent des isobares de bulle et de rosée et de la courbe expérimentale établie par les autres points, et d'éventuellement les corriger.

Pour l'expérience du 15/07/91(1), la représentation graphique des températures en fonction des compositions molaires donnée par la figure 2.27 reste assez proche de l'isobare de bulle à 1015 mbar, bien que la pression passe de 1053 mbar en bas de colonne à 994 mbar en haut de colonne. Cette première figure traduit une bonne cohérence entre l'expérience et les résultats théoriques et confirme le fait que le liquide est bouillant.

6.3.3. - Elaboration des conditions opératoires

Cette deuxième étape est un premier traitement des résultats bruts, conduisant au calcul des conditions opératoires telles que les quantités ~~de chaleur et les débits~~ d'alimentation, de soutirage et de distillat.



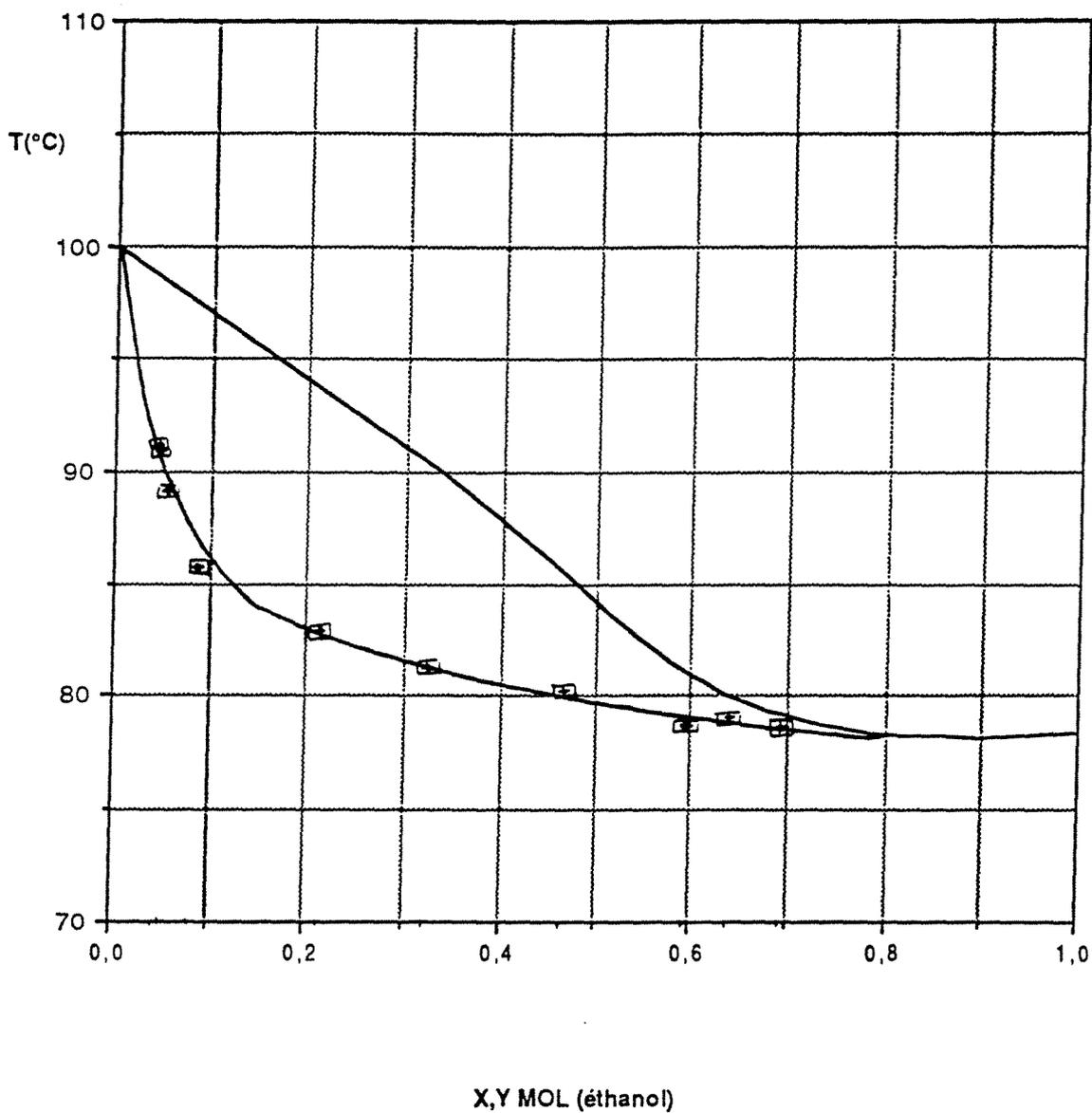


Figure 2.27 : Comparaison des résultats du 15.07.91 (1) avec les isobares de bulle et de rosée à 760 mm de Hg pour le couple EAU / ETHANOL.

a - Calcul des quantités de chaleur

* Au niveau du bouilleur, la quantité de chaleur cédée par le fluide caloporteur vérifie l'équation suivante :

$$Q_B = \dot{M}_B C_{pB} (T_{Be} - T_{Bs}) \quad (2.37)$$

où $\begin{cases} T_{Be} \text{ représente la température d'entrée} \\ T_{Bs} \text{ la température de sortie du fluide caloporteur} \\ C_{pB} \text{ est la capacité calorifique du gilotherme} \end{cases}$

DO à la température moyenne $\bar{T} = \frac{T_{Bs} + T_{Be}}{2}$.

Le calcul d'erreur due aux imprécisions de mesure est effectué à partir de l'équation (2.3). Les grandeurs mesurées sont le débit du caloporteur et les températures :

$$\Delta Q_B = C_{pB} (T_{Be} - T_{Bs}) \Delta \dot{M}_B + 2 M_B C_{pB} \Delta T \quad (2.38)$$

ou encore

$$\frac{\Delta Q_B}{Q_B} = \frac{\Delta \dot{M}_B}{\dot{M}_B} + 2 \frac{\Delta T}{T_{Be} - T_{Bs}} \quad (2.39)$$

Pour l'expérience prise comme exemple ci-dessus, nous obtenons :

$$Q_B = 14,11 \text{ kW} \pm 3,5 \%$$

* De même, au niveau du condenseur, la quantité de chaleur extraite par le fluide frigoporteur vérifie :

$$Q_C = \dot{M}_C C_{pC} (T_{Cs} - T_{Ce}) \quad (2.40)$$

avec:
$$\frac{\Delta Q_C}{Q_C} = \frac{\Delta \dot{M}_C}{\dot{M}_C} + 2 \frac{\Delta T}{(T_{Cs} - T_{Ce})} \quad (2.41)$$

Le condensat provient en fait du condenseur principal (Q_{C1}) et du condenseur auxiliaire (Q_{C2}); l'erreur commise sur la quantité de chaleur globale provient des erreurs effectuées sur chaque mesure Q_{C1} et Q_{C2} :

$$\frac{\Delta Q_C}{Q_C} = \frac{\Delta Q_{C1}}{Q_C} + \frac{\Delta Q_{C2}}{Q_C} \quad (2.42)$$

Les propriétés thermodynamiques (C_p , ρ ...) de l'eau de refroidissement sont déterminées à une température moyenne entre l'entrée et la sortie des condenseurs :

$$Q_C = 12,99 \text{ kW} \pm 3,2 \%$$

* Nous travaillons en continu et en système globalement fermé, nous devrions donc avoir $Q_C = Q_B$. La différence est due aux pertes thermiques à l'extérieur :

$$Q_p = Q_B - Q_C \quad (2.43)$$

soit $Q_p = 1,12 \text{ kW}$

Ces pertes représentent 8 % de la quantité de chaleur Q_B . L'étude thermique précédente nous permet de réajuster les valeurs Q_B et Q_C sachant que ces pertes se partagent comme suit :

- les pertes au bouilleur avec une part de 8,3 %
- les pertes au condenseur avec une part de 67,0 %
- les pertes au mélangeur avec une part de 24,7 %

$Q_B = 14,02 \text{ kW} \pm 3,5 \%$
$Q_C = 13,74 \text{ kW} \pm 3,2 \%$

Les pertes corrigées ont essentiellement lieu à l'extérieur de la colonne au niveau du mélangeur :

$$Q_p = 0,28 \text{ kW}$$

Si la quantité de chaleur Q_B est uniquement utilisée pour vaporiser le mélange, nous obtenons :

$$Q_B = A_m \lambda_{A,m} \quad (2.44)$$

$\lambda_{A,m}$ est la chaleur de vaporisation de l'alimentation (en kJ/kg), qui dépend de la composition $x_{A,m}$. L'erreur commise sur cette composition n'entraîne pas une grande variation de $\lambda_{A,m}$. Par conséquent :

$\lambda_{A,m}$ est la chaleur de vaporisation de l'alimentation (en kJ/kg), qui dépend de la composition $x_{A,m}$. L'erreur commise sur cette composition n'entraîne pas une grande variation de $\lambda_{A,m}$. Par conséquent

$$\frac{\Delta A_m}{A_m} = \frac{\Delta Q_B}{Q_B} \quad (2.45)$$

En supposant que la colonne entière fonctionne sous une pression de 1 bar, l'application numérique conduit à un débit d'alimentation théorique :

$$A_{m,th} = 9,65 \cdot 10^{-3} \text{ kg/s} \pm 3,5 \%$$

ou $A_{th} = 0,3584 \text{ mol/s}$

b - Calcul des débits de l'alimentation, du distillat et du soutirage

Les bilans de matière et d'énergie conduisent aux équations suivantes :

$$\begin{cases} A_m = S_m + D_m & (2.46) \\ A_m x_{A,m} = S_m x_{S,m} + D_m x_{D,m} & (2.47) \\ A_m H_{A,m} = S_m h_{S,m} + D_m h_{D,m} + Q_C & (2.48) \end{cases}$$

A_m , S_m , D_m sont les débits du fluide procédé qu'il n'a pas été possible de mesurer à cause des fluctuations des flotteurs. Pour la suite des calculs, nous supposerons que les fluides sont à leur température d'ébullition et que la colonne fonctionne sous une pression de 1 bar environ.

Les propriétés thermodynamiques du distillat et du soutirage sont donc connues : $h_{D,m}$ et $h_{S,m}$ sont les enthalpies du liquide aux températures de bulle respectivement T_D et T_S . De même, pour l'alimentation, $H_{A,m}$ est l'enthalpie de la vapeur à sa température de rosée. A partir du système de trois équations à trois inconnues, il est possible de déterminer les débits :

$$A_m = \frac{Q_C}{H_{A,m} - \frac{x_{A,m} \cdot x_{S,m}}{x_{D,m} - x_{S,m}} h_{D,m} - \frac{x_{A,m} \cdot x_{D,m}}{x_{S,m} - x_{D,m}} h_{S,m}} \quad (2.49)$$

$$D_m = A_m \left(\frac{x_{A,m} - x_{S,m}}{x_{D,m} - x_{S,m}} \right) \quad (2.50)$$

$$S_m = A_m \left(\frac{x_{A,m} - x_{D,m}}{x_{S,m} - x_{D,m}} \right) \quad (2.51)$$

Le calcul d'erreur des débits se complique, étant donné que certains paramètres sont liés. Pour faciliter les calculs, nous négligerons la variation des enthalpies liquides avec la composition. Le calcul de l'incertitude relative $\frac{\Delta A_m}{A_m}$ dépend des variations de Q_C et du dénominateur Den :

$$\frac{dA_m}{A_m} = \frac{dQ_C}{Q_C} - \frac{dDen}{Den} \quad (2.52)$$

L'erreur absolue de $dDen$ est représentée par la différentielle totale :

$$\begin{aligned} dDen = & \left(\frac{\partial H_{A,m}}{\partial x_{A,m}} - \frac{(h_{D,m} - h_{S,m})}{x_{D,m} - x_{S,m}} \right) dx_{A,m} + \left(\frac{(x_{D,m} - x_{A,m})}{(x_{D,m} - x_{S,m})^2} (h_{D,m} - h_{S,m}) \right) dx_{S,m} \\ & + \left(\frac{(x_{A,m} - x_{S,m})}{(x_{D,m} - x_{S,m})^2} (h_{D,m} - h_{S,m}) \right) dx_{D,m} \end{aligned} \quad (2.53)$$

La suite du calcul consiste à remplacer les erreurs absolues des grandeurs indépendantes par leurs incertitudes absolues et à prendre la valeur absolue du réel qui les précède. Le calcul de l'incertitude relative des autres débits conduit à des résultats identiques.

$$\begin{aligned} \frac{\Delta D_m}{D_m} = \frac{\Delta Q_C}{Q_C} & + \left| \left(\frac{h_{D,m} - h_{S,m}}{x_{D,m} - x_{S,m}} - \frac{\partial h_{A,m}}{\partial x_{A,m}} \right) \frac{1}{Den} + \frac{1}{x_{A,m} - x_{S,m}} \right| \Delta x_{A,m} \\ & + \left| \frac{x_{A,m} - x_{D,m}}{x_{D,m} - x_{S,m}} \left(\frac{h_{D,m} - h_{S,m}}{Den (x_{D,m} - x_{S,m})} + \frac{1}{x_{A,m} - x_{S,m}} \right) \right| \Delta x_{S,m} \\ & + \left| \frac{1}{x_{D,m} - x_{S,m}} \left(\frac{(x_{S,m} - x_{A,m}) (h_{D,m} - h_{S,m})}{Den (x_{D,m} - x_{S,m})} - 1 \right) \right| \Delta x_{D,m} \end{aligned} \quad (2.54)$$

$$\begin{aligned}
\frac{\Delta S_m}{S_m} = \frac{\Delta Q_c}{Q_c} &+ \left| \left(\frac{h_{D,m} - h_{S,m}}{x_{D,m} - x_{S,m}} - \frac{\partial H_{A,m}}{\partial x_{A,m}} \right) \frac{1}{Den} + \frac{1}{x_{A,m} - x_{D,m}} \right| \Delta x_{A,m} \\
&+ \left| \frac{1}{x_{D,m} - x_{S,m}} \left(\frac{(x_{A,m} - x_{D,m}) \cdot (h_{D,m} - x_{S,m})}{(x_{D,m} - x_{S,m}) \cdot Den} + 1 \right) \right| \Delta x_{S,m} \\
&+ \left| \frac{x_{S,m} - x_{A,m}}{x_{D,m} - x_{S,m}} \left(\frac{h_{D,m} - h_{S,m}}{Den (x_{D,m} - x_{S,m})} + \frac{1}{x_{A,m} - x_{D,m}} \right) \right| \Delta x_{D,m}
\end{aligned} \tag{2.55}$$

Pour l'application numérique, nous prendrons une variation de l'enthalpie vapeur constante : $\frac{\partial H_{A,m}}{\partial x_{A,m}} = -1400 \text{ kJ/kg}$ et des variations de composition de 0,5 % : $\Delta x_{A,m} = \Delta x_{S,m} = \Delta x_{D,m} = 0,005$.

$$A_m = 9,385 \cdot 10^{-3} \text{ kg/s} \quad \pm 3,7 \% \quad \text{ou} \quad A = 0,3487 \text{ mol/s}$$

$$D_m = 5,323 \cdot 10^{-3} \text{ kg/s} \quad \pm 5,9 \% \quad \text{ou} \quad D = 0,1377 \text{ mol/s}$$

$$S_m = 4,0620 \cdot 10^{-3} \text{ kg/s} \quad \pm 5,8 \% \quad \text{ou} \quad S = 0,2110 \text{ mol/s}$$

Le débit d'alimentation est identique à celui calculé précédemment à partir de la quantité de chaleur Q_B :

$$\frac{A_{m,th} - A_m}{A_m} = 3,5 \%$$

Il est aussi possible de déterminer le débit de condensat C_m qui traverse le condenseur et la quantité de liquide réinjectée dans la colonne $L_{o,m}$:

$$C_m = \frac{Q_c}{\lambda_{D,m}} \tag{2.56}$$

$$L_{o,m} = C_m - D_m \tag{2.57}$$

où $\lambda_{D,m}$ est la chaleur de vaporisation du distillat : $\lambda_{D,m} = H_{D,m} - h_{D,m}$.

$$\begin{array}{ll}
C_m & = 1,318 \cdot 10^{-2} \text{ kg/s} \pm 3,2 \% \text{ ou } C & = 0,3409 \text{ mol/s} \\
L_{o,m} & = 7,856 \cdot 10^{-3} \text{ kg/s} \pm 6,1 \% \text{ ou } L_o & = 0,2032 \text{ mol/s}
\end{array}$$

c - Calcul du taux de reflux

Ces différents paramètres conduisent à deux valeurs importantes pour la distillation : le TAUX de REFLUX r et le rapport Q_C/D_m

$$r = \frac{L_{o,m}}{D_m} = 1,476 \pm 3,4 \%$$

$$\frac{Q_C}{D_m} = 2582 \text{ kJ/kg} \pm 2,7 \%$$

6.3.4. - Détermination des compositions, des débits et des efficacités

Les résultats établis ci-dessus vont servir de base pour le calcul des compositions y_m et des débits liquide L_m et vapeur V_m sur chaque plateau. Les bilans de matière et d'énergie sur la partie de colonne située au-dessus du plateau considéré, peuvent être écrits en supposant que le liquide est bouillant sur chaque plateau et que la vapeur sortante est saturante. En connaissant la fonction implicite "enthalpie-vapeur" $H_m(y_m)$, nous obtenons un système de trois équations à trois inconnues. Après plusieurs itérations, il est possible d'obtenir une valeur de y_m qui boucle les bilans. Le programme EN (MURPH).FOR détaillé en annexe II, établit les bilans à chaque étage et fournit l'efficacité du plateau. Pour caractériser cette efficacité, nous avons choisi le COEFFICIENT de MURPHREE global, défini par :

$$E_{n-1} = \frac{y_{n-1} - y_n}{y_{n-1}^* - y_n} \quad (2.58)$$

avec $\begin{cases} y_n & : \text{concentration molaire de la vapeur sur le plateau } n \\ y_{n-1} & : \text{concentration molaire de la vapeur en équilibre avec le liquide } x_{n-1} \end{cases}$

L'annexe II fournit les détails de calcul et en donne ses limites. L'ensemble des résultats est reporté sur la figure 2.28 où l'on a indiqué les compositions et les débits molaires à chaque étage. La détermination des incertitudes fixe la valeur des débits vapeurs à 4 % près, la valeur des débits liquides à 6,5 % et la valeur de la composition vapeur à 2,3 % près (dans le cas maximal). Nous avons aussi représenté sur cette figure, les valeurs des facteurs de capacité, définis dans la partie hydrodynamique par l'équation

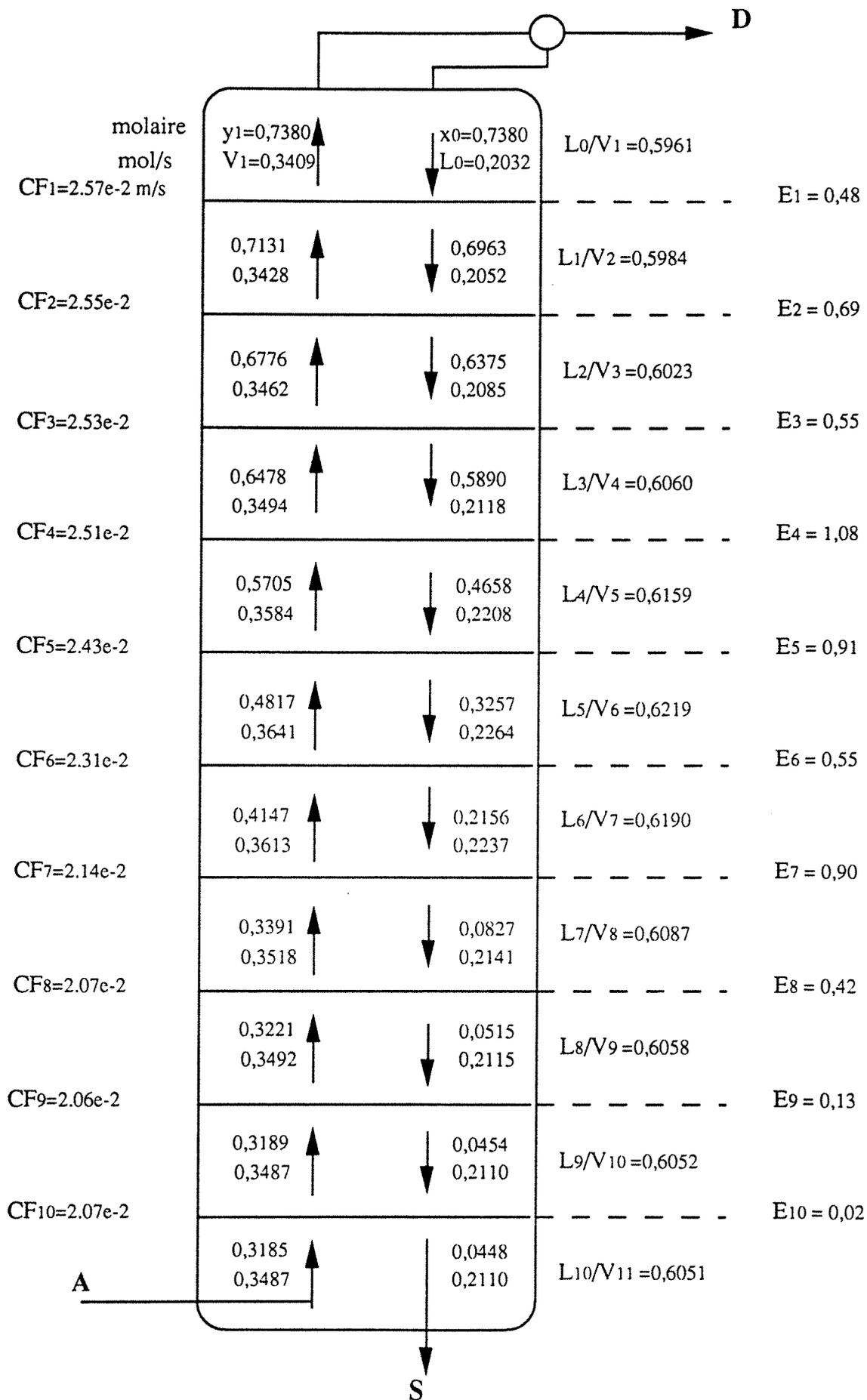


Figure 2.28 : Estimation par calcul numérique de la composition vapeur, des débits molaires et de l'efficacité de chaque plateau.

2.6 ; la vitesse du gaz u_g est celle de la vapeur qui arrive sur le plateau n et qui a pour composition y_{n+1} . Ces valeurs sont voisines de celles trouvées pour l'engorgement dans le cas du système EAU/AIR à 20°C. Il est cependant possible de constater visuellement que la colonne n'a pas atteint sa capacité maximale ; par ailleurs, les pertes de pression restent faibles et ne dépassent pas 0,1 bar. Les plateaux fonctionnent donc dans un régime d'émulsion normal qui se place juste en dessous de l'engorgement étant donné les valeurs des facteurs de capacité.

La figure 2.29 représente les variations des compositions molaires du liquide et de la vapeur : pour cette dernière, les variations sont minimales en haut et en bas de colonne, on observe des écarts de concentration importants uniquement au niveau des plateaux 4, 5, 6 et 7. Les débits molaires, représentés sur la figure 2.30, ont des variations ne dépassant pas les 10 %. Nous pouvons constater que les maxima des débits correspondent à une variation de concentration maximale : il s'agit du plateau où le potentiel de transfert de matière est le plus important. La cause de ces petites variations n'est donc pas un problème hydrodynamique mais provient essentiellement de la forme "éventrée" de la courbe d'équilibre (x - y). On remarquera aussi l'analogie des deux courbes de débits, qui se traduit par le fait que le rapport L/V varie très peu dans la colonne.

La figure 2.31 représente la construction de McCABE et THIELE à partir des données expérimentales pour la composition molaire du liquide x et des valeurs calculées numériquement pour la composition de la vapeur y . La courbe opératoire joignant les points (x_n, y_{n+1}) est quasi-linéaire ; les hypothèses de Lewis pour le couple EAU / ETHANOL sont en effet vérifiées : les chaleurs de mélange sont faibles et les chaleurs molaires de vaporisation des deux constituants sont sensiblement égales (Eau : 39,66 kJ/mol contre Ethanol : 40,27 kJ/mol) ; le rapport $\frac{L}{V}$, pente de la courbe de construction a donc de faibles variations le long de la colonne. Nous pouvons aussi aisément constater sur cette figure que les plateaux numérotés 4, 5, 6 et 7 sont ceux qui "travaillent" le plus, c'est-à-dire, ceux où les écarts de composition liquide et vapeur sont les plus importants.

Sur la figure 2.32, nous avons reporté les efficacités de chaque plateau : la courbe est très irrégulière. L'efficacité qui est essentiellement fonction de la géométrie du plateau et de l'hydrodynamique qui s'y produit, devrait rester approximativement constante dans toute la colonne. Mais ces valeurs sont à prendre avec beaucoup de précaution car une variation minimale de la composition engendre une grande variation de l'efficacité. L'étude des incertitudes commises sur le calcul de l'efficacité, détaillée en annexe II, montre que seuls les plateaux où l'écart de composition vapeur $(y_n - y_{n+1})$ dépasse les 4 %, peuvent

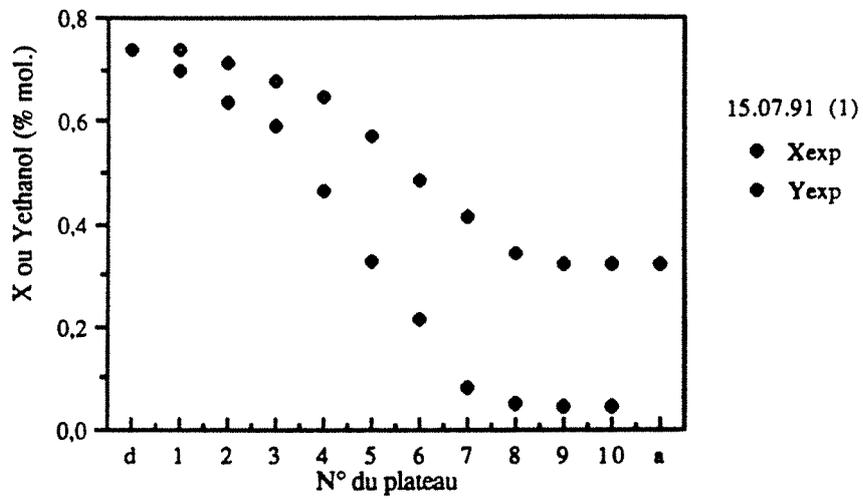


Figure 2.29 : Variations des compositions molaires du liquide et de la vapeur.

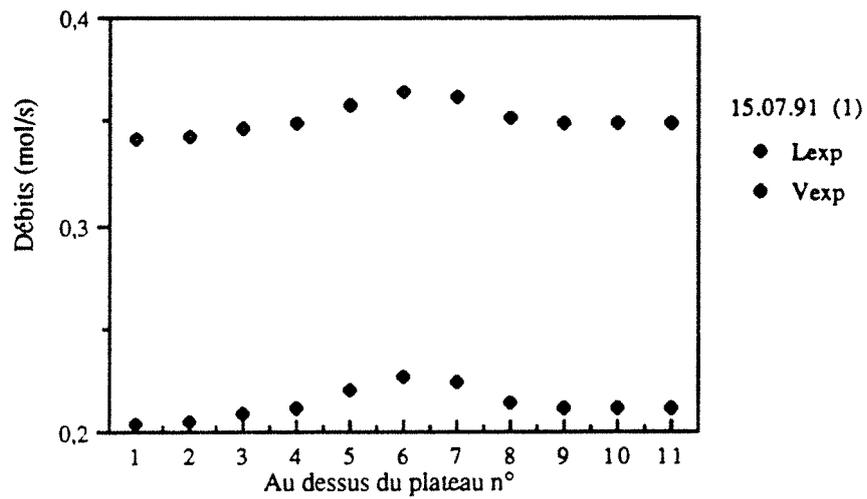


Figure 2.30 : Variations des débits liquide et vapeur.

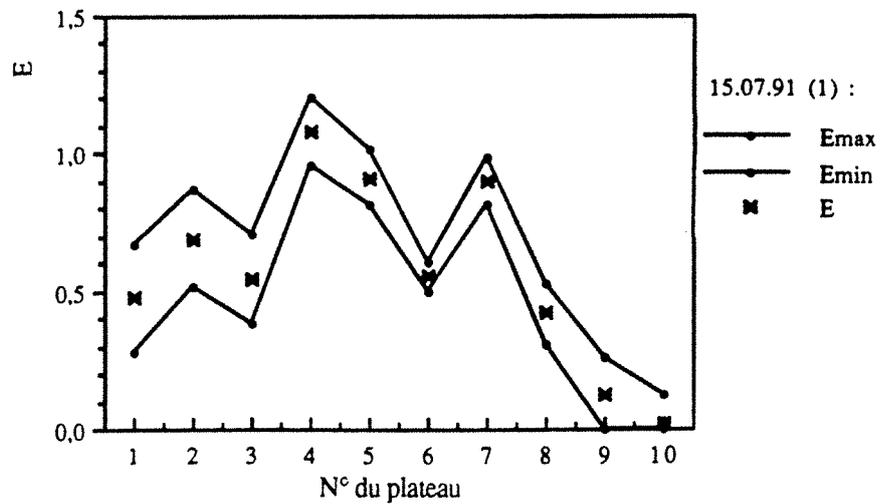


Figure 2.32 : Variations de l'efficacité, avec les incertitudes expérimentales.

DIAGRAMME X-Y

EAU-ETHANOL

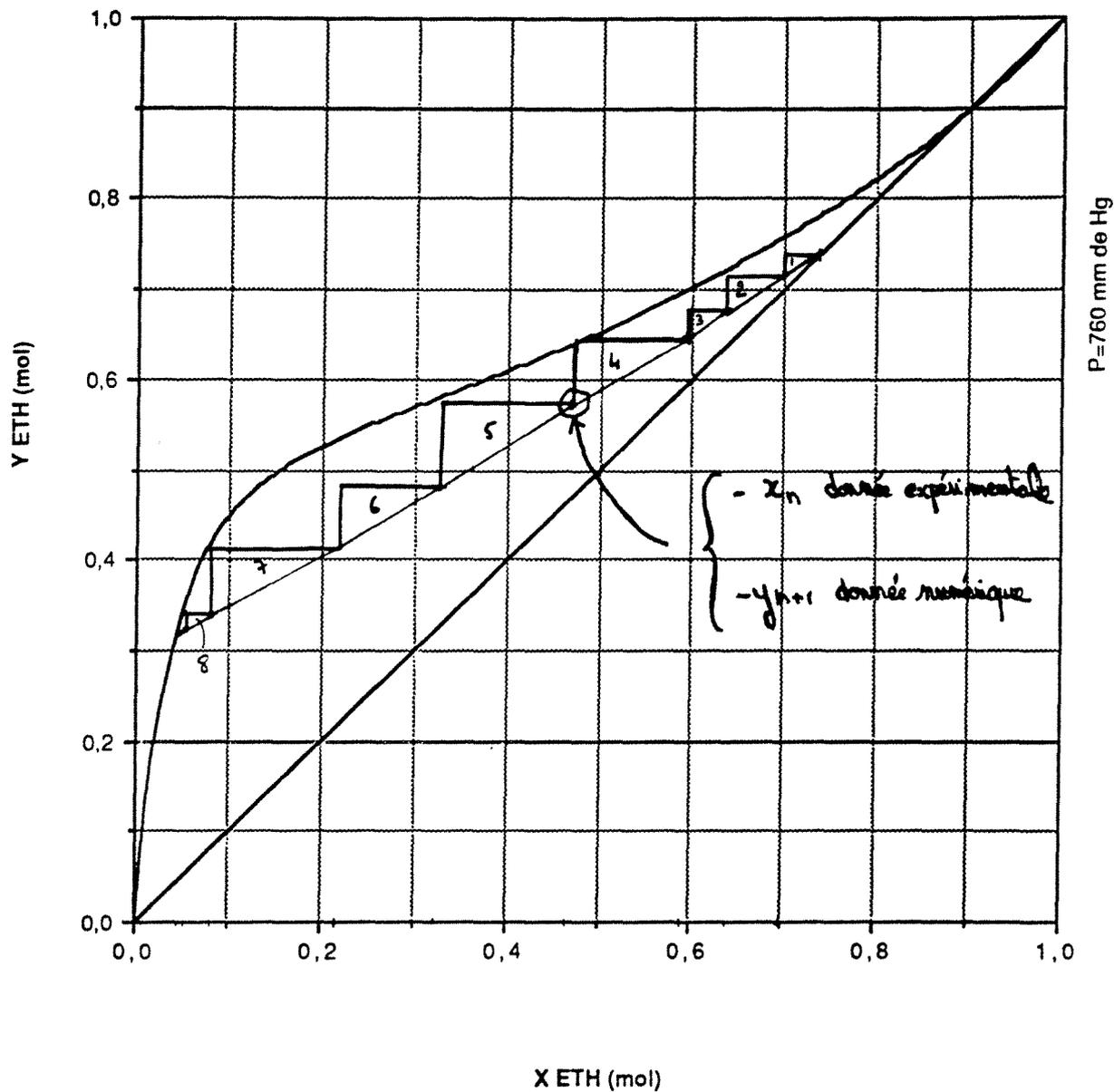


Figure 2.31 : Construction de Mc CABE et THIELE à partir des données expérimentales pour x et des valeurs calculées numériquement pour y. Expérience de 15.07.91 (1).

être pris en considération pour ce calcul. Dans notre exemple, ces plateaux sont situés en milieu de colonne : comme nous l'avons déjà dit précédemment, il s'agit des plateaux 4, 5, 6 et 7.

La moyenne de l'efficacité sur ces quatre plateaux conduit à une valeur largement supérieure à celle trouvée dans l'industrie ($\cong 0,5$)

$$\bar{E} = 0,86$$

Cette valeur semble correcte car les plateaux fonctionnent dans un régime d'émulsion proche de l'engorgement et peuvent être considérés comme des réacteurs parfaitement agités.

6.3.5 - Comparaison avec les résultats de la littérature (méthode de l'AIChE)

L'AIChE (American Institute of Chemical Engineers) a édité un manuel "Bubble Tray Design Manual" (31), où est décrite une méthode de prédiction de l'efficacité pour les plateaux perforés. D'autres auteurs, comme Zuiderweg (20), Chan and Fair (49), Lockett (50)... ont proposé des corrélations pour différents types de plateaux.

Le calcul de l'efficacité est un problème complexe car il fait intervenir à la fois les propriétés physiques du système gaz-liquide et l'hydrodynamique du système.

a - Méthode de l'AIChE :

Les équations de base utilisées pour le développement de la méthode de l'AIChE proviennent des équations classiques de diffusion et de transfert de matière. Ces équations représentent la condition d'une diffusion équimolaire à contre courant à travers un film. Les recherches sont basées sur l'interprétation de la théorie des deux films, qui suppose que la résistance totale au transfert est la somme de la résistance en phase liquide et de la résistance en phase vapeur. Trois hypothèses sont nécessaires :

1. la vitesse de transfert d'un composant à l'intérieur d'une phase est proportionnelle à la différence de concentration ou à la pression partielle du composant dans le volume de la phase et à l'interface

2. l'équilibre est présent entre les deux phases à l'interface

3. l'entraînement du composant du transfert dans la couche limite ou près de la phase limite est négligeable par rapport à la quantité transférée dans le procédé.

L'efficacité de Murphree définie par l'équation (2.58) est une efficacité globale appliquée à l'ensemble du plateau :

$$E_n = \frac{y_n - y_{n+1}}{y_n^* - y_{n+1}}$$

Il est possible de définir une efficacité locale, en considérant un gradient de la composition vapeur sur le plateau n :

$$E_{n,l} = \frac{y - y_{n+1}}{y^* - y_{n+1}} \quad (2.59)$$

Pour relier cette efficacité aux équations de diffusion, l'AICHE propose un modèle de plateau avec un écoulement piston de la vapeur à travers un liquide parfaitement mélangé; il n'y a donc pas verticalement de changement de composition x du liquide, comme indiqué sur la figure (2.33) et la vapeur traverse le liquide sans mélangeage :

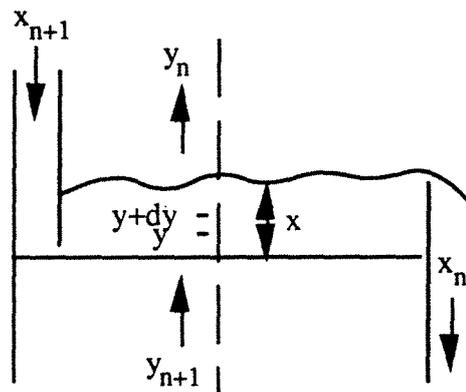


Figure 2.33 : Modèle du plateau en se plaçant du côté vapeur

La méthode de calcul part du principe que l'efficacité du plateau dépend de la vitesse de transfert dans la phase vapeur et dans la phase liquide :

$$E_{n,l} = 1 - e^{(-N_{og})} \quad (2.60)$$

avec N_{og} , unité de transfert global exprimé du côté vapeur :

$$\frac{1}{N_{og}} = \frac{1}{N_g} + \frac{\alpha}{N_l} \quad (2.61)$$

$$\left\{ \begin{array}{l} \frac{1}{N_g} \text{ représente la résistance en phase vapeur.} \\ \frac{\gamma}{N_l} \text{ représente la résistance en phase liquide.} \\ \alpha = \frac{m \cdot V}{L} \end{array} \right.$$

m est la pente de la courbe d'équilibre ($= \frac{dy}{dx}$), V et L sont les débits molaires de vapeur et de liquide.

- Le manuel de l'AIChE donne une corrélation de N_g :

$$N_g = \frac{0,776 + 0,116 H_w - 0,290 F_v + 0,0217 \frac{L_v}{l}}{(N_{sc})^{0,5}} \quad (2.62)$$

L'ensemble des paramètres est défini dans des unités anglo-saxonnes:

- F_v est un facteur superficiel = $u_g \sqrt{\rho_g}$ avec u_g en ft/s et ρ_g en lb/cu.ft

- L_v est le débit volumique de liquide en gal/min

- l est la largeur moyenne en ft de l'écoulement liquide sur le plateau (= Aire active/ distance entrée-sortie du plateau)

Le déversoir joue un rôle important par l'intermédiaire de sa hauteur dépassant du plateau H_w (en in.). Les propriétés physiques de la phase vapeur sont groupées dans le nombre de Schmidt :

$$N_{sc} = \frac{\mu_g}{\rho_g D_g} \quad (2.63)$$

où μ_g est la viscosité du mélange vapeur (en lb/hr.ft) et D_g est sa diffusivité (sq.ft/hr).

- Les recherches ont montré que les principaux facteurs influant N_l sont la diffusivité du liquide D_l (en sq.ft/hr), le temps de séjour du liquide t_l (en s) et le facteur superficiel F_v . Pour les plateaux perforés, la corrélation de N_l proposée est :

$$N_l = 100 (D_l)^{0,5} (0,49 F_v + 0,17) t_l \quad (2.64)$$

$$\text{avec } t_l = \frac{37,4 h_l Z l}{L_v} \quad (2.65)$$

Z est la distance de la descente au barrage de sortie (ft), h_1 est la hauteur de liquide clair en inch (lors de l'étude hydrodynamique, nous trouvons $h_1 = 0,1379$ in.).

Les étapes de calcul font ensuite intervenir le fait que l'efficacité dépend du degré de mélangeage du liquide sur le plateau et du débit de primage. Notre colonne expérimentale a un diamètre de 0,15 m; chaque plateau est considéré comme un réacteur parfaitement agité, par conséquent :

$$E = E_1 \quad (2.66)$$

Par ailleurs, les expériences ont été menées avec un très faible primage, nous ne tiendrons donc pas compte de la correction dû au débit de primage.

b - Application à la distillation du 15.07.91

L'application numérique des prévisions de l'efficacité des plateaux consiste à reprendre les conditions opératoires et hydrodynamiques de l'expérience du 15.07.91 étudiée ci-dessus. La méthode de l'AIChE fait intervenir des débits liquide et vapeur qui restent constants à la traversée du plateau. En réalité, le transfert de matière et de chaleur s'accompagne souvent d'une condensation partielle de la vapeur (ou d'une évaporation partielle du liquide) donc d'une variation de débit. Pour estimer les propriétés physiques des mélanges grâce aux corrélations de l'annexe I, nous moyennons les débits et les compositions entre l'entrée et la sortie du plateau.

Les conditions hydrodynamiques établies lors de l'étape précédente, permettent ainsi d'accéder aux valeurs des unités de transfert : les résultats sont donnés dans le tableau 2.6.

Plateau	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
N_l/α	2,73	2,79	2,88	2,88	2,70	2,62	3,26	1,80	1,20	1,04
N_g	1,07	1,05	1,04	1,00	0,96	0,93	0,89	0,88	0,88	0,88
N_{og}	0,768	0,763	0,762	0,741	0,706	0,691	0,701	0,592	0,507	0,476
E	0,54	0,53	0,53	0,52	0,51	0,50	0,50	0,45	0,40	0,38

Tableau 2.6 : Valeurs des unités de transfert et de l'efficacité sur les plateaux de la distillation du 15.07.91(1).

Nous pouvons constater que les résistances des deux phases sont du même ordre de grandeur : le film gazeux présente une résistance au transfert plus grande mais n'est pas prépondérante vis à vis de celle du film liquide.

Les variations dans les premiers plateaux sont minimales et conduisent à une efficacité pratiquement constante et voisine de 0,5. Par contre, dans les trois derniers plateaux, l'augmentation de la résistance au transfert en phase liquide entraîne une diminution de l'efficacité. L'analyse des paramètres montrent que la cause essentielle de ces fluctuations est l'augmentation rapide de la pente m de la courbe d'équilibre. Ce phénomène concerne une faible plage de concentration ($0 < x < 0,05$) et se situe donc dans les derniers plateaux : expérimentalement, il n'est pas possible de déceler cette variation de l'efficacité car les fluctuations de la concentration dans ce domaine sont minimales. Par conséquent, l'hypothèse énoncée dans le paragraphe 6.3.4. d'une efficacité pratiquement constante sur les plateaux qui 'travaillent' le plus, est justifiée : la moyenne sur ces plateaux conduit à une bonne approximation de l'efficacité globale de la colonne.

Les efficacités déterminées par la méthode de l'AICHe conduisent à des valeurs beaucoup plus faibles que celles trouvées expérimentalement et avoisinent celles que l'on peut trouver dans l'industrie.

Les forts écarts peuvent s'expliquer par le fait que notre colonne est à une échelle pilote alors que les corrélations de l'AICHe s'appliquent généralement à des unités industrielles avec des débits de gaz et de vapeur beaucoup plus importants. Par ailleurs, l'introduction de serpentins sur les plateaux, provoque des turbulences dans l'écoulement du liquide et de la vapeur, diminuant ainsi leur résistance au transfert.

Remarque : Recherche de l'efficacité par simulation.

Etant donné l'imprécision des calculs de l'efficacité, nous avons essayé de "valider" les résultats en établissant un programme de recherche d'efficacité par l'intermédiaire d'une simulation numérique classique de la distillation adiabatique. Cette dernière fait appel à un module de base qui n'est autre que la traduction informatique de la construction de PONCHON-SAVARIT. Connaissant les propriétés thermodynamiques du binaire et les conditions opératoires de la distillation ($x_{A,m}$; A_m ; QC/D_m), la seule variable reste l'efficacité. Nous la supposons constante dans toute la colonne. Nous itérons donc le programme jusqu'à obtenir une valeur de l'efficacité pour laquelle les compositions massiques du liquide coïncident le mieux avec les résultats expérimentaux.

L'annexe III fournit l'élaboration de ce programme de pseudo-simulation. Les résultats obtenus par la simulation pour l'expérience du 15/07/91 (1) sont regroupés sur les figures 2.34 et 2.35 où nous avons comparé l'évolution des compositions molaires du liquide, théoriques et expérimentales, ainsi que l'évolution des débits molaires. Nous pouvons constater une bonne cohérence entre la simulation et l'expérience : l'écart type sur les compositions est d'environ 1 %. Ces résultats conduisent à une efficacité comparable à la valeur moyenne estimée précédemment :

$$E_{\text{Sim}} = 0,858$$

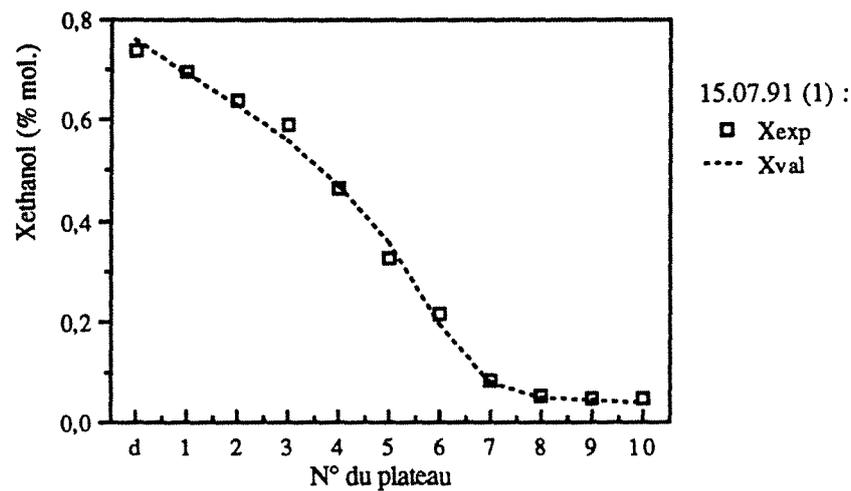


Figure 2.34 : Variations de la composition du liquide. Validation des résultats ($E=0,8584$)

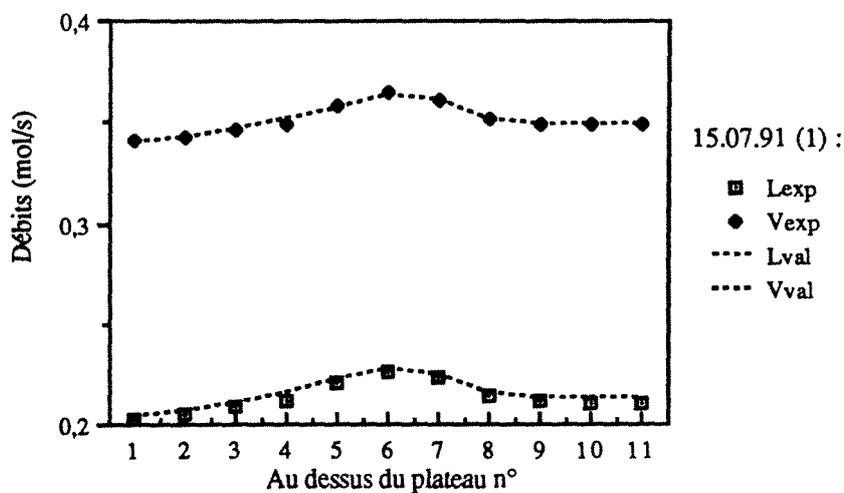


Figure 2.35 : Variations des débits liquide et vapeur. Validation des résultats ($E=0,8584$)

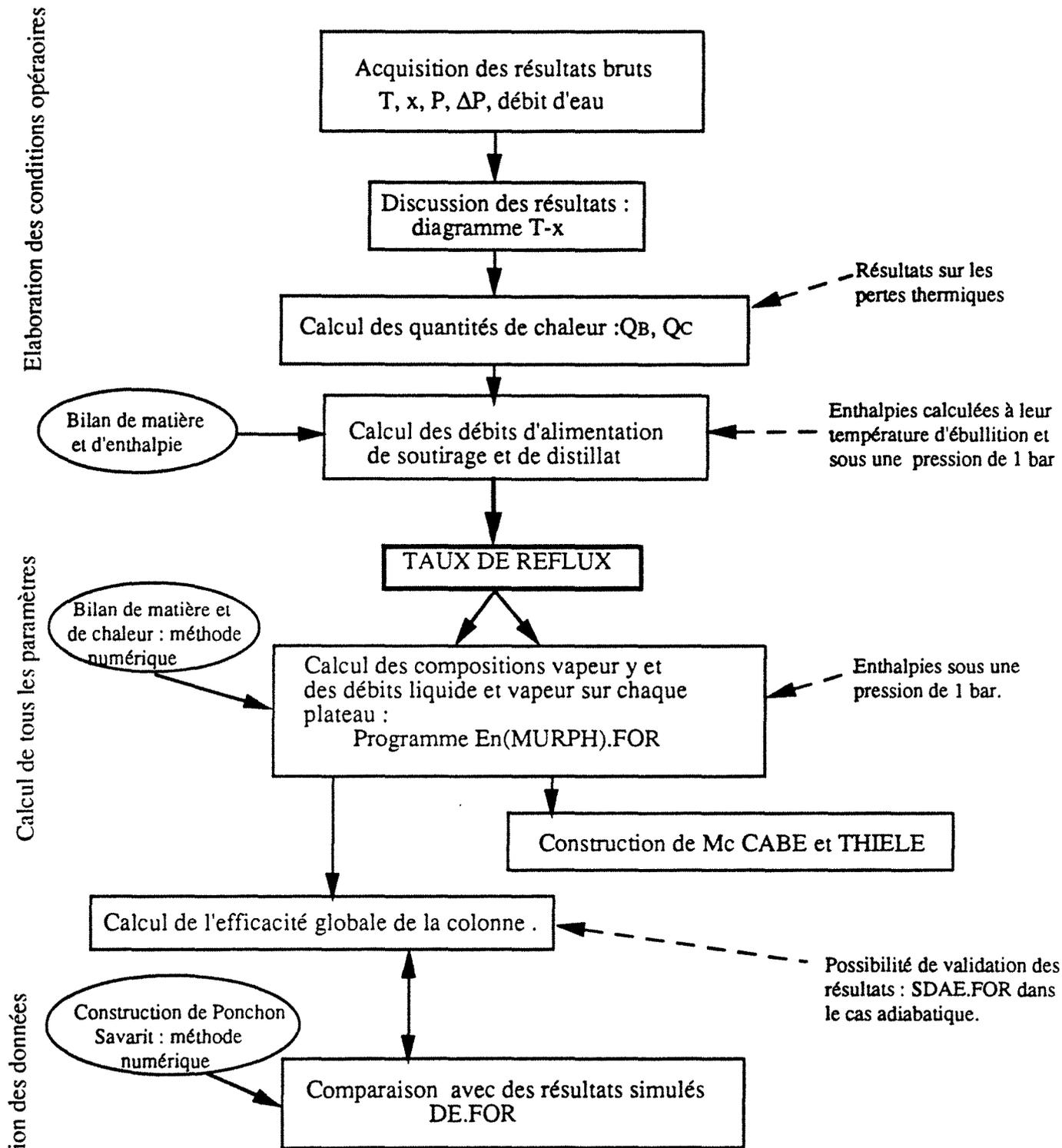


Tableau 2.7 : Traitement des données d'une distillation d'enrichissement

6.3.6. - Résultats de l'ensemble des distillations adiabatiques d'enrichissement

En général, les distillations ont été effectuées dans des conditions hydrodynamiques convenables, c'est à dire dans un régime d'émulsion sans excès de primage, avec un taux de reflux variant entre 1 et 34. Seules les deux manipulations du 16.07.91 avaient un débit de liquide trop faible pour assurer une bonne séparation, avec un taux de reflux inférieur à 1; pour ces deux cas, l'efficacité chute et n'est plus représentative de notre colonne expérimentale.

Le protocole d'exploitation, résumé sur le tableau 2.7, nous permet de déterminer les conditions opératoires de chaque distillation adiabatique d'enrichissement. A partir de ces conditions, il est possible d'avoir accès aux données "secondaires" (compositions vapeur, débits liquide et vapeur...) déterminées à partir de simples bilans de matière et d'énergie. Les résultats des conditions opératoires, ainsi que les graphes schématisant chaque distillation, sont regroupés dans l'annexe IV. Pour chaque expérience, nous avons tracé les variations de la composition molaire du liquide et des débits liquide et vapeur. Nous pouvons constater des fluctuations de ces débits inférieurs à 8%.

Le débit de frigoporteur n'est pas constant d'une expérience à l'autre, il varie entre 3 et 5 l/min, sa température de sortie est au maximum égale à 70°C. Le rendement exergetique défini au chapitre précédent est compris entre 25 et 35 %, la moyenne avoisinant les 29 %. Ce résultat est faible par rapport à celui trouvé dans le cas théorique précédent, pour lequel nous avons un rendement de 43 %. Cet écart est justifié par le fait que le rendement expérimental fait intervenir les quantités de chaleur mesurées et comprend implicitement les pertes de chaleur à l'extérieur.

L'efficacité est calculée en faisant la moyenne sur les plateaux qui 'travaillent' le plus, ou recherchée en calculant le minimum des écarts types entre les compositions massiques expérimentales et celles déterminées par une construction numérique de PONCHON-SAVARIT (voir comparaison entre résultats expérimentaux et résultats validés dans l'annexe IV). Comme nous l'avons vu précédemment, les résultats obtenus sont de loin supérieurs à ceux prédits par la méthode de l'AIChE. La figure 2.36 représente la variation de l'efficacité en fonction du débit volumique de liquide reinjecté en haut de colonne. Nous pouvons constater que cette efficacité est pratiquement constante, sauf pour les deux expériences du 16.07.91, où le taux de reflux est trop faible pour assurer un bon contact gaz-liquide.

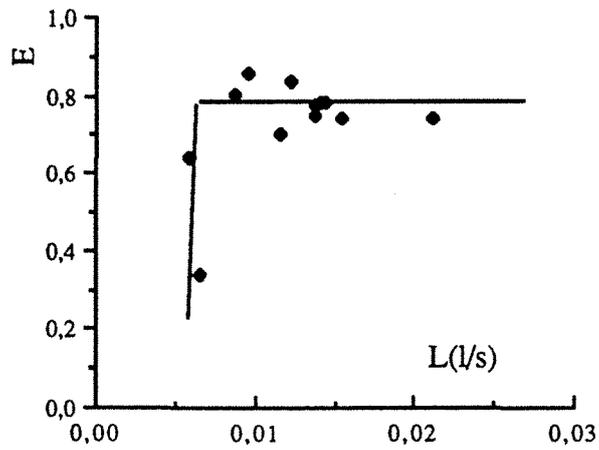


Figure 2.36 : Variation de l'efficacité en fonction du débit de liquide

Nous avons aussi tracé l'efficacité en fonction du rapport L/V (voir figure 2.37). L'efficacité reste constante pour des valeurs de L/V supérieures à 0,5, sa moyenne est d'environ 0,78 :

$$\bar{E} = 0,78$$

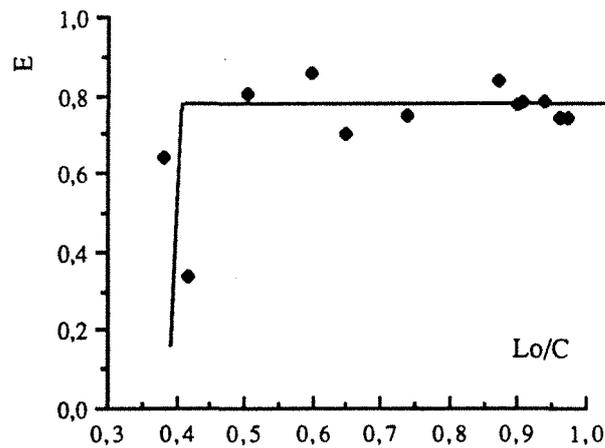


Figure 2.37 : Variations de l'efficacité en fonction de la pente L₀/C

6.3.7. - Simulation de la distillation adiabatique d'enrichissement

L'annexe III propose un programme de simulation d'une colonne d'enrichissement (adiabatique ou non), basé sur la méthode de Ponchon-Savarit rappelée au chapitre I. Moyennant certaines hypothèses (vapeur et liquide saturants, efficacité constante dans toute la colonne) il est possible d'accéder aux compositions et débits à chaque étage, à partir du débit d'alimentation et de sa composition ainsi que de la quantité de chaleur extraite à chaque niveau.

La simulation a été utilisée avec les conditions opératoires de chaque expérience d'enrichissement et avec l'efficacité moyenne prédite précédemment ($\bar{E} = 0,78$). Les résultats obtenus sont comparés avec les résultats expérimentaux sur les figures de l'annexe IV. La figure 2.38 donne un exemple de comparaison des compositions molaires liquides pour l'expérience du 15.07.91(1) :

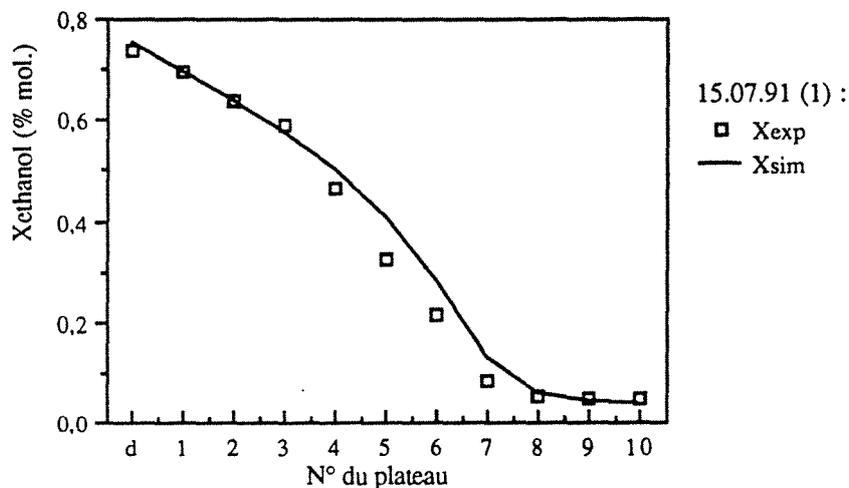


Figure 2.38 : Variations de la composition liquide.
Comparaison avec la simulation ($E=0,78$).

De même, la figure 2.39 compare les débits molaires du liquide et de la vapeur obtenus par la simulation et par l'expérience :

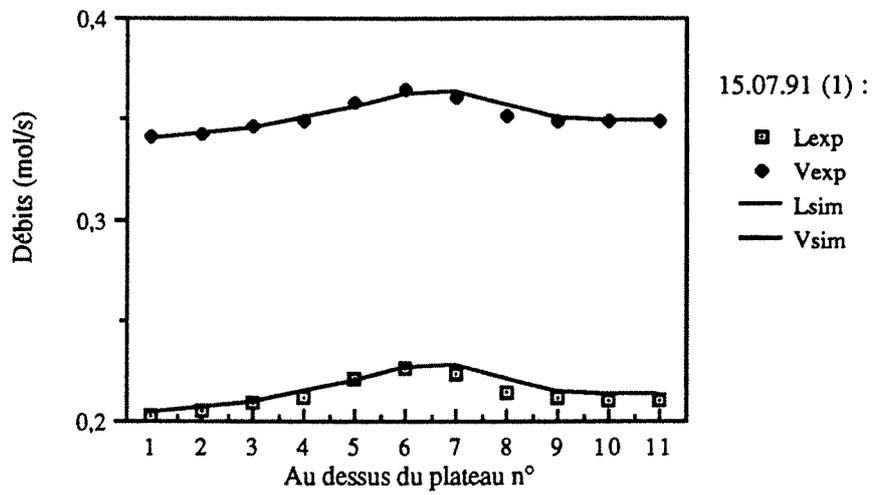


Figure 2.39 : Variations des débits liquide et vapeur.
 Comparaison avec la simulation (E=0,78)

Les expériences ainsi simulées donnent une excellente approximation des compositions liquides et vapeurs, ainsi que des différents débits, obtenus lors des manipulations en enrichissement adiabatique.

6.4. - Exploitation d'une distillation diabatique d'enrichissement

Le protocole d'exploitation de la distillation diabatique est sensiblement le même que celui de son homologue adiabatique.

6.4.1. - Acquisition des résultats

Le démarrage de la colonne diabatique se fait identiquement à celui de la colonne adiabatique en y ajoutant le contrôle du fluide frigoporteur à l'intérieur des serpentins. Comme nous l'avons vu précédemment dans le chapitre I, il est intéressant exergétiquement de placer le circuit du fluide frigoporteur en série (condenseur + serpentins). Cette condition est rendue difficile par les dimensions du condenseur car il faut jouer sur les débits de frigoporteur pour fournir un distillat proche de sa température d'ébullition. Après réglage de tous les paramètres, la distillation, contrôlée par le système d'acquisition de données, évolue vers un régime permanent. Le régime transitoire est plus court que dans le cas adiabatique. En effet, dès la sortie du bouilleur, une partie de la vapeur est condensée constituant un reflux interne et débutant ainsi la séparation. Par contre, dans le cas adiabatique, la vapeur doit parcourir toute la colonne avant de créer un reflux à la sortie du condenseur.

Lorsque les températures sont constantes, les mesures sont relevées dans un délai de 10 minutes, le tableau des résultats bruts ressemble au tableau 2.4 avec en plus, les températures d'entrée et de sortie de chaque serpentins. Comme précédemment, il n'a pas été possible de mesurer les débits de condensat, soutirage et distillat : ils seront évalués à partir des bilans de matière et de chaleur.

D'un point de vue hydrodynamique, les plateaux fonctionnent en général dans un régime d'émulsion correct avec un très faible primage.

La distillation du 31.07.91(2) diabatisée par les six serpentins du bas de colonne (6,7,8,9,10), conduit à partir d'un mélange de composition massique en éthanol $x_{A,m} = 0,4160$ (mol. $x_A = 0,2179$) à :

- un distillat de composition massique $x_{D,m} = 0,9157$ (mol. $x_D = 0,8094$)
- un soutirage de composition $x_{S,m} = 0,096$ (mol. $x_S = 0,0399$)

Les températures sont couplées aux concentrations pour être comparées aux isobares de bulle et de rosée (à environ 1 bar). Sur le diagramme T-x,y de la figure 2.40,

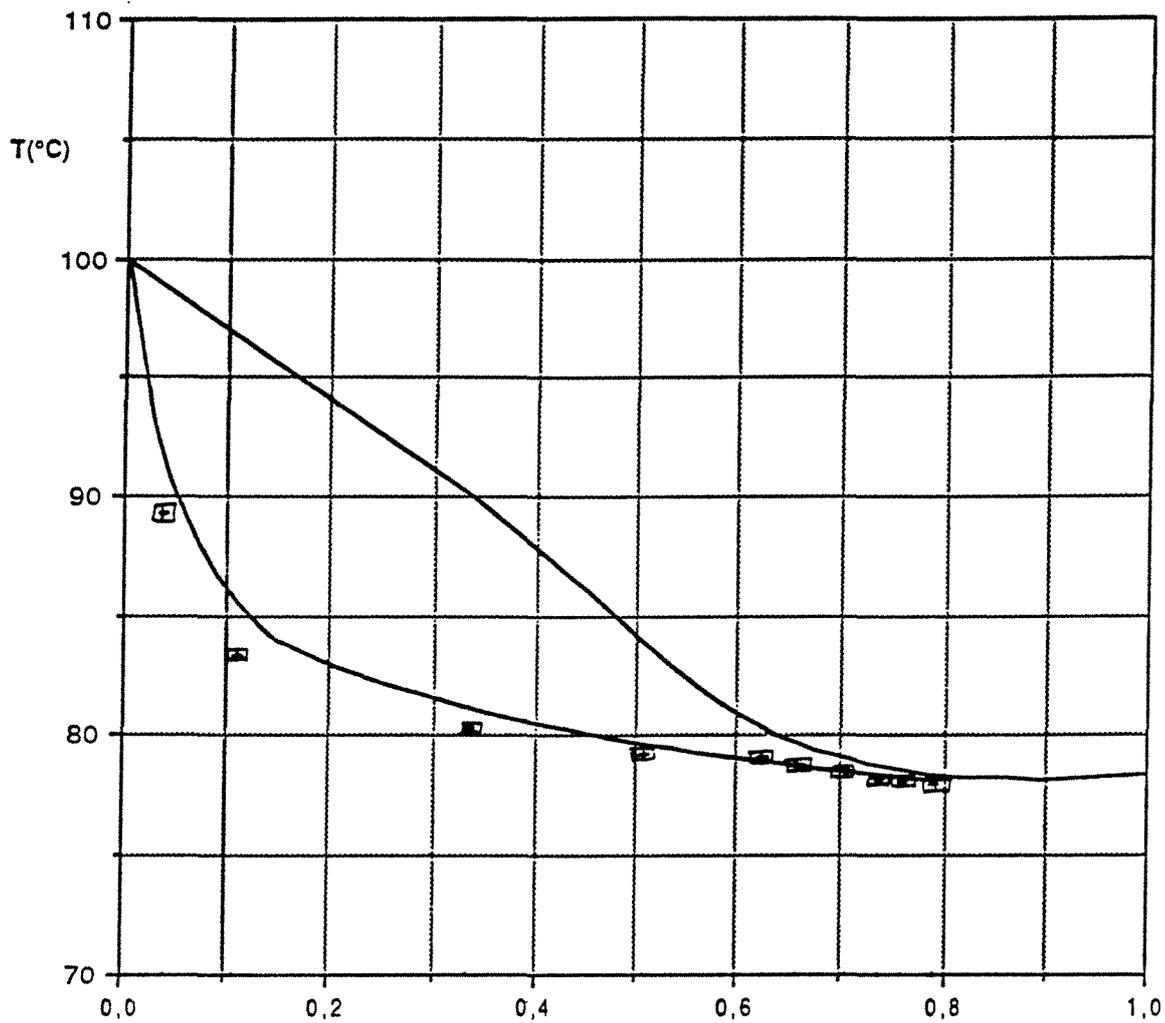


Figure 2.40 : Comparaison des résultats du 31.07.91 (2) avec les isobares de bulle et de rosée à 760 mm de Hg dans le diagramme T-X,Y du couple EAU / ETHANOL. Distillation diabatique DE1 avec 5 serpentins en série (6,7,8,9,10).

les résultats expérimentaux suivent pratiquement l'isobare de bulle prouvant ainsi que le liquide est bouillant (étant donné les petites dimensions de la colonne, nous pourrions considérer que le liquide est parfaitement mélangé sur tout le plateau et est, par conséquent, bouillant en tout point). Ce diagramme est très utile pour repérer les points aberrants qui s'éloignent trop des isobares et pour éventuellement les corriger.

6.4.2. - Elaboration des conditions opératoires

Cette deuxième partie calcule les conditions opératoires telles que les quantités de chaleur et les débits d'alimentation, de soutirage et de distillat. Pour alléger le paragraphe, nous ne rapporterons pas les calculs relatifs aux incertitudes, d'autant plus qu'ils restent sensiblement les mêmes que précédemment.

* La quantité de chaleur au bouilleur est calculée à partir de l'équation 2.37 :

$$Q_B = \dot{M}_B C_{pB} (T_{Be} - T_{Bs}) = 14,27 \text{ kW} \pm 3,5 \%$$

* De même, au niveau des condenseurs principal et auxiliaire, la quantité de chaleur extraite par le fluide frigoporteur vérifie l'équation 2.40 :

$$Q_C = \dot{M}_C C_{pC} (T_{Cs} - T_{Ce}) = 9,52 \text{ kW} \pm 5 \%$$

* Le fluide frigoporteur circule ensuite dans les six serpentins du bas de colonne; la quantité de chaleur prélevée à un étage i , vérifie :

$$Q_i = \dot{M}_C C_{pC} (T_{is} - T_{ie}) \quad (2.67)$$

Les propriétés physiques de l'eau, nécessaires au calcul (masse volumique, capacité calorifique...) sont évaluées à une température moyenne entre l'entrée et la sortie du serpentин :

$$Q_6 = 0,83 \text{ kW} \pm 5,5 \%$$

$$Q_7 = 0,63 \text{ kW} \pm 6,5 \%$$

$$Q_8 = 0,43 \text{ kW} \pm 8,5 \%$$

$$Q_9 = 0,59 \text{ kW} \pm 7,0 \%$$

$$Q_{10} = 0,94 \text{ kW} \pm 5,0 \%$$

La quantité de chaleur globale extraite de la colonne est donc:

$$Q_{C,tot} = 12,95 \text{ kW} \pm 5,3 \%$$

* La colonne travaille en circuit fermé, les pertes de chaleur à l'extérieur représentent donc la différence entre la quantité de chaleur donnée et celle extraite, elles s'élèvent à environ 10 % de la quantité Q_B :

$$Q_p = 1,42 \text{ kW}$$

D'après l'étude thermique, nous pouvons considérer que les pertes se situent essentiellement au niveau du condenseur principal, du mélangeur et du bouilleur. Les quantités de chaleur sont ainsi réajustées :

$Q_B = 14,16 \text{ kW} \pm 3,5 \%$ $Q_C = 10,41 \text{ kW} \pm 5,0 \%$

Le reste des pertes thermiques ont lieu dans les circuits extérieurs et dans le mélangeur :

$$Q_p = 0,33 \text{ kW}$$

* Le calcul des débits d'alimentation, de distillat et de soutirage fait appel aux bilans de matière et d'énergie mis en équation par les égalités 2.46, 2.47 et 2.48 où Q_C représente la quantité globale de chaleur extraite dans la colonne.

$$A_m = \frac{Q_{C,tot}}{H_{A,m} - \frac{x_{A,m} \cdot x_{S,m}}{x_{D,m} \cdot x_{S,m}} h_{D,m} - \frac{x_{A,m} \cdot x_{D,m}}{x_{S,m} \cdot x_{D,m}} h_{S,m}} = 8,20 \cdot 10^{-3} \text{ kg/s} \pm 5,8\%$$

$$D_m = A_m \left(\frac{x_{A,m} \cdot x_{S,m}}{x_{D,m} \cdot x_{S,m}} \right) = 3,20 \cdot 10^{-3} \text{ kg/s} \pm 8 \%$$

$$S_m = A_m \left(\frac{x_{A,m} \cdot x_{D,m}}{x_{S,m} \cdot x_{D,m}} \right) = 5,00 \cdot 10^{-3} \text{ kg/s} \pm 7,9 \%$$

Il est aussi possible de déterminer le débit de condensat C_m qui traverse le condenseur et la quantité de fluide réinjectée dans la colonne $L_{o,m}$:

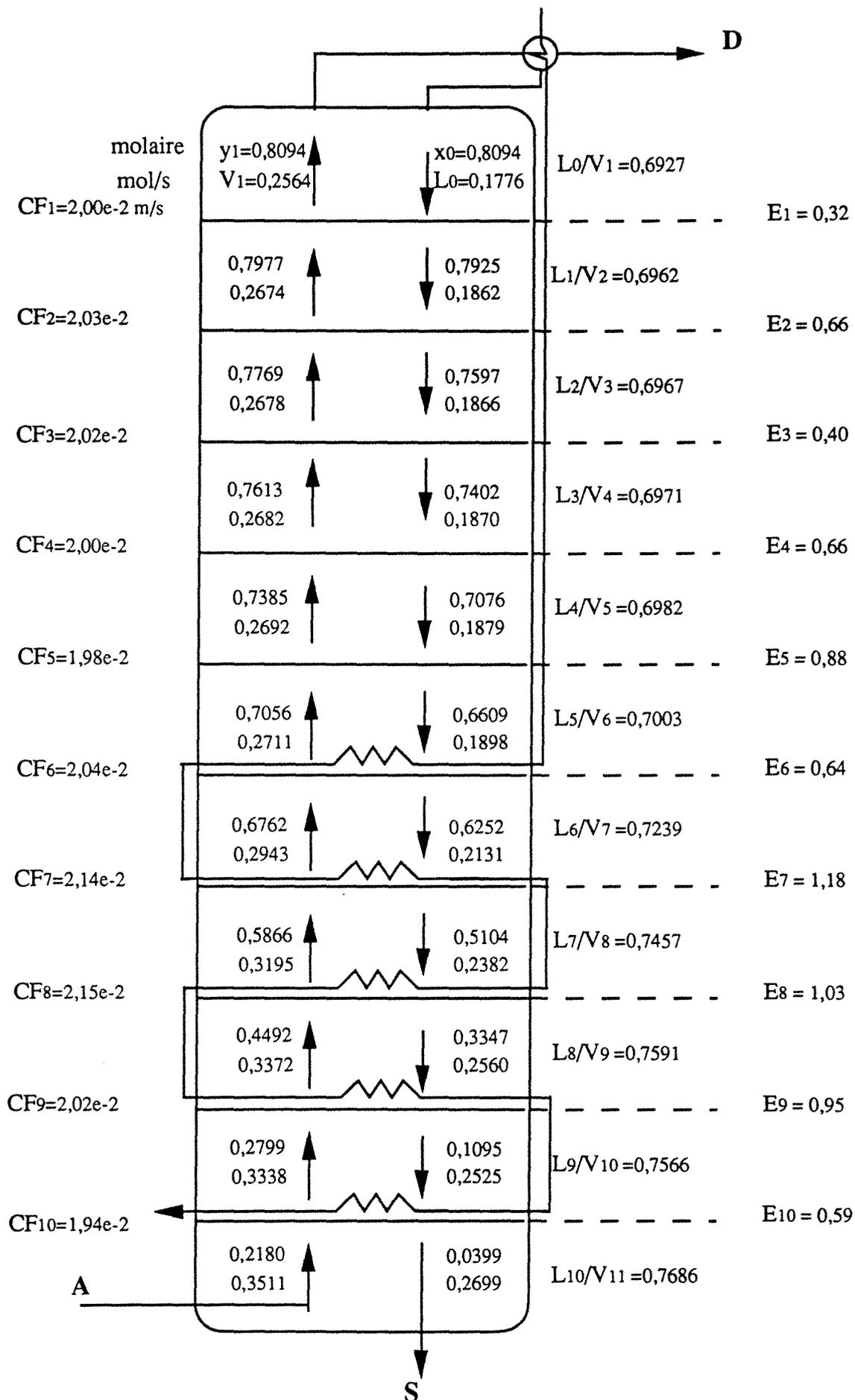


Figure 2.41 : Estimation par calcul numérique de la composition vapeur, des débits molaires et de l'efficacité de chaque plateau pour l'expérience diabatique du 31.07.91(2)

$$C_m = \frac{QC}{\lambda_{D,m}} = 1,04 \cdot 10^{-2} \text{ kg/s} \pm 5 \%$$

$$L_{o,m} = C_m - D_m = 7,22 \cdot 10^{-3} \text{ kg/s} \pm 6,1 \%$$

6.4.3. - Détermination des compositions, des débits et des efficacités

La détermination des conditions opératoires permet le calcul des compositions vapeurs y_m et des débits L_m et V_m sur chaque plateau par l'intermédiaire du programme En(MURPH).FOR détaillé en annexe II. Rappelons que ce programme est basé sur des bilans de matière et d'énergie appliqués sur le système situé au dessus du plateau considéré. Il suppose en particulier que le liquide est bouillant, que la vapeur est saturante et que la colonne travaille sous une pression constante de 1 atm, et il nécessite la connaissance de la fonction $H_m(y_m)$. Les compositions sont déterminées à environ 3 % près, les débits vapeurs à 4 % près et les débits liquides à 7 % près. La figure 2.41 schématise l'ensemble des paramètres pour la distillation du 31.07.91(2). Nous y avons aussi indiqué les facteurs de capacité établis à partir des valeurs moyennes (entre l'entrée et la sortie du plateau) des débits et des compositions. Ces facteurs dénotent un bon fonctionnement, proche tout de même de l'engorgement. Visuellement, il est possible de constater que la colonne n'a pas atteint sa capacité maximale; par ailleurs, les pertes de pression à l'intérieur de la colonne restent faibles et ne dépassent pas 0,06 bar.

La figure 2.42 représente les variations de compositions molaires du liquide et de la vapeur :

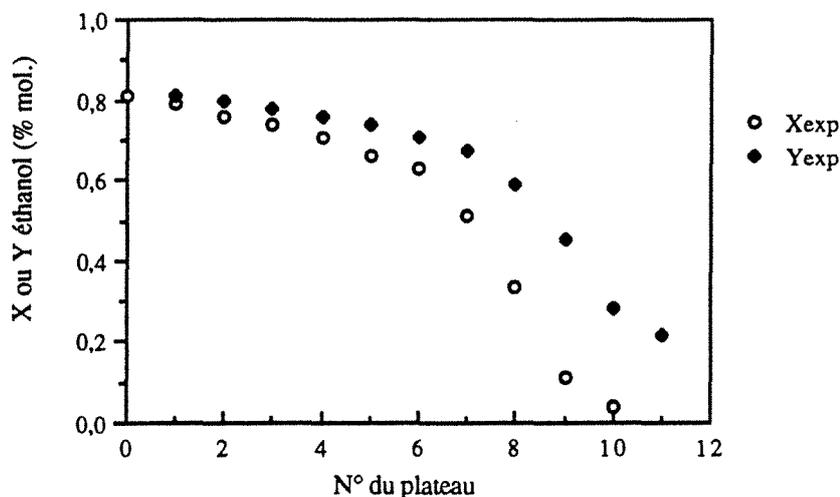


Figure 2.42 : Variations des compositions molaires du liquide et de la vapeur pour l'expérience du 31.07.91(2).

Les variations de concentration sont importantes au niveau des plateaux 6, 7, 8 et 9. Ces plateaux se situent dans la partie la plus éventrée de la courbe d'équilibre (x-y). Les débits molaires représentés sur la figure 2.43, augmentent leur capacité lorsque l'on descend dans la colonne, surtout sur les plateaux diabatiques où l'on condense de la vapeur. Les débits en bas de colonne sont environ 1,4 fois plus grand que ceux en haut de colonne.

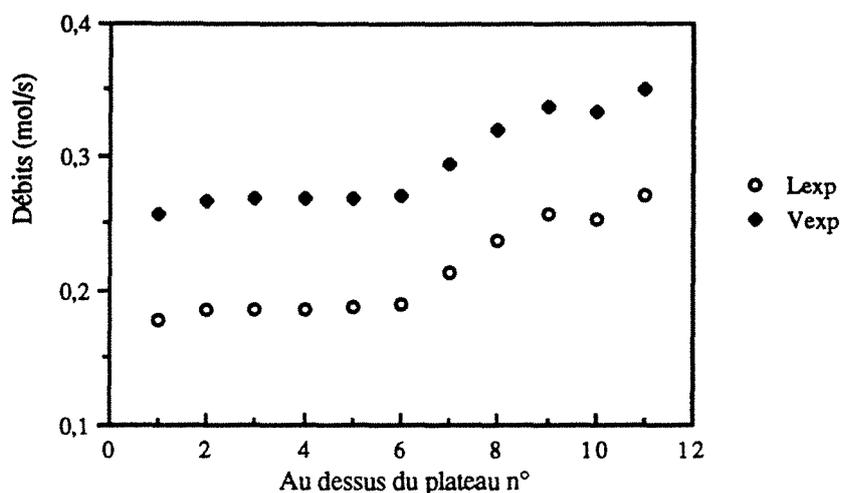


Figure 2.43 : Variations des débits liquide et vapeur pour l'expérience du 31.07.91(2)

La figure 2.44 représente la construction de McCabe et Thiele à partir des données expérimentales pour la composition molaire du liquide x et des valeurs calculées numériquement pour la composition de la vapeur y. Nous pouvons constater que la courbe opératoire joignant les points (x_n, y_{n+1}) est quasi-linéaire; la pente calculée à partir du rapport des débits L/V varie très peu. Cette conclusion est vérifiée sur la figure 2.45 par le tracé de L/V sur tous les plateaux.

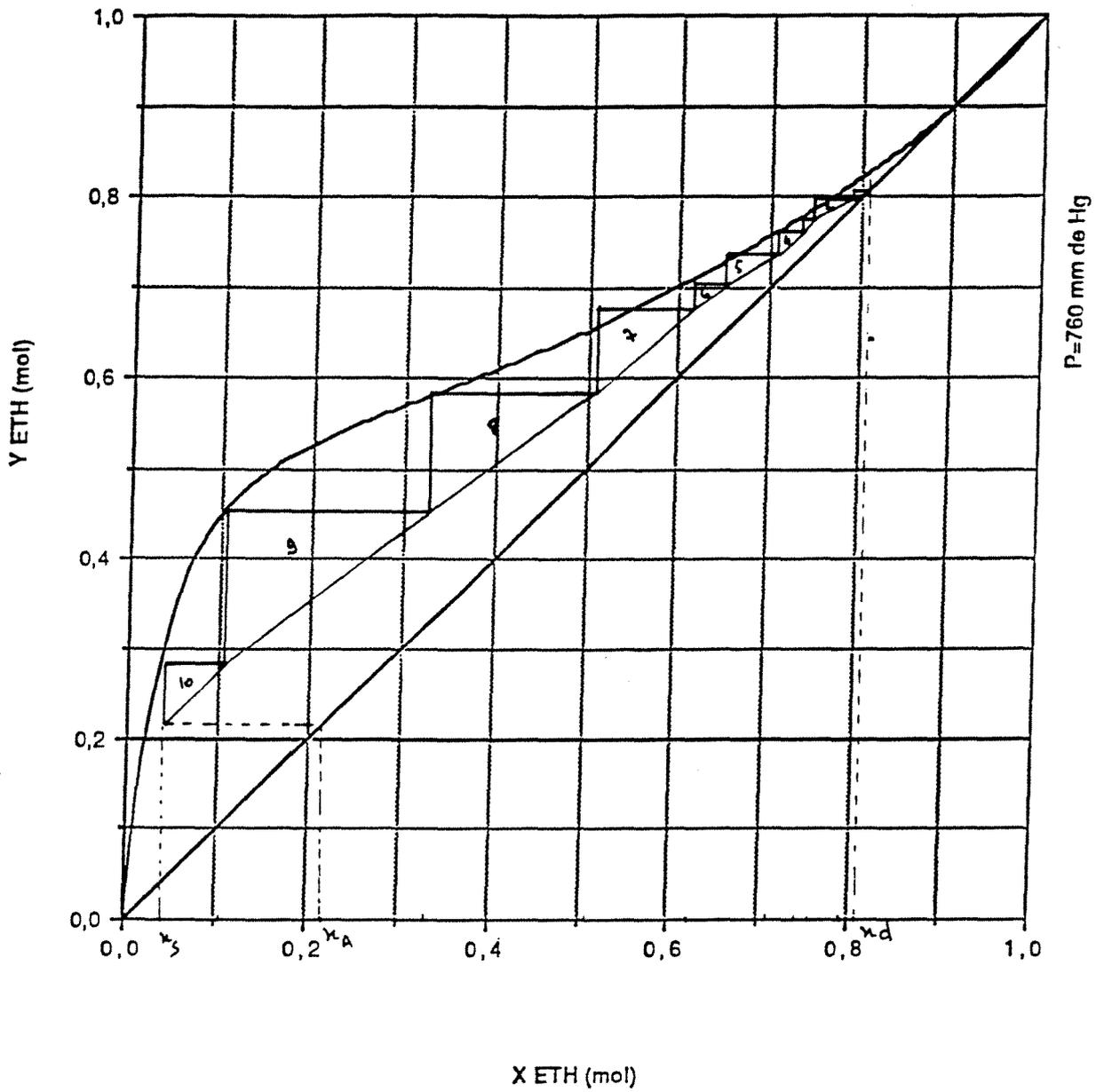


Figure 2.44 : Construction de Mc CABE et THIELE à partir des données expérimentales pour x et des valeurs calculées numériquement pour y .
Expérience diabatique DE1 du 31.07.91 (2) :
5 serpentins en série (6,7,8,9,10).

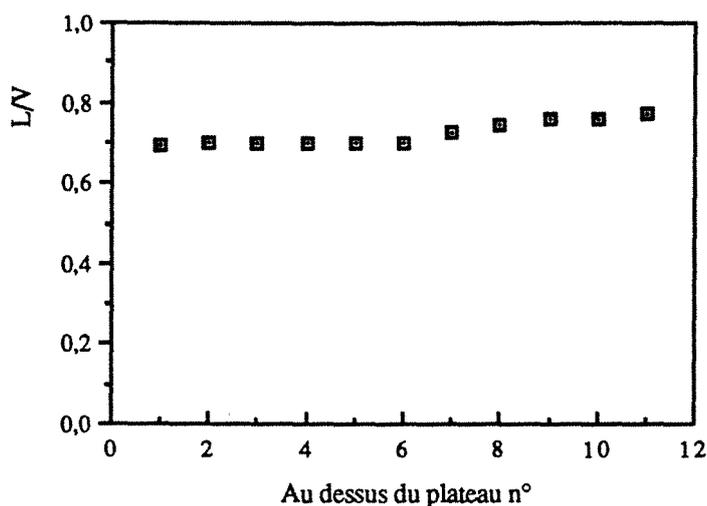


Figure 2.45 : Variations du rapport des débits molaires L/V

Dans le chapitre précédent, nous avons vu que la pente de la courbe opératoire pouvait s'écrire si, suivant la composition du mélange, la chaleur de vaporisation λ était pratiquement constante (condition approximativement vérifiée pour le couple eau/éthanol):

$$\rho_n = 1 - \frac{\lambda D}{Q_C + \sum_{i=1}^{n-1} Q_i}$$

La pente dépend essentiellement des quantités de chaleur distribuées sur les plateaux. Dans notre cas, il se trouve que la quantité Q_C prélevée au condenseur est prépondérante vis à vis des autres quantités de chaleur extraites dans la colonne. Ceci se traduit par le fait que le taux de reflux interne est peu modifié d'où une faible variation du rapport L/V.

L'annexe II fournit aussi l'efficacité de chaque plateau. Certaines de ces valeurs ne peuvent être prises en considération étant donné les faibles variations de composition du liquide. L'étude des incertitudes nous a montré que les valeurs des efficacités ne pouvaient être prises en considération que si les variations de composition dépassaient les 4 %. Comme dans le cas adiabatique, cette condition n'est valable que pour 4 plateaux, qui dans notre exemple, sont situés en bas de colonne.

La méthode de l'AICHe détaillée dans le paragraphe 6.3.5 permet de comparer les valeurs expérimentales obtenues pour l'efficacité, à celles trouvées dans la littérature. Grâce aux conditions hydrodynamiques établies lors de l'étape précédente et aux

corrélations 2.62 et 2.64, données pour un simple plateau perforé, nous avons accès aux valeurs des unités de transfert. Le tableau 2.8 fournit les résultats finaux, en particulier l'efficacité des plateaux.

Plateau	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
N_l/α	2,91	2,93	2,98	2,98	3,04	3,04	2,93	2,49	2,94	1,39
N_g	1,17	1,16	1,15	1,14	1,13	1,10	1,06	1,00	0,92	0,86
N_{og}	0,835	0,830	0,830	0,825	0,822	0,809	0,779	0,722	0,702	0,530
E	0,57	0,56	0,56	0,56	0,56	0,55	0,54	0,51	0,50	0,41

Tableau 2.8 : Valeurs des unités de transfert et de l'efficacité sur les plateaux de la distillation du 31.07.91(2).

Comme nous l'avons vu précédemment avec la distillation adiabatique, l'augmentation rapide de la pente m de la courbe d'équilibre est la principale cause des variations de l'efficacité. Les changements des débits de liquide et de vapeur ne sont pratiquement pas conséquent, dans la mesure où l'hydrodynamique n'est pas profondément modifiée (pas d'émulsion, primage intense...). Nous pouvons donc considérer que l'efficacité est constante sur les plateaux où la composition liquide dépasse les 5%. De toute façon, en dessous de cette valeur limite, le dispositif expérimental n'est plus adéquat pour déterminer une efficacité correcte.

La méthode de l'AICHE conduit à des valeurs beaucoup plus faibles que celles trouvées expérimentalement et avoisinent les 50 %. L'explication peut être donnée par le fait que notre colonne est à une échelle pilote et par l'ajout des serpentins qui créent une zone de turbulence sur les plateaux.

Etant donné la faible influence des débits liquide et vapeur, nous pouvons considérer que l'efficacité est constante tout le long de la colonne (nous supposons en fait qu'elle est uniquement fonction de la géométrie du plateau). La valeur retenue lors des expériences est celle moyennée sur les plateaux où la composition du liquide varie le plus. Pour l'expérience du 31.07.91(2), nous obtenons :

$$\bar{E} = 0,88$$

6.4.4. - Résultats de l'ensemble des distillations

Les distillations ont été effectuées dans des conditions hydrodynamiques convenables, sans excès de primage, malgré le diamètre constant de la colonne. Les variations de débits sont trop faibles pour être confronté à des problèmes d'hydrodynamique, dus à un diamètre trop grand.

Le protocole d'exploitation identique à celui résumé sur le tableau 2.7, permet de déterminer les paramètres de fonctionnement de chaque distillation diabatique d'enrichissement. Les résultats des conditions opératoires, ainsi que les graphes schématisant chaque distillation, sont regroupés dans l'annexe IV.

Le débit de frigoporteur a diminué par rapport au cas adiabatique: il varie entre 2 et 3 l/min (contre 3 et 5 l/min dans le cas adiabatique). Ceci est dû à l'augmentation du niveau thermique du frigoporteur en sortie des échangeurs; la température de sortie peut en effet atteindre 97 °C (contre 70 °C dans la cas adiabatique). Le rendement exergetique défini au chapitre I (relation 1.15) est, par suite, nettement amélioré car sa valeur moyenne passe de 29 % pour le cas adiabatique à environ 41 % pour le cas diabatique. Cette dernière valeur reste toujours inférieure à celle trouvée dans le cas théorique étudié au chapitre I, car le rendement expérimental fait intervenir les quantités de chaleur mesurées et, de façon implicite, les pertes de chaleur à l'extérieur.

Des expériences ont été tentées sans condenseur : le distillat est alors prélevé sur le deuxième plateau. Le premier et le deuxième plateau joue alors le rôle du condenseur, car une colonne d'enrichissement nécessite la condensation du distillat. Les manipulations du 16.10.91 correspondant au cas DE3, montrent la possibilité d'intégrer le condenseur à l'intérieur de la colonne : les résultats sont identiques aux autres cas, le seul inconvénient réside dans le fait que nous ne pouvons pas contrôler le reflux et par conséquent le débit de distillat.

Quelque soit la structure de la colonne diabatique choisie (nombre de plateaux diabatiques), nous pouvons remarquer sur les tracés de McCabe et Thiele que la diabolicité modifie de façon minime la distillation. En effet, les pentes des courbes opératoires varient très peu, suite à la remarque précédemment citée : la quantité de chaleur prélevée au condenseur est prépondérante vis à vis de celles extraites dans les serpentins.

Il est difficile d'augmenter expérimentalement les quantités de chaleurs dans les serpentins car le fluide frigoporteur est placé en série avec le condenseur; avec

l'importante surface de l'échangeur, la température de sortie avoisine les 70°C, le potentiel thermique pour finir la condensation est très faible.

L'efficacité est calculée en faisant la moyenne sur les plateaux qui travaillent le plus. Les résultats obtenus sont de loin supérieurs à ceux prédits par la méthode de l'AICHe : ils varient entre 68 et 88 %, sauf pour l'expérience du 02.08.91(1) où l'hydrodynamique n'est pas convenable, ce qui diminue l'efficacité en-dessous de 50 %. La figure 2.46 représente les efficacités de chaque expérience en fonction du débit maximum dans la colonne (ce débit correspond à celui du soutirage).

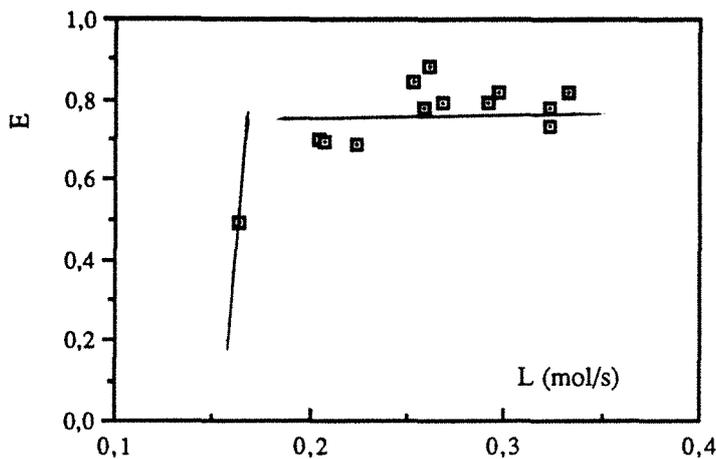


Figure 2.46 : Variations de l'efficacité en fonction du débit liquide maximal.

La moyenne est identique à celle trouvée dans le cas adiabatique :

$$\bar{E} = 78 \%$$

Dans le cadre de nos expériences, le caractère diabatique ne perturbe pas fondamentalement le transfert de matière et de chaleur, dans la mesure où l'hydrodynamique n'est pas modifiée : les débits restent dans le domaine de bon fonctionnement, défini suivant la géométrie du plateau.

6.4.5. - Simulation d'une colonne diabatique d'enrichissement

L'annexe III propose un programme de simulation d'un colonne d'enrichissement, basé sur la méthode de Ponchon-Savarit, moyennant certaines hypothèses (vapeur et liquide saturants...). La simulation a été utilisée avec les conditions

opérateurs de chaque expérience et avec l'efficacité moyenne trouvée précédemment ($\bar{E} = 0,78$). Les résultats obtenus sont comparés graphiquement avec les résultats expérimentaux. A titre d'exemple, la figure 2.47 compare les compositions molaires liquides pour l'expérience du 31.07.91(2) et la figure 2.48 compare les débits molaires pour la même expérience.

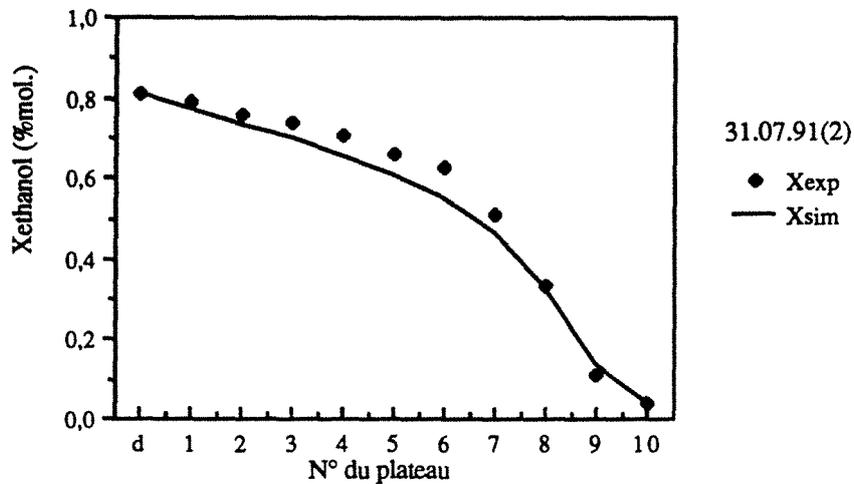


Figure 2.47 : Variations de la composition liquide.
Comparaison avec la simulation ($E=0,78$)

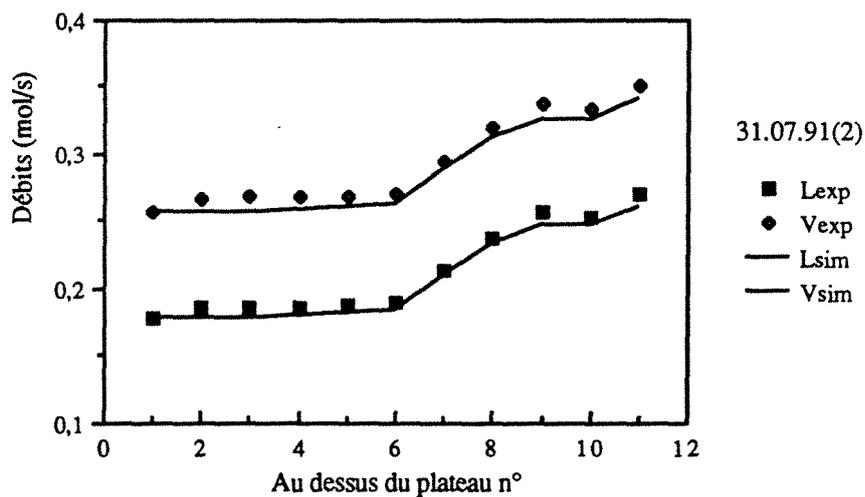


Figure 2.48 : Variations des débits liquide et vapeur.
Comparaison avec la simulation ($E=0,78$).

Les expériences ainsi simulées donnent une approximation moyenne des compositions liquides et vapeurs, ainsi que des débits, obtenus lors des manipulations en enrichissement diabatique.

6.5. - Exploitation d'une distillation adiabatique d'épuisement

Le but de cette partie est d'établir un protocole d'exploitation d'une distillation adiabatique d'épuisement et de regrouper les résultats des différentes expériences.

6.5.1. - Acquisition des résultats

Après préchauffage de la colonne, l'alimentation provenant du mélangeur est réglée à un débit fixe. Les vannes du caloporteur, du frigoporteur du soutirage et du distillat étant ouvertes, la colonne évolue vers un régime stationnaire. Il est souvent nécessaire d'intervenir sur le débit d'alimentation pour répartir de façon la plus uniforme possible les températures, suivant l'évolution de la composition du mélange (fonction du distillat et du soutirage). Il faut diminuer (ou augmenter) ce débit pour fournir moins (ou plus) d'éthanol dans les rétentions liquides. Ce paramètre se contrôle avec les températures d'ébullition de chaque liquide (fonction de leur composition) et avec le système d'acquisition de données.

Par ailleurs, il est aussi nécessaire d'intervenir sur le débit de frigoporteur pour diminuer la température du distillat car, lorsque le mélange est à une température proche de sa température d'ébullition, la pompe alimentant la colonne cavite. Nous ne nous préoccupons pas du fait que le distillat ne soit pas bouillant si ce n'est que nous ferons intervenir, dans les bilans, son enthalpie à la température mesurée. Du reste, l'alimentation n'est pas un liquide bouillant, il sera aussi important de considérer cette remarque dans les bilans enthalpiques.

Dans le cas de distillation avec reflux, le condenseur principal refroidit partiellement la vapeur sortant de la colonne, le condensat partiel est ensuite reinjecté dans la colonne. Un condenseur auxiliaire termine la condensation et constitue ainsi le distillat.

Une fois que toutes les températures sont constantes, les mesures peuvent être prélevées dans un intervalle de temps assez court (environ 10 min.). Les résultats bruts sont prélevés sur un tableau identique au tableau 2.9. Les paramètres de contrôle sont toujours prélevés comme sur le tableau 2.5. Les débits de soutirage, de distillat et de condensat ne sont toujours pas fiables suite à de trop grandes fluctuations.

La distillation du 4.12.91(4) sépare un mélange de composition massique en éthanol $x_{A,m} = 0,8583$ ($x_A = 0,7031$) et fournit :

CAS : AA2. ADIABATIQUE ENRICHISSEMENT
 HEURE : 22H10
 DATE : 04/12/91

COMPOSITIONS ET TEMPERATURES DANS LES PLATEAUX :

	x (% mass)	x (% mol)	T(°C)
1	76,50	56,01	79,52
2	63,30	40,28	80,96
3	30,34	14,55	82,40
4	3,05	1,22	88,51
5	2,16	0,86	99,61
6	1,27	0,50	100,00
7	1,02	0,40	99,76
8	0,77	0,30	99,67
9	0,74	0,29	100,31
10	0,71	0,28	100,53
d	86,10	70,78	
m	85,83	70,31	
s	0,71	0,28	

DEBITS :

Circuit d'huile	bouilleur	
Débit d'huile au bouilleur :	14,5 l/min	
Débit d'huile circuit colonne :	0	
Débit d'eau au condenseur :	40 %	---> 1,960 l/min
Débit d'eau au condenseur auxiliaire :	4 l/42s	---> 5,71 l/mn

PRESSION :

Pression barométrique :	1004 mbar
Pression manométrique bas colonne :	52 cm H ₂ O ---> 50 mbar
Pression entrée condenseur :	0,2 bar
Pression entrée bouilleur :	0 bar
Pression sortie bouilleur :	0 bar

AUTRES TEMPERATURES (°C) :

	entrée	sortie
Condenseur	9,01	75,60
Condenseur auxiliaire	7,75	16,40
Bouilleur	146,79	115,72

COMMENTAIRES :

- régime d'émulsion dans chaque plateau

Tableau 2.9 : Résultats bruts acquis pour une distillation adiabatique d'épuisement.

- un distillat de composition massique $x_{D,m} = 0,8610$ ($x_D = 0,7078$)
- un soutirage de composition massique $x_{S,m} = 0,0071$ ($x_S = 0,0028$)

Le diagramme T-x,y représenté sur la figure 2.49 situe les résultats expérimentaux par rapport aux isobares de bulle et de rosée (à environ 1 bar). Les points se situent près de l'isobare de bulle prouvant que le liquide est bouillant sur chaque plateau. Pour certaines distillations, ce diagramme est très utile à la correction des points aberrants.

6.5.2. - Elaboration des conditions opératoires

Lors de cette deuxième partie, sont calculées les conditions opératoires telles que les débits d'alimentation, de soutirage et de distillat, ainsi que les quantités de chaleur.

- * La quantité de chaleur au bouilleur est calculée à partir de l'équation 2.37 :

$$Q_B = \dot{M}_B C_{pB} (T_{Be} - T_{Bs}) = 13,64 \text{ kW} \pm 3,5 \%$$

* De même, au niveau des condenseurs principal et auxiliaire, la quantité de chaleur extraite par le fluide frigoporteur vérifie l'équation 2.40. Le premier condenseur refroidit partiellement la vapeur et constitue le reflux :

$$Q_{C1} = \dot{M}_C C_{pC} (T_{Cs} - T_{Ce}) = 9,01 \text{ kW} \pm 5 \%$$

Le second échangeur termine la condensation et constitue le distillat :

$$Q_{C2} = 3,46 \text{ kW} \pm 5 \%$$

* La colonne travaille en circuit fermé, les pertes de chaleur à l'extérieur représentent donc la différence entre la quantité de chaleur donnée et celle extraite, elles s'élèvent à environ 8,5 % de la quantité Q_B :

$$Q_p = 1,17 \text{ kW}$$

D'après l'étude thermique, nous pouvons considérer que les pertes se situent essentiellement au niveau du condenseur principal (premier condenseur), du mélangeur et du bouilleur. Les quantités de chaleur sont ainsi réajustées :

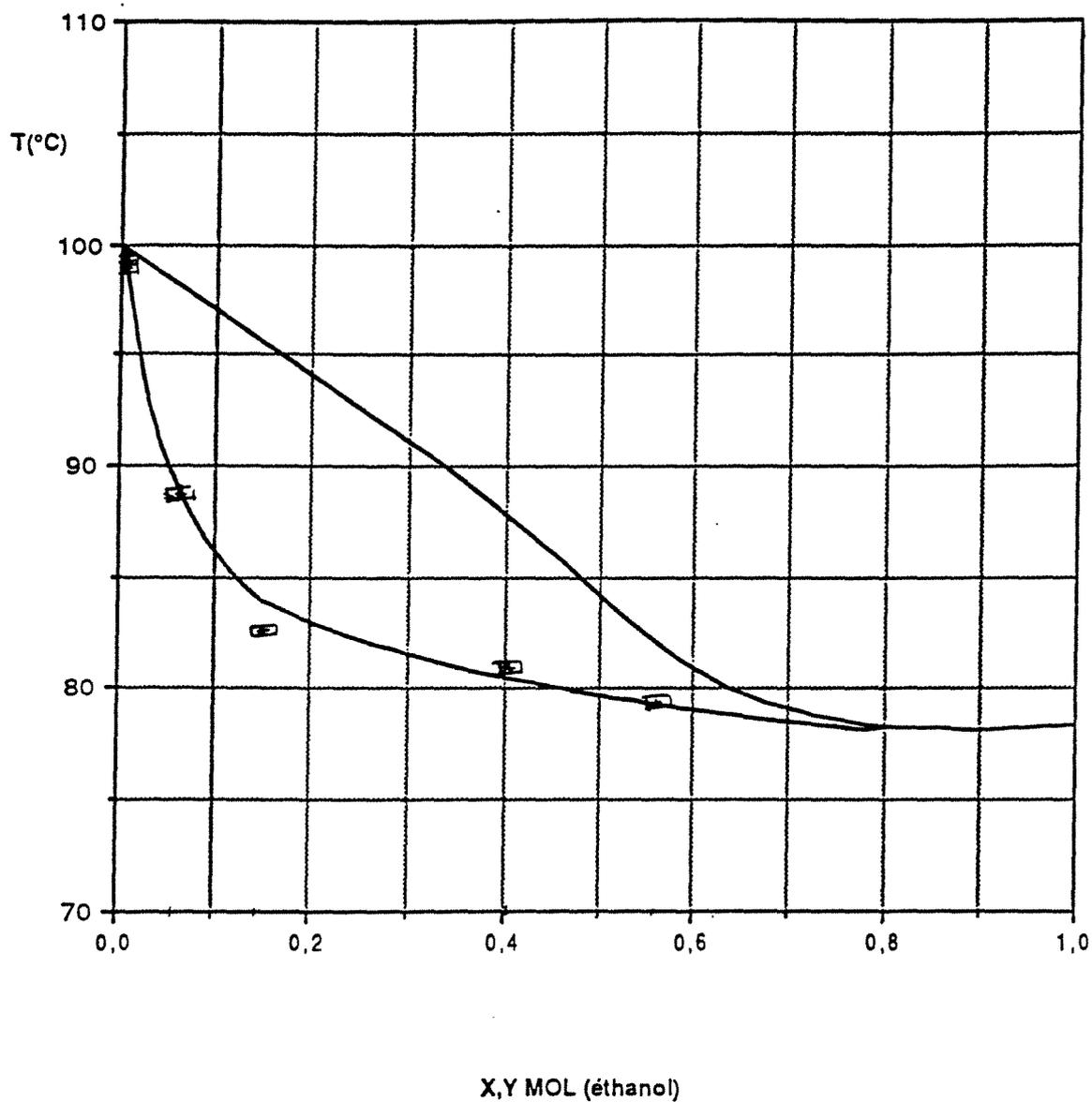


Figure 2.49 : Comparaison des résultats du 04.12.91(4) avec les isobares de bulle et de rosée à 760 mm de Hg dans le diagramme T-x,y du couple EAU/ETHANOL. Distillation Adiabatique AA2.

$$\begin{aligned} Q_B &= 13,54 \text{ kW} \pm 3,5 \% \\ Q_C &= 13,25 \text{ kW} \pm 5,0 \% \end{aligned}$$

Le reste des pertes thermiques a lieu dans les circuits extérieurs et dans le mélangeur :

$$Q_p = 0,29 \text{ kW}$$

* Le débit d'alimentation est déterminé à partir de sa mesure sur le rotamètre. Le débit volumique lu est alors de 14 l/h. Le rotamètre est étalonné pour un débit d'eau à 20°C, il est important de prendre en compte le facteur correctif F_c faisant intervenir la masse volumique du mélange eau/éthanol de composition massique $x_{A,m} = 0,8583$. La nouvelle valeur du débit volumique est donc de 15,6 l/h, d'où la valeur du débit massique de l'alimentation :

$$A_m = 3,58 \cdot 10^{-3} \text{ kg/s} \pm 2 \%$$

Les débits de distillat et de soutirage se déduisent aisément des équations 2.50 et 2.51 :

$$D_m = A_m \left(\frac{x_{A,m} - x_{S,m}}{x_{D,m} - x_{S,m}} \right) = 3,57 \cdot 10^{-3} \text{ kg/s}$$

$$S_m = A_m \left(\frac{x_{A,m} - x_{D,m}}{x_{S,m} - x_{D,m}} \right) = 1,13 \cdot 10^{-5} \text{ kg/s}$$

Pour cet exemple, le soutirage est très faible, ce que nous aurions pu prévoir car la composition du mélange est très élevée et proche de celle du distillat.

L'enthalpie de l'alimentation est calculée à partir des pertes de chaleur dans le mélangeur et à partir de l'enthalpie du distillat. Si ce dernier est loin de sa température d'ébullition, nous estimerons l'enthalpie h_D , en considérant celle de sa vapeur saturante et la chaleur de condensation Q_C :

$$h_{A,m} = \frac{D_m \left(H_{D,m} - \frac{Q_C}{D_m} \right) + S_m h_{S,m}}{A_m} - \frac{P_{\text{ext}}}{A_m} = 279 \text{ kJ/kg}$$

* En bas de colonne, le rebouilleur a pour fonction de vaporiser une partie du liquide sortant du dernier plateau. Le débit de vapeur réinjecté dans la colonne se calcule donc à partir de la quantité de chaleur Q_B :

$$V_{11,m} = \frac{Q_B}{\lambda_S} = 6,17 \cdot 10^{-3} \text{ kg/s} \quad (2.67)$$

où λ_S est la chaleur de vaporisation du soutirage. Le débit de liquide sortant du dernier plateau vérifie donc :

$$L_{10,m} = S_m + V_{11,m} = 6,18 \cdot 10^{-3} \text{ kg/s} \quad (2.68)$$

De façon analogue au cas enrichissement, il est possible de définir un taux de rebouillage :

$$r_b = \frac{V_{11,m}}{S_m} = 544,19 \quad (2.69)$$

* Le reflux est constitué à partir de la condensation partielle de la vapeur sortant de la colonne. Ce mélange liquide réinjecté sur le premier plateau, n'a pas la composition du distillat. Le premier condenseur constitue donc un étage d'une pseudo-colonne d'enrichissement. En sachant que la totalité du premier condensat est renvoyée dans la colonne et en connaissant sa composition $x_{r,m}$, un bilan sur le premier plateau permet de calculer le débit du reflux et les caractéristiques de la vapeur :

$$R_m = D_m \left(\frac{x_{D,m} - y_{1,m}}{y_{1,m} - x_{r,m}} \right) \quad (2.70)$$

$$V_{1,m} = D_m \left(\frac{x_{D,m} - x_{r,m}}{y_{1,m} - x_{r,m}} \right) \quad (2.71)$$

$$\frac{QC1}{D_m} = \left(\frac{x_{D,m} - x_{r,m}}{y_{1,m} - x_{r,m}} \right) H(y_{1,m}) - \left(\frac{x_{D,m} - y_{1,m}}{y_{1,m} - x_{r,m}} \right) h(x_{r,m}) - H_D \quad (2.72)$$

L'équation 2.72 est une fonction implicite de $y_{1,m}$. La recherche de racine est effectuée par l'intermédiaire d'un petit programme utilisant la méthode numérique des sécantes pour une équation algébrique non-linéaire. Le système ci-dessus de trois équations à trois inconnues ($R_m, y_{1,m}, V_{1,m}$) conduit aux valeurs suivantes :

$$R_m = 9,01 \cdot 10^{-3} \text{ kg/s}$$

$$V_{1,m} = 1,258 \cdot 10^{-2} \text{ kg/s}$$

$$y_{1,m} = 0,8364$$

6.5.3. - Détermination des compositions, des débits et des efficacités

La détermination des conditions opératoires permet le calcul des compositions vapeurs y_m et des débits L_m et V_m sur chaque plateau. Les bilans de matière et d'énergie sur la partie de la colonne située au-dessous du plateau considéré, peuvent être écrits en supposant que le liquide est bouillant et que la vapeur sortante est saturante. En connaissant la fonction implicite "enthalpie-vapeur", nous obtenons un système de trois équations à trois inconnues. Une des équations doit se résoudre par une méthode numérique de recherche de racines. Le programme Ep(MURPH).FOR, élaboré dans l'annexe II, permet de résoudre ce système et établit progressivement en montant dans la colonne, les compositions de la vapeur et les différents débits. La figure 2.50 schématise l'ensemble des paramètres de fonctionnement de la distillation du 04.12.91(4). Les facteurs de capacité dénotent un bon régime de fonctionnement pour tous les plateaux. La perte de charge dans la colonne ne dépasse pas 0,05 bar. Nous sommes donc en dehors des conditions d'engorgement.

La figure 2.51 représente les variations des compositions molaires du liquide et de la vapeur : les compositions varient très peu en bas de colonne, seuls les quatre plateaux du dessus effectuent le plus important de la séparation.

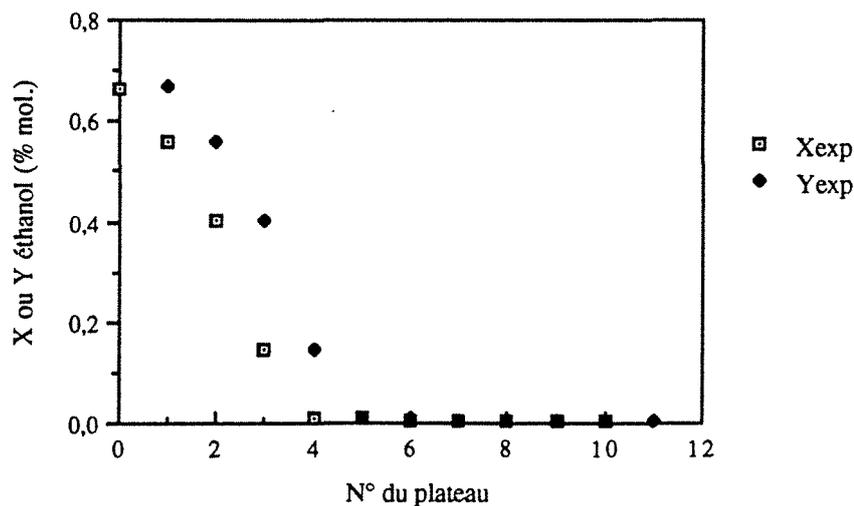


Figure 2.51 : Variations des compositions molaires du liquide et de la vapeur.

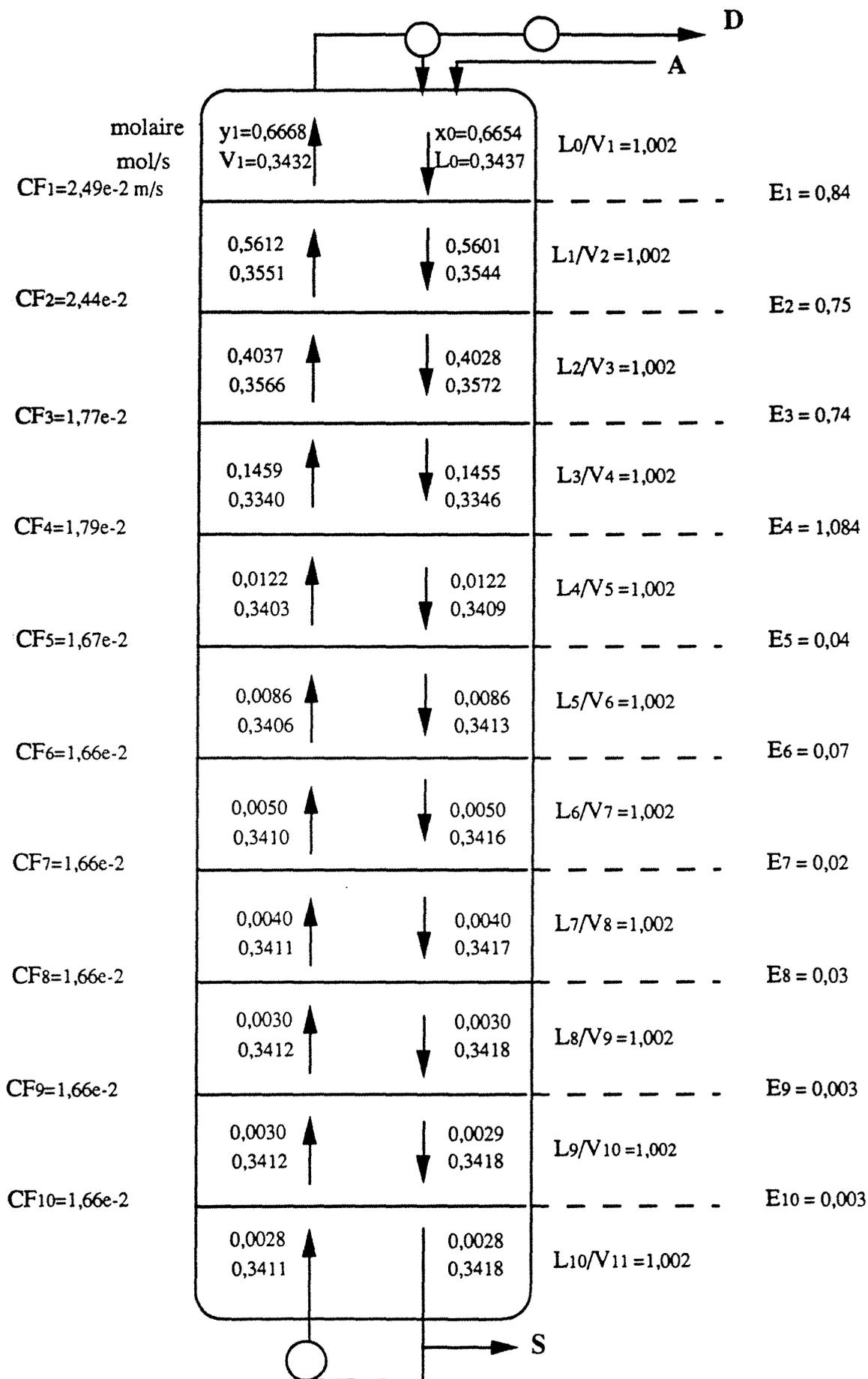


Figure 2.50 : Estimation par calcul numérique de la composition vapeur, des débits molaires et de l'efficacité de chaque plateau pour la distillation du 04.12.91(4)

Les débits molaires représentés sur la figure 2.52, ont des variations ne dépassant pas les 10 % et peuvent être considérés comme pratiquement constants. Ces variations minimales correspondent à une variation de concentration importante.

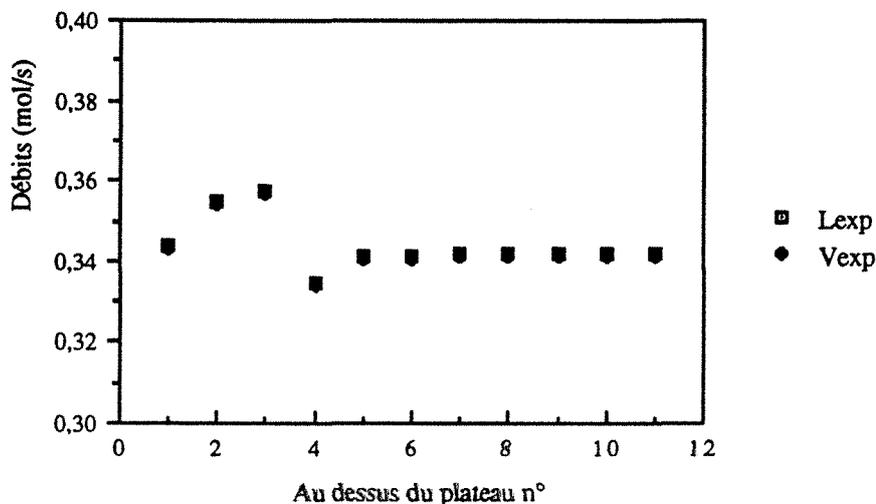


Figure 2.52 : Variations des débits liquide et vapeur.

Les débits vapeur sont pratiquement identiques aux débits liquide du fait que le taux de rebouillage est assez important. Le rapport L/V est constant et égal à 1,002. La pente de la courbe opératoire est donc constante et voisine de la première bissectrice. Le tracé de McCabe et Thiele sur la figure 2.53 confirme cette remarque : la courbe opératoire joignant les points (x_n, y_{n+1}) est en effet la droite d'équation $y = x$. Sur cette figure, nous pouvons aussi remarquer que les plateaux les plus importants pour la séparation sont ceux situés en haut de colonne. Les valeurs de l'efficacité ne pourront être prises en compte que dans cette partie où les variations de concentrations sont les plus importantes et dépassent les 4 %. La moyenne sur les quatre premiers plateaux conduit à :

$$\bar{E} = 0,85$$

La méthode de l'AICHe, appliquée aux conditions hydrodynamiques de l'expérience pris en exemple ci-dessus, conduit aux valeurs des unités de transfert et de l'efficacité résumées sur le tableau 2.10. Nous pouvons constater, dans les plateaux où la concentration liquide dépasse les 5 %, une légère baisse d'efficacité, par rapport à la colonne d'enrichissement. Ce résultat peut s'expliquer par le fait que nous modifions l'hydrodynamique des plateaux, tout en restant dans un domaine correct : le débit de liquide est en effet plus important que celui de la vapeur, le rapport L/V est supérieur à 1.

DIAGRAMME X-Y

EAU-ETHANOL

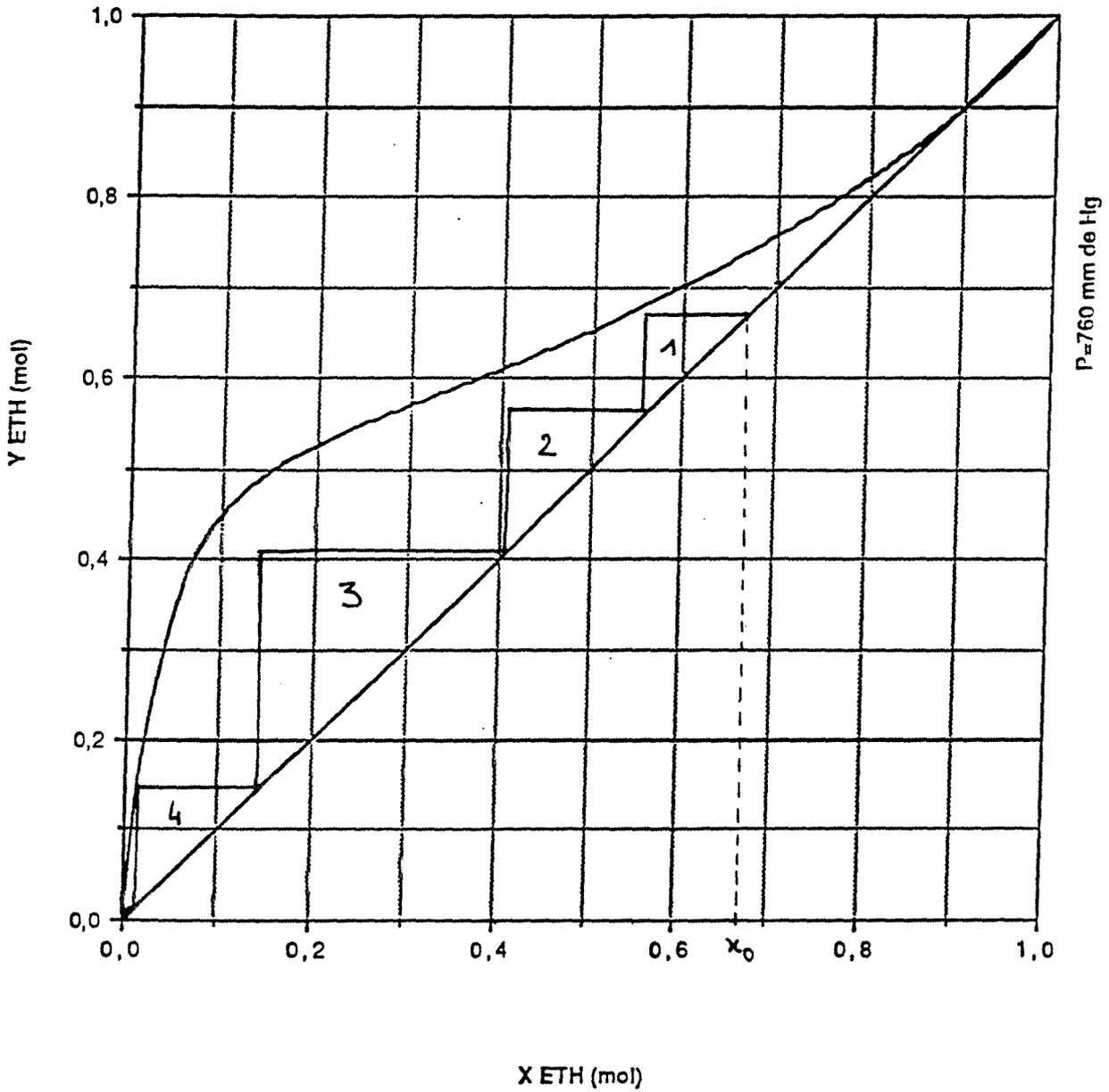


Figure 2.53 : Construction de McCabe et Thiele à partir des données expérimentales pour x et des valeurs calculées numériquement pour y .
Expérience du 4.12.91(4). Cas AA2.

Plateau	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
N_1/α	2,89	2,43	3,21	1,58	0,44	0,43	0,42	0,42	0,42	0,42
N_g	1,03	0,97	0,88	0,78	0,73	0,73	0,73	0,72	0,72	0,72
N_{og}	0,759	0,693	0,691	0,522	0,498	0,269	0,266	0,264	0,264	0,264
E	0,53	0,50	0,50	0,41	0,39	0,24	0,23	0,23	0,23	0,23

Tableau 2.10 : Valeurs des unités de transfert et de l'efficacité sur les plateaux de la distillation du 04.12.91(4).

Les plateaux du bas ont une efficacité très faible car la pente de la courbe d'équilibre devient très grande et par conséquent augmente la résistance au transfert. Ces plateaux travaillent dans un domaine de concentrations inférieures à 5 %. Il n'est malheureusement pas possible de comparer ces résultats avec l'expérience car dans ce domaine, l'efficacité mesurée n'a plus de sens.

Nous nous contenterons donc de mesurer l'efficacité sur les plateaux qui travaillent le plus, dans un souci de comparaison entre les cas adiabatique et diabatique.

6.5.5. - Résultats de l'ensemble des distillations

Les distillations ont été effectuées dans des conditions hydrodynamiques convenables sans excès de primage avec un taux de rebouillage variant de 0.5 à 550, sauf pour l'expérience du 10.12.91(2), où les plateaux sont à la limite de l'engorgement : les débits liquides sont très importants, supérieurs à 1 mol/s; la perte de charge dans la colonne est supérieure à 0,1 bar, l'efficacité chute en-dessous de 50 %. Il n'est donc pas possible de tenir compte de l'efficacité de cette expérience car les conditions hydrodynamiques ne sont pas satisfaisantes.

Le protocole d'exploitation, résumé sur le tableau 2.11, nous permet de déterminer les conditions opératoires de chaque distillation adiabatique d'épuisement. Les résultats ainsi que les graphes schématisant chaque distillation, sont regroupés dans l'annexe IV. Nous remarquerons que la zone d'épuisement est difficile à traiter car la séparation est très rapide. Il est, en effet, difficile d'obtenir un profil de température et de composition plus étalé dans la colonne. Quelque soit le taux de rebouillage et le taux de reflux, seul trois ou quatre plateaux sont exploitables et représentatifs sur les diagrammes de McCabe et Thiele.

METHODE

TRAITEMENT

HYPOTHESES

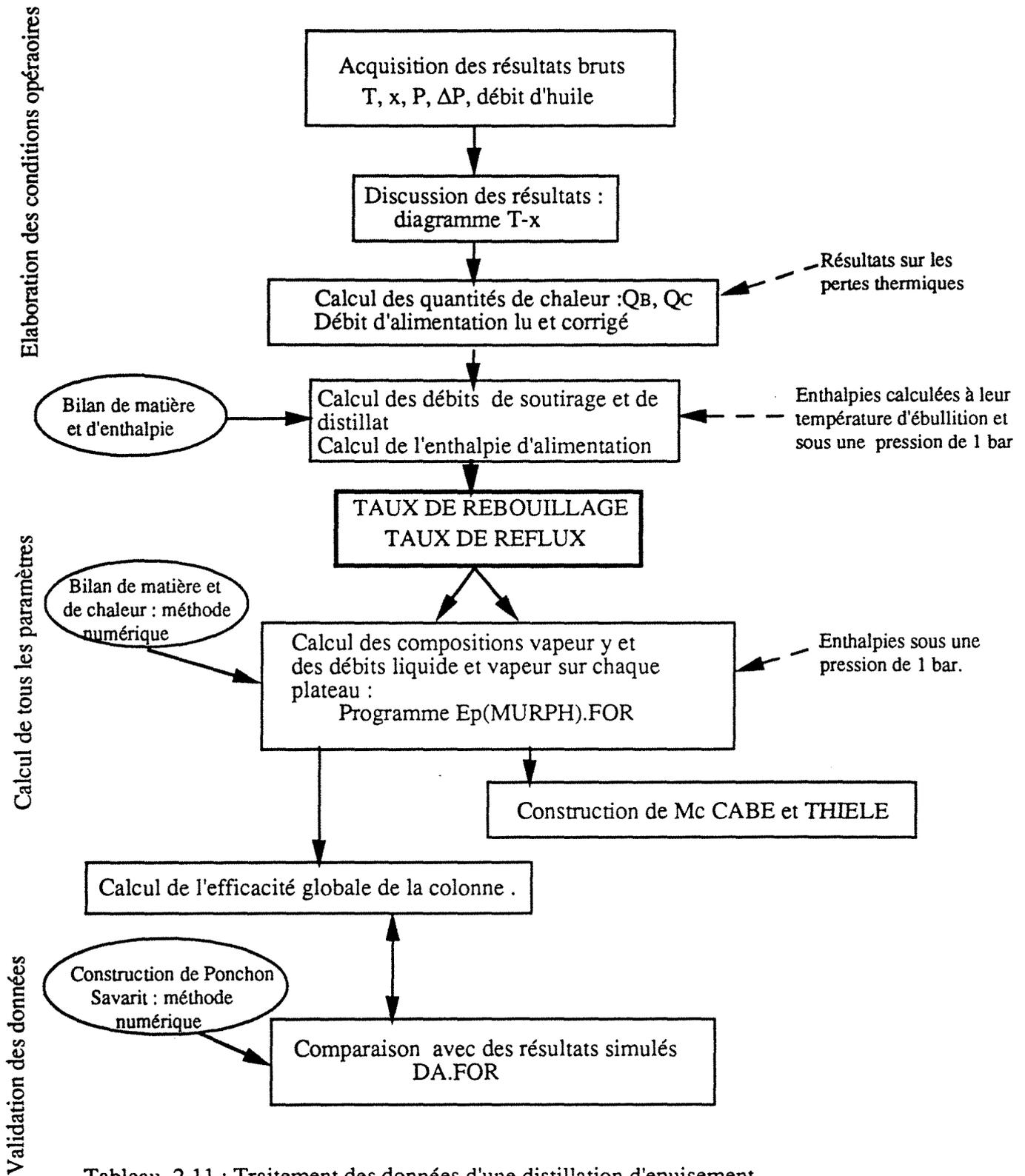


Tableau 2.11 : Traitement des données d'une distillation d'épuisement

Le débit de caloporteur est pratiquement constant pour toutes les expériences et égal à environ 14,5 l/min. Sa température à la sortie du rebouilleur ne descend pas en-dessous de 113°C. Le rendement exergetique défini au chapitre 1 par la relation 1.15 est compris entre 20 et 33 %, avec une moyenne située vers 27 %. Ce résultat est semblable à celui trouvé dans le cas enrichissement.

L'efficacité de chaque distillation est calculée en faisant la moyenne sur les plateaux qui travaillent le plus. Mis à part celle de la distillation du 10.12.91(2), les valeurs de l'efficacité sont compris entre 0.61 et 0.78. La valeur moyenne de cette efficacité est :

$$\bar{E} = 0,71$$

Cette valeur est légèrement inférieure à celle trouvée dans les cas d'enrichissement. Ceci peut s'expliquer par le fait que l'hydrodynamique, bien que satisfaisante, est modifiée par rapport aux cas précédents. Le rapport L/V augmente et est supérieur à 1; les débits de liquide sont supérieurs au débit de vapeur. Ce résultat suit donc la tendance prévue par le calcul de la méthode AIChE.

6.5.5. - Simulation d'une colonne adiabatique d'épuisement

L'annexe III propose un programme de simulation d'une colonne d'épuisement (adiabatique ou non), basé sur la méthode de Ponchon-Savarit rappelée au chapitre I. En supposant que le liquide est bouillant sur chaque plateau, que la vapeur est saturante, que la colonne fonctionne sous une pression de 1 bar, il est possible d'avoir accès aux compositions et débits à chaque étage à partir du débit d'alimentation, de sa composition et de la quantité de chaleur donnée au rebouilleur. Une hypothèse est faite sur l'efficacité de la colonne : elle est constante sur tous les plateaux.

La simulation a fonctionné avec les conditions opératoires de chaque expérience d'épuisement et avec l'efficacité moyenne prédite précédemment ($\bar{E} = 0,71$). Les résultats obtenus sont comparés avec les résultats expérimentaux sur les figures de l'annexe IV. A titre d'exemple, la figure 2.54 compare les compositions molaires liquides pour l'expérience du 13.12.91(2) et celles obtenues par la simulation, alors que la figure 2.55 compare les débits molaires.

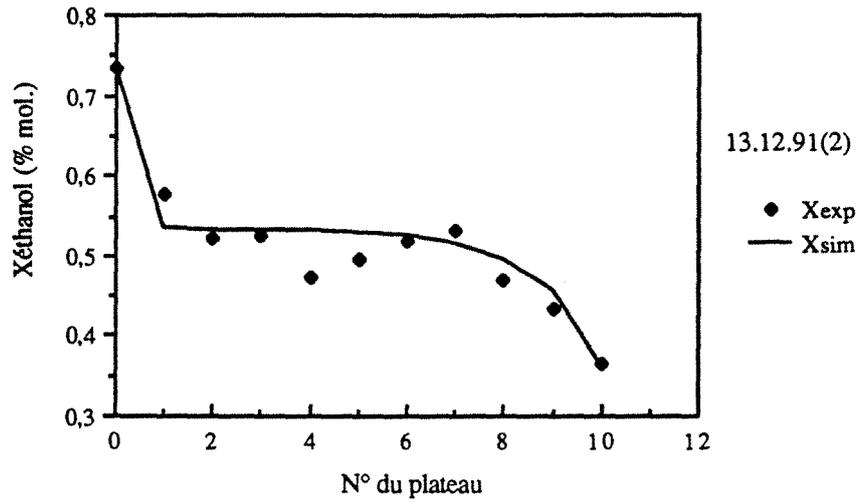


Figure 2.54 : Variations de la composition liquide.
 Comparaison avec la simulation (E=0,71)

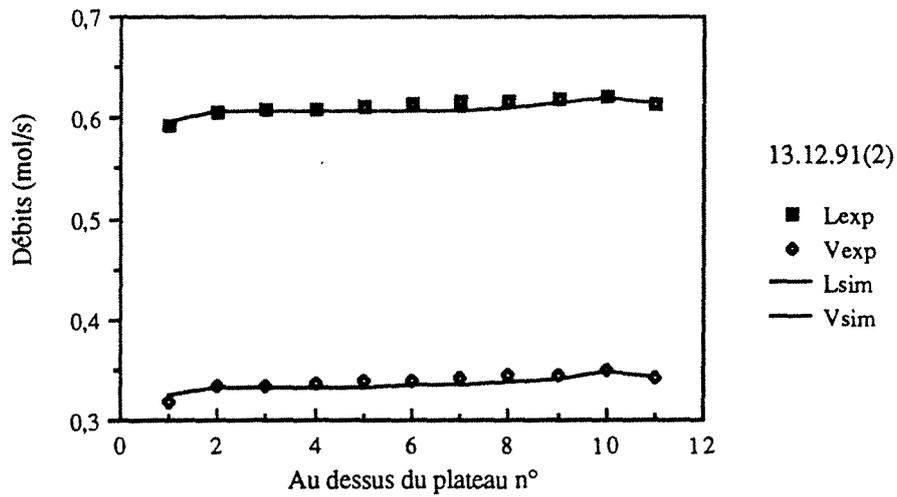


Figure 2.55 : Variations des débits liquide et vapeur.
 Comparaison avec la simulation. (E=0,71)

Dans une partie des expériences, il n'est pas possible de simuler la colonne entière en conservant les mêmes conditions opératoires. En effet, pour ces manipulations, la majorité des plateaux fonctionnent dans un domaine de concentration inférieur à 5 %, ce qui fait chuter l'efficacité, comme le prévoit la méthode de l'AICHE. L'efficacité moyenne calculée suivant le protocole opératoire, n'est pas représentative de l'ensemble de la colonne et ne permet pas de faire une simulation. En prenant l'efficacité de 71 %, le programme n'atteint pas les caractéristiques de l'alimentation données au départ, ce qui prouve que l'efficacité globale est inférieure.

6.6. - Exploitation d'une distillation diabatique d'épuisement

Cette dernière partie fournit l'étude d'une distillation diabatique d'épuisement. Le protocole d'exploitation est sensiblement le même que celui de son homologue adiabatique.

6.6.1. - Acquisition des résultats

Le démarrage de la colonne diabatique se fait identiquement à celui de la colonne adiabatique en y ajoutant le contrôle du fluide caloporteur à l'intérieur des serpentins. Le chapitre I conseillait de placer le circuit de chauffage en série entre le rebouilleur et les serpentins, afin de diminuer la température de sortie du caloporteur. Etant donné que les serpentins sont en cuivre, il faut éviter de monter en pression car les températures sont supérieures à 100°C; par ailleurs, pour des pertes de charges supérieures à 8 bars, des vibrations naissent à la sortie de la pompe et sont susceptibles de détruire le circuit de caloporteur. Nous avons placé à l'entrée de ce circuit un tube, en téflon, élastique, capable d'absorber les vibrations mais nous limiterons tout de même, les expériences où la pression dépasse les 8 bars.

Pour les expériences avec reflux, le condenseur principal refroidit partiellement la vapeur sortant de la colonne, le condensat ainsi fabriqué est renvoyé sur le premier plateau. Un condenseur auxiliaire termine la condensation et constitue ainsi le distillat. Ce dernier est souvent produit à une température inférieure à sa température d'ébullition afin de refroidir le mélange qui a tendance à se vaporiser lors de son passage dans la pompe d'alimentation.

Le régime permanent est atteint trois heures après la mise en condition de tous les paramètres (préchauffage de la colonne, ouverture des vannes de soutirage et de distillat, réglage du débit de frigoporteur et de caloporteur, envoi de l'alimentation...). Les mesures sont prélevées identiquement au tableau 2.9, auquel s'ajoutent les températures d'entrée et de sortie de chaque serpent.

La distillation d'épuisement (DA1) du 15.01.92(1) diabatisée par les 3 premiers plateaux et les trois derniers (1, 2, 3, 8, 9, 10), sépare un mélange de composition massique $x_{A,m} = 0,8161$ ($x_A = 0,6344$) et fournit :

- un distillat de composition massique $x_{D,m} = 0,8657$ ($x_D = 0,7160$)
- un soutirage de composition massique $x_{S,m} = 0,0027$ ($x_S = 0,0011$)

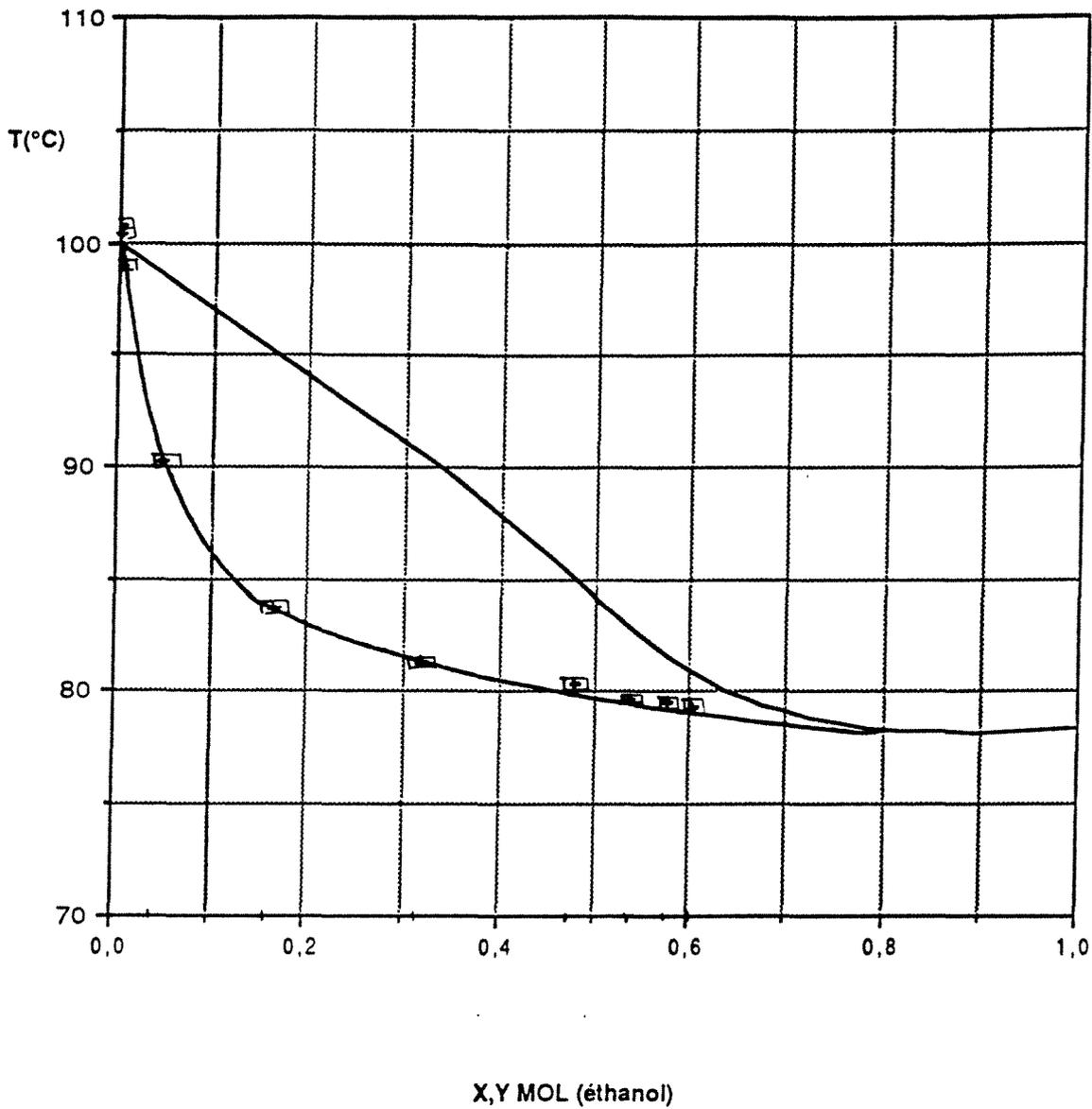


Figure 2.56 : Comparaison des résultats du 15.01.92(1) avec les isobares de bulle et de rosée à 760 mm de Hg pour le couple EAU / ETHANOL.

Le diagramme T-x,y représenté sur la figure 2.56 situe les résultats expérimentaux par rapport aux isobares de bulle et de rosée (à environ 1 bar). Pour la distillation prise en exemple et dans le cas général de toutes les expériences d'épuisement, les points suivent l'isobare de bulle, certifiant ainsi que le prélèvement s'est bien effectué dans la phase liquide et que ce liquide est bouillant.

6.6.2. - Elaboration des conditions opératoires

Cette deuxième partie calcule les conditions opératoires de manière identique au paragraphe 6.5.2, avec le calcul des quantités de chaleur fournies au serpentins en plus.

* La quantité de chaleur au bouilleur est calculée à partir de l'équation 2.37 :

$$Q_B = \dot{M}_B C_{PB} (T_{Be} - T_{Bs}) = 8,66 \text{ kW} \pm 3,5 \%$$

Le fluide caloporteur circule ensuite dans les trois serpentins du bas et les trois serpentins du haut de colonne, la quantité de chaleur prélevée à un étage i vérifie :

$$Q_B = \dot{M}_B C_{PB} (T_{ie} - T_{is}) \quad (2.73)$$

Les propriétés physiques et thermodynamiques du gilotherm DO sont évaluées à une température moyenne entre l'entrée et la sortie du serpent.

$$Q_{10} = 1,17 \text{ kW} \pm 6,0 \%$$

$$Q_9 = 0,96 \text{ kW} \pm 6,7 \%$$

$$Q_8 = 0,24 \text{ kW} \pm 18,0 \%$$

$$Q_3 = 1,43 \text{ kW} \pm 5,5 \%$$

$$Q_2 = 0,88 \text{ kW} \pm 7,0 \%$$

$$Q_1 = 0,64 \text{ kW} \pm 8,5 \%$$

La quantité de chaleur globale fournie dans la colonne est donc

$$Q_{B,tot} = 13,97 \text{ kW} \pm 4,8 \%$$

* Le condenseur principal produit uniquement le distillat car l'expérience du 15.01.92(1) se fait sans reflux. La quantité de chaleur extraite est calculée suivant l'équation 2.40 :

$$Q_C = \dot{M}_C C_{pC} (T_{Cs} - T_{Ce}) = 12,26 \text{ kW} \pm 2,5 \%$$

* La colonne travaille en circuit fermé, les pertes de chaleur à l'extérieur représentent donc la différence entre les quantités de chaleur données et celle extraite, elles s'élèvent à environ 12 % de la quantité Q_B :

$$Q_p = 1,71 \text{ kW}$$

Les pertes thermiques se situent essentiellement au niveau du condenseur principal, du mélangeur et du rebouilleur. Les corrections sont apportées suivant l'étude thermique et conduisent aux nouvelles quantités de chaleur :

$Q_B = 8,52 \text{ kW} \pm 3,5 \%$ $Q_C = 13,41 \text{ kW} \pm 2,5 \%$

Le reste des pertes thermiques ont lieu essentiellement dans les circuits extérieurs et dans le mélangeur :

$$Q_p = 0,43 \text{ kW}$$

* Le débit d'alimentation est fixé en début de manipulation à 47 l/h. Une correction due au fait que le liquide n'est pas de l'eau mais un mélange d'eau et d'éthanol de composition massique $x_{A,m} = 0,8161$, est à apporter à ce débit. La nouvelle valeur du débit volumique est de 52 l/h. Par conséquent :

$$A_m = 1,21 \cdot 10^{-2} \text{ kg/s} \pm 2 \%$$

Les débits de distillat et de soutirage se déduisent aisément des équations 2.50 et 2.51 :

$$D_m = A_m \left(\frac{x_{A,m} - x_{S,m}}{x_{D,m} - x_{S,m}} \right) = 1,14 \cdot 10^{-2} \text{ kg/s}$$

$$S_m = A_m \left(\frac{x_{A,m} - x_{D,m}}{x_{S,m} - x_{D,m}} \right) = 6,95 \cdot 10^{-4} \text{ kg/s}$$

Comme nous l'avons précisé précédemment, l'alimentation n'est pas un liquide bouillant. Un bilan sur l'échangeur permet de déterminer son enthalpie. Elle est fonction des enthalpies du distillat et du soutirage, ainsi que des pertes à l'extérieur.

$$h_{A,m} = \frac{D_m h_{D,m} + S_m h_{S,m} - Q_p}{A_m}$$

L'enthalpie du soutirage est estimée à partir des données thermodynamiques de l'annexe I, donc calculées à sa température d'ébullition. L'enthalpie du distillat est estimée à partir de la quantité de chaleur Q_C et en supposant que la vapeur sortant du plateau est saturante:

$$h_{D,m} = H_{D,m} \cdot \frac{Q_C}{D_m} = 337 \text{ kJ/kg}$$

Par conséquent :

$$h_{A,m} = 306 \text{ kJ/kg}$$

En bas de colonne, le débit de vapeur réinjecté dans la colonne se calcule à partir de la quantité de chaleur Q_B :

$$V_{11,m} = \frac{Q_B}{\lambda_S} = 3,87 \cdot 10^{-3} \text{ kg/s}$$

Le débit de liquide sortant du dernier plateau se calcule suivant l'équation 2.68 :

$$L_{10,m} = S_m + V_{11,m} = 4,57 \cdot 10^{-3} \text{ kg/s}$$

Le taux de rebouillage défini par l'équation 2.69 a pour valeur :

$$r_b = \frac{V_{11,m}}{S_m} = 5,57$$

* Dans le cas particulier des distillations avec reflux, le calcul du débit de vapeur sortant de la colonne et du liquide réinjecté sur le premier plateau, s'effectue par l'intermédiaire du système d'équations (2.70, 2.71, 2.72) en connaissant la quantité de chaleur du premier condenseur et la composition du reflux.

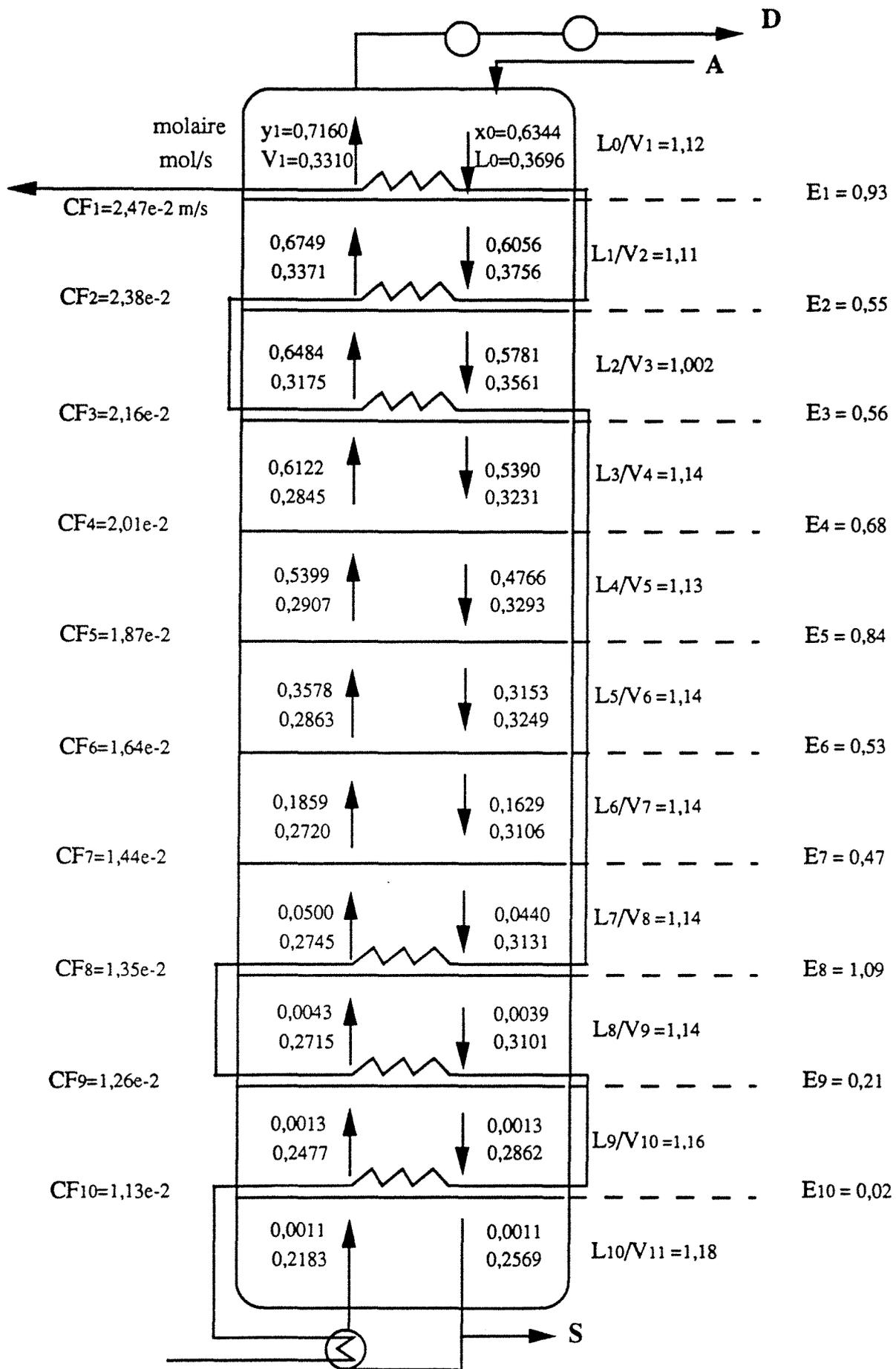


Figure 2.57 : Estimation par calcul numérique de la composition vapeur, des débits molaires et de l'efficacité de chaque plateau pour la distillation du 15.01.92(1)

6.6.3. - Détermination des compositions, des débits et des efficacités

Le programme Ep(MURPH).FOR détaillé en annexe II, résout les bilans de matière et d'énergie sur la partie de colonne située au-dessous du plateau considéré. En supposant que le liquide est bouillant et parfaitement mélangé sur tout le plateau, que la vapeur sortante est saturante et que la colonne travaille sous une pression de 1 bar, il est possible de déterminer les compositions vapeurs y_m et les débits L_m et V_m . La figure 2.57 donne les valeurs de ces différents paramètres de fonctionnement pour la distillation du 15.01.92(1). Nous pouvons remarquer une différence dans la détermination des débits en haut de colonne. L'alimentation calculée précédemment fournissait un débit de 0,34 mol/s alors que le programme donne une alimentation sur le premier plateau de 0,37 mol/s. Cette différence est due essentiellement au fait qu'il se crée un reflux interne au-dessus du premier plateau; l'alimentation qui n'est pas à sa température d'ébullition refroidit une petite partie de la vapeur sortant du plateau créant ainsi un léger reflux interne. Cette condensation partielle n'intervient pas de façon conséquente dans les concentrations.

Les facteurs de capacité sont calculés en faisant la moyenne des caractéristiques de chaque flux entre l'entrée et la sortie du plateau. On remarquera une forte émulsion en haut de colonne proche de l'engorgement et un contact gaz-liquide très faible dans le bas de colonne.

La figure 2.58 représente les variations de compositions molaires du liquide et de la vapeur :

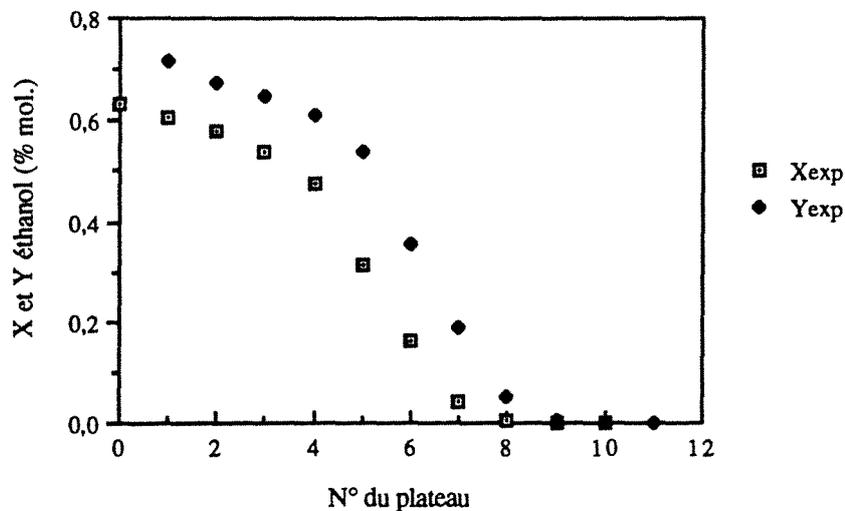


Figure 2.58 : Variations des compositions molaires du liquide et de la vapeur pour l'expérience du 15.01.92(1).

Les variations de concentration sont importantes au niveau des plateaux 5, 6 et 7. Les débits molaires représentés sur la figure 2.59, augmentent leur capacité lorsque l'on monte dans la colonne, surtout sur les plateaux diabatiques où l'on revaporise une partie du liquide :

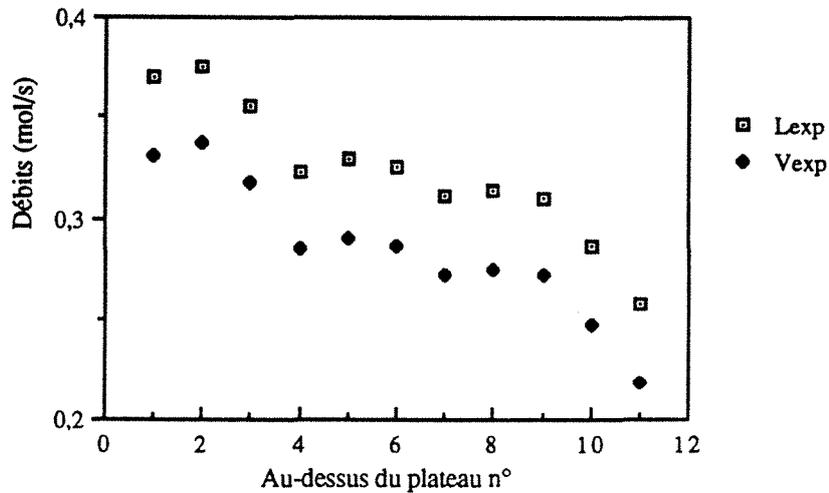


Figure 2.59 : Variations des débits liquide et vapeurs pour l'expérience du 15.01.92(1).

Les débits en bas de colonne sont environ 1,5 fois plus faibles que les débits au-dessus du premier plateau. Malgré les variations de ces débits, le rapport L/V reste pratiquement constant et égal à 1,1. La courbe opératoire joignant les points (x_n, y_{n+1}) sur le diagramme de McCabe et Thiele de la figure 2.60, reste pratiquement linéaire. La pente de cette courbe varie très peu suite au fait que la quantité de chaleur apportée sur un plateau représente au maximum 10 % de la quantité totale.

L'annexe II fournit aussi l'efficacité de chaque plateau. En supposant une valeur constante dans toute la colonne, la moyenne de l'efficacité, calculée sur les plateaux dont la variation de composition était la plus importante et au moins supérieure à 5%, donne la valeur suivante :

$$\bar{E} = 0,65$$

Le tableau 2.12 regroupe les valeurs de l'efficacité obtenues par la méthode de l'AICHe, dans les mêmes conditions opératoires que la distillation du 15.01.92. Comme dans le cas diabatique, nous pouvons constater une chute de l'efficacité sur les plateaux situés en bas de colonne, suite au fait qu'ils travaillent dans un domaine de concentration

DIAGRAMME X-Y

EAU-ETHANOL

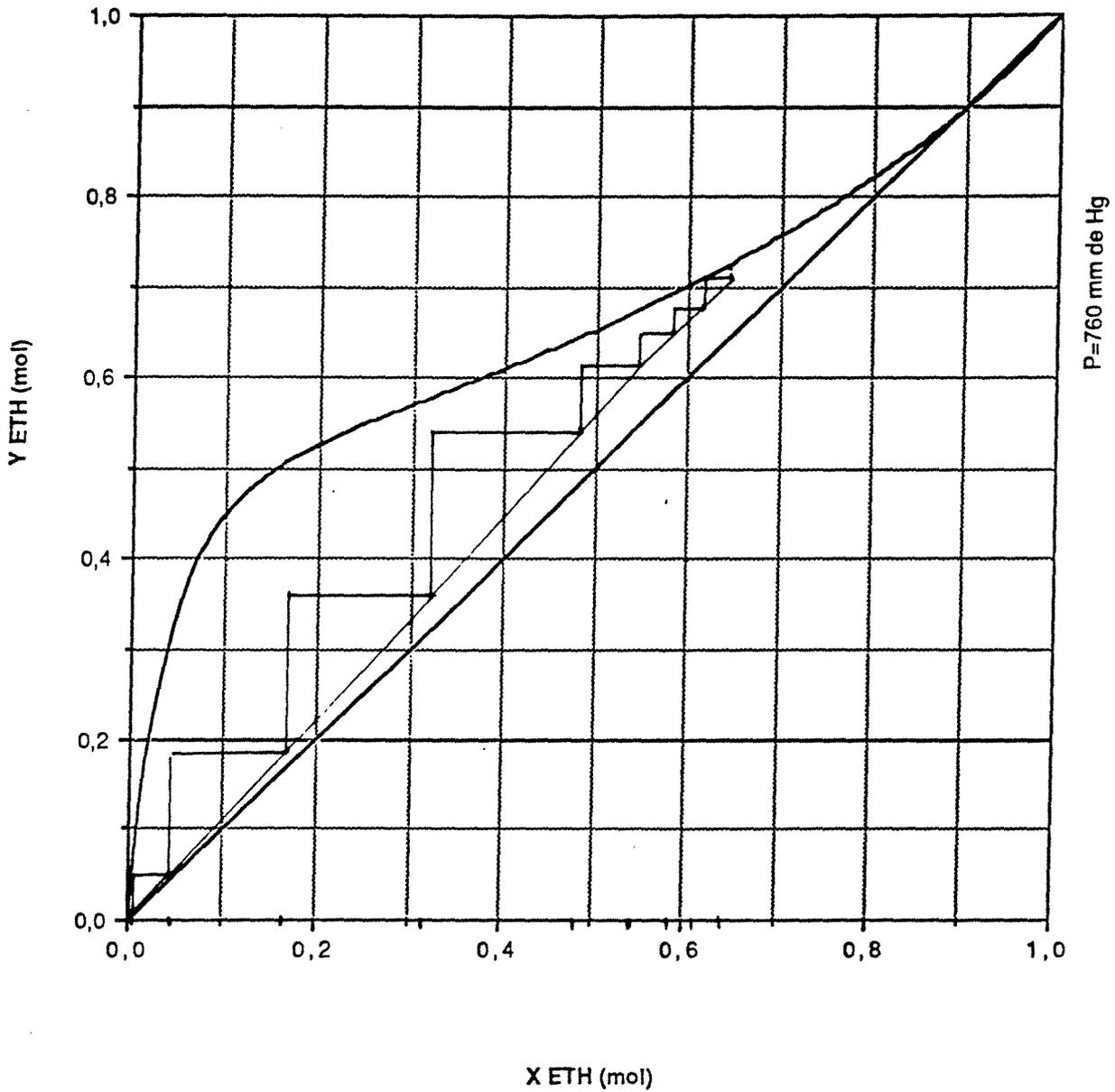


Figure 2.60 : Construction de McCabe et Thiele à partir des données expérimentales pour x et des valeurs calculées numériquement pour y. Expérience du 15.01.92(1).

trop faible, où la pente de la courbe d'équilibre augmente très rapidement. Le nombre de ces plateaux avec une efficacité faible, est inférieur à celui rencontré en distillation adiabatique, car une colonne diabatique nécessite un nombre d'étage plus important et répartit les concentrations de façon plus uniforme. On peut donc s'attendre à ce que la simulation fonctionne mieux que dans le cas adiabatique.

Plateau	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
N_I/α	2,82	2,73	2,96	2,97	2,64	3,52	1,98	0,63	0,47	0,50
N_g	1,07	1,07	1,07	1,06	0,99	0,91	0,82	0,76	0,75	0,76
N_{og}	0,778	0,771	0,786	0,780	0,722	0,723	0,582	0,344	0,290	0,301
E	0,54	0,54	0,54	0,54	0,51	0,51	0,44	0,29	0,25	0,26

Tableau 2.12 : Valeurs des unités de transfert et de l'efficacité sur les plateaux de la distillation du 15.01.92(1).

6.6.4. Résultats de l'ensemble des distillations

Les distillations n'ont pas toujours été effectuées dans des conditions hydrodynamiques convenables. Les débits de vapeur et de liquide sont souvent très élevés en haut de colonne donnant une émulsion avec un primage important, et insuffisant en bas de colonne où pour certaines distillations, l'émulsion était inexistante, en particulier dans les cas expérimentaux sans rebouilleur. Il apparaît donc la nécessité de changer le diamètre des plateaux, afin d'assurer une hydrodynamique convenable, surtout dans les plateaux du bas de colonne où les débits diminuent considérablement.

Le protocole d'exploitation identique à celui résumé sur le tableau 2.11, permet de déterminer les paramètres de fonctionnement de chaque distillation diabatique d'épuisement. Les résultats des conditions opératoires, ainsi que les graphes schématisant chaque distillation, sont regroupés dans l'annexe IV.

Le débit de caloporteur a diminué de moitié par rapport au cas adiabatique : il varie entre 5 et 8 l/min (contre 10 et 15 l/min dans le cas adiabatique). Ceci est dû à la diminution du niveau thermique du caloporteur à la sortie des échangeurs; la température peut descendre en effet jusqu'à 86°C alors que dans le cas adiabatique, la température minimale est de 110°C. La répercussion sur le rendement exergetique défini au chapitre I (relation 1.15) n'est pas importante. La moyenne de ce rendement sur toutes les expériences est voisine de 27 %. Nous ne constatons donc pas d'amélioration sur le plan exergetique, en passant de la colonne d'épuisement adiabatique à celle diabatique. Ce résultat peut s'expliquer par le fait que l'abaissement de la température de sortie reste négligeable devant le niveau thermique du caloporteur; le facteur de Carnot moyen pour le fluide chauffant est d'environ 0,28 dans le cas diabatique alors que dans le cas adiabatique, il se situe autour de 0,3. Cette faible variation est insensible dans le calcul du rendement expérimental. Pour observer des améliorations au niveau exergetique, il faudrait encore augmenter le gradient thermique du caloporteur.

Sur le plan opératoire, l'efficacité a faiblement diminué par rapport au cas adiabatique. La moyenne sur toutes les manipulations est égale à :

$$\bar{E} = 0,66$$

Les modifications de l'hydrodynamique sur les plateaux est la principale cause de la baisse de l'efficacité. Les débits sont soit trop importants et le temps de contact entre les deux phases n'est plus suffisant pour assurer une bonne séparation, soit trop petits pour garder une bonne émulsion sur le plateau.

6.6.5. Simulation d'une colonne diabatique d'épuisement

L'annexe III propose un programme de simulation d'une colonne d'épuisement, basé sur la méthode de Ponchon-Savarit, moyennant certaines hypothèses (vapeur et liquide saturants...). La simulation a été utilisée avec les conditions opératoires de chaque expérience et avec l'efficacité moyenne trouvée précédemment ($\bar{E} = 0,66$). Les résultats obtenus sont comparés graphiquement avec les résultats expérimentaux, l'annexe IV regroupe l'ensemble des figures. A titre d'exemple, nous reportons sur la figure 2.61 la comparaison des compositions molaires du liquide simulées et obtenues expérimentalement le 15.01.92(1), puis sur la figure 2.62 la comparaison des débits molaires.

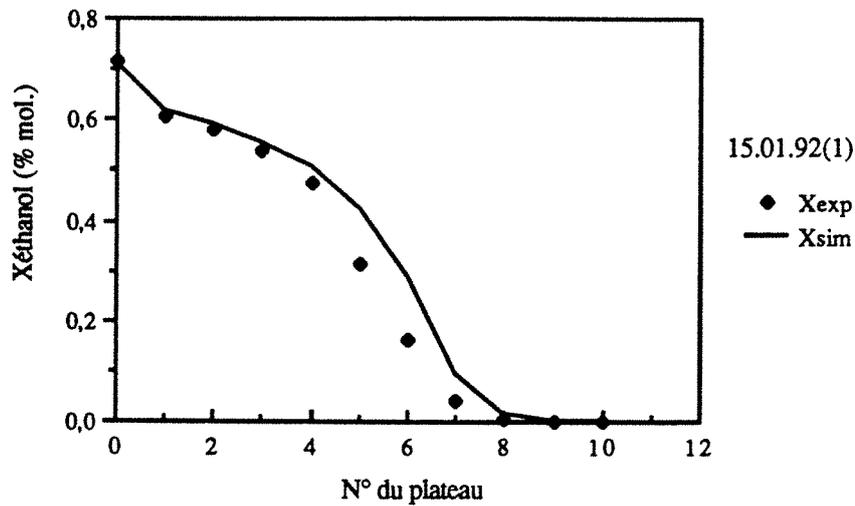


Figure 2.61 : Variations de la composition liquide.
Comparaison avec la simulation (E=0,66).

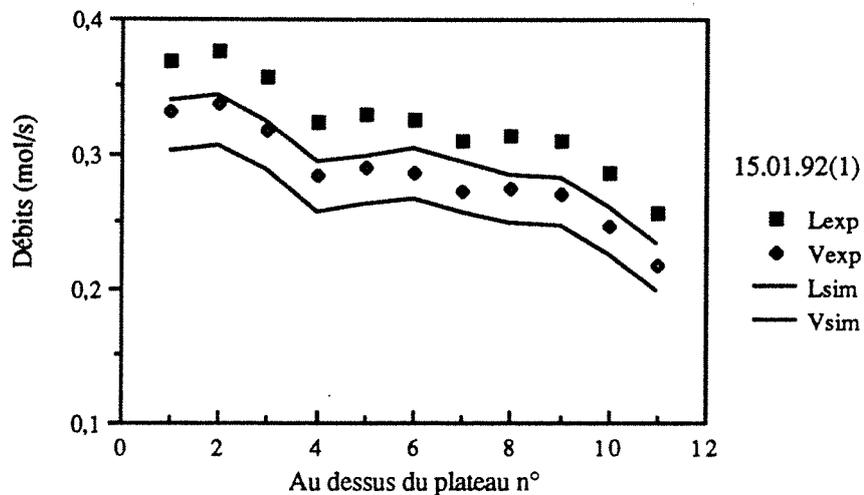


Figure 2.62 : Variations des débits liquide et vapeur.
Comparaison avec la simulation (E=0,66).

Il a été possible de simuler la majeure partie des expériences. Cependant, nous pouvons souvent constater une légère différence dans les résultats, qui est due à une mauvaise émulsion en bas de colonne. La simulation donne tout de même, de bonnes approximations.

VII - CONCLUSION

L'ensemble des expériences a prouvé la faisabilité technique de la distillation diabatique. L'insertion de serpentins sur des plateaux perforés diminuent les capacités maximales que peut recevoir le plateau, mais provoque des zones de turbulence et augmente l'efficacité du plateau.

Il a été montré, par ailleurs, que la consommation des fluides frigoporteur et caloporteur ont diminué de moitié environ et leur gradient thermique a augmenté. Le rendement exergetique a considérablement été amélioré pour la colonne d'enrichissement. Par contre, pour la colonne d'épuisement, le gradient n'était pas suffisant pour constater une nette amélioration sur le plan exergetique.

Le caractère diabatique n'a pas modifié l'efficacité de la colonne d'enrichissement car l'hydrodynamique restait inchangée. Par contre, pour la colonne d'épuisement, l'efficacité a diminué car les débits étaient trop importants ou trop faibles pour assurer un bon contact gaz-liquide. Cette remarque incite à la conclusion suivante :

il est nécessaire de changer le diamètre du plateau pour garder une hydrodynamique convenable. Il faut diminuer ce diamètre à partir du plateau d'alimentation, lorsque l'on monte ou descend dans la colonne.

Une simulation basée sur la méthode de Ponchon-Savarit et comparée aux résultats expérimentaux, permet de prévoir de façon satisfaisante les compositions et débits d'une distillation diabatique d'enrichissement .

Pour les colonnes d'épuisement, il n'a pas été possible de calculer de façon satisfaisante l'efficacité de la colonne. En effet, dans le cas adiabatique, la majorité des plateaux travaillaient dans un domaine de concentrations trop faible (inférieur à 5 %), où la pente de la courbe d'équilibre est très grande; ce qui a pour conséquence de diminuer l'efficacité, comme nous avons pu le constater lors de la comparaison des résultats avec la méthode de l'AICHE. Dans le cas diabatique, par contre, l'émulsion n'était plus satisfaisante dans les plateaux du bas pour assurer un bon contact gaz-liquide. Les valeurs de l'efficacité ont été calculées à partir des plateaux où l'hydrodynamique était convenable et qui travaillaient avec des concentrations supérieures à 5 %. C'est pourquoi, la simulation avec ces efficacités mesurées menait parfois à des résultats différents.

NOMENCLATURE DU CHAPITRE II

SYMBOLES LATINS

A	débit molaire de l'alimentation
A_a	aire active (m^2)
A_d	section droite d'une descente (m^2)
A_h	aire perforée (m^2)
A_n	aire nette (m^2)
A_s	surface du serpentin (m^2)
A_t	aire totale du plateau (m^2)
b	longueur du déversoir rapportée à l'aire active (m^{-1})
CF	facteur de capacité (Capacity Factor) (m/s)
CF_C	facteur de capacité corrigé suivant Stichlmair ($(kg/m)^{0,5}$)
Co	coefficient de décharge ($m^{1/2}/s$)
C_p	capacité calorifique (kJ/kg.K)
D	débit de distillat (mol/s)
D	diffusivité (m^2/s ou sq.ft/hr)
d_c	diamètre de la colonne (m)
Den	dénominateur
d_h	diamètre du trou (m)
d_s	diamètre du serpentin (m)
E	efficacité de Murphree
E_l	efficacité locale
F	rapport de l'aire perforée sur l'aire active ($= \frac{A_h}{A_a}$)
F_c	facteur correctif pour les rotamètres
FP	paramètre d'écoulement (Flow Parameter)
F_v	facteur superficiel = $u_g \sqrt{\rho_g}$
g	accélération de la pesanteur (m^2/s)
h	coefficient de transfert (kW/ $m^2.K$) ou enthalpie du liquide (kJ/mol)
H	enthalpie de la vapeur (kJ/mol)
h_b	hauteur du lit de bulle (m)
h_{bw}	hauteur de liquide sous l'obstacle du déversoir (m)
h_d	perte de charge de la vapeur à travers le trou (m)

h_d	perte de charge du plateau sec (m)
h_l	hauteur de liquide clair (m ou en in.)
h_{ow}	hauteur de liquide au-dessus du déversoir (m)
h_σ	tension interfaciale exprimée en hauteur de liquide (m)
H_s	espace entre les plateaux (m)
h_t	perte de charge totale de la vapeur à la traversée du plateau (m)
H_w	hauteur du déversoir au dessus du plateau (m)
L	débit molaire du liquide
l	largeur moyenne de l'écoulement liquide sur le plateau (m ou ft)
l_s	longueur droite du serpentin (m)
m	pente de la courbe d'équilibre
\dot{M}	débit massique (kg/s)
n	numéro du plateau
N_g	unité de transfert dans le film vapeur
N_l	unité de transfert dans le film liquide
N_{og}	unité de transfert global exprimé du côté vapeur
N_{sc}	nombre de Schmidt
Nu	nombre de Nusselt
p	distance entre les trous (m)
P	pertes de chaleur (kW)
Pr	nombre de Prandtl
Q	quantité de chaleur (kW)
r	taux de reflux
Re	nombre de Reynolds
S	débit de soutirage (mol/s)
T	température (K)
t_l	temps de séjour du liquide (s)
u	vitesse rapportée à l'aire active (m/s)
U	coefficient de transfert global (kW/m ² .K)
u_h	vitesse rapportée à l'aire des trous (m/s)
V	débit molaire de la vapeur
x	composition molaire en éthanol du liquide
y	composition molaire en éthanol de la vapeur
Z	distance de la descente au barrage de sortie (m ou en ft)

SYMBOLES GRECS

α	= m.V/L
ϵ_l	fraction de liquide
λ	conductibilité thermique (kW/m.K)
Λ	chaleur de vaporisation (kJ/kg)
μ	viscosité (Pl ou lb/hr.ft)
ρ	masse volumique (kg/m ³)
σ	tension superficielle (N/m)

INDICES

1	référence à l'éthanol
2	référence à l'eau
A	alimentation
B	bouilleur / caloporteur
C	condenseur / frigoporteur
D	distillat
e	entrée
ext	extérieur
g	gaz
inc	au début de l'engorgement
int	intérieur
l	liquide
lu	déterminé graphiquement
m	massique
M	mélangeur
max	maximal
mes	mesurée expérimentalement
ml	moyenne logarithmique
n	numéro du plateau n
p	perdu
s	sortie
S	soutirage
v	volumique

EXPOSANTS

*	équilibre
—	moyenne

ABBREVIATIONS

AA	Adiabatique Appauvrissement
AE	Adiabatique Enrichissement
DA	Diabatique Appauvrissement
DE	Diabatique Enrichissement

CHAPITRE III
MODE DE COUPLAGE DE DEUX CONCEPTS
DISTILLATION DIABATIQUE
ET
POMPE A CHALEUR

SOMMAIRE DU CHAPITRE III

I - INTRODUCTION	171
II - PRODUCTION ET CONSOMMATION DE CHALEUR AU SEIN D'UN PROCEDE	171
2.1. - Les deux réacteurs : EXO-BT et ENDO-HT	171
2.2. - Chaleur et Froideur coûteuses ou sans valeur	172
2.3. - Exemple	173
a. La colonne de distillation fractionnée	173
b. les échangeurs au-dessus et en dessous du pincement thermique	174
III - L'INSERTION D'UNE POMPE A CHALEUR	174
3.1. - Les divers types de pompes à chaleur	174
3.2. - Cas particulier de réacteurs isothermes	177
3.3. - Cas général de réacteurs non isothermes	178
3.3.1. - PAC à compression à mélange zéotrope	178
3.3.2. - PAC à absorption à rectification inverse	179
IV - APPLICATION A LA DISTILLATION FRACTIONNEE	179
4.1. - Colonne adiabatique + PAC à compression de fluide pur	179
4.2. - Colonne diabatique + PAC à compression d'un mélange zéotrope	181
4.3. - Colonne adiabatique + PAC à sorption à fluide volatil pur	182
4.3.1. - PAC à absorption	182
4.3.2. - PAC à adsorption ou à réaction gaz-liquide	183
4.4. - Colonne diabatique + PAC à sorption à mélange de fluides volatils	184
4.4.1. - PAC à absorption	184
4.4.2. - PAC à adsorption ou à réaction gaz-solide	185

V - COUPLAGE D'UNE COLONNE DE DISTILLATION AVEC UNE PAC A COMPRESSION	186
5.1. - Les trois types de couplage : pompe à chaleur + distillation adiabatique	186
5.2. - Les couplages pompe à chaleur + distillation diabatique	188
5.3. - Conclusion	194
VI - EXEMPLES D'APPLICATION	196
6.1. - Quelques rappels théoriques	196
6.2. - Application au système EAU/ETHANOL	198
6.3. - Application au système N-HEPTANE/N-OCTANE	200
a. La recompression mécanique de vapeur	201
b. Le couplage PAC + distillation	203
VII - CONCLUSIONS	204
NOMENCLATURE	206

MODE DE COUPLAGE DE DEUX CONCEPTS :

DISTILLATION DIABATIQUE ET POMPE A CHALEUR

I - INTRODUCTION

Dans les industries chimiques et pétrochimiques, les colonnes de distillation font partie des plus grands consommateurs industriels d'énergie du monde. Suivant le type d'usine, 30 à 60 % de la totalité des besoins en énergie sont consacrés au chauffage des colonnes de distillation.

La distillation diabatique permet de minimiser la création d'entropie et de diminuer la consommation de frigoporteur et caloporteur (32) en augmentant ou diminuant leur niveau énergétique. Il est ainsi possible d'augmenter la différence de température entre l'entrée et la sortie du fluide frigoporteur (ou caloporteur). Cet avantage remet en question l'application de la compression mécanique de vapeur à la distillation (33,34). En effet, dans l'état technico-économique actuel, il n'est pas rentable de recomprimer le fluide sortant du condenseur pour chauffer le rebouilleur. En considérant la distillation diabatique, et en utilisant comme fluide frigorigène un mélange zéotropique (\equiv non azéotropique), l'écart de température entre condenseur et rebouilleur permet peut-être l'intégration d'une pompe à chaleur (P.A.C.).

Après avoir fait un inventaire des différentes formes de couplage et discuté de leurs limites, nous étudierons deux exemples d'application de couplage entre une distillation, classique et diabatique, et une pompe à chaleur à compression.

II - PRODUCTION ET CONSOMMATION DE CHALEUR AU SEIN D'UN PROCEDE

2.1. - Les deux réacteurs : EXO-BT et ENDO-HT

Considérons deux "réacteurs" qui appartiennent à un même procédé industriel. (Nous utilisons le terme "réacteur" au sens large : il désigne tout appareil de

transformation chimique ou physique de matière, même s'il n'y a pas de véritable réaction chimique).

- l'un des réacteurs est endothermique et opère à haute température : réacteur "ENDO-HT"

- l'autre est exothermique et opère à basse température "EXO-BT"

Comme indiqué sur la figure 3.1, le réacteur ENDO-HT consomme le flux de chaleur Q_B , par exemple sous forme d'un débit de fluide caloporteur qui entre dans le réacteur à la température T_{Be} et en sort à la température T_{Bs} .

Le réacteur EXO-BT consomme le flux de "froideur" Q_C , sous forme d'un débit de fluide frigoporteur qui entre à T_{Ce} et sort à T_{Cs} .

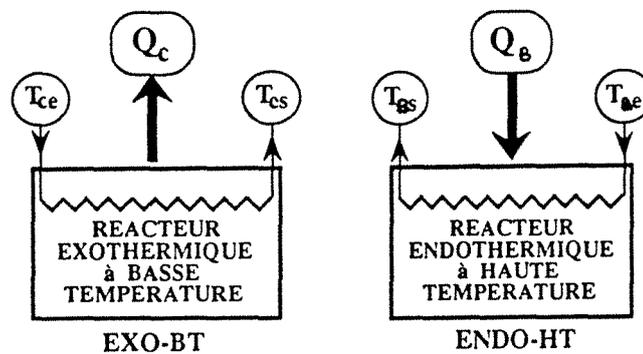


Figure 3.1 : Représentation schématique des deux réacteurs EXO-BT et ENDO-HT

2.2. - Chaleur et Froideur coûteuses ou sans valeur

Dans le cas général classique, le réacteur ENDO-HT consomme de la chaleur coûteuse à T_{Be} et rejette dans l'environnement de la chaleur inutilisée, à T_{Bs} , de valeur faible ou même nulle (voir figure 3.2).

D'autre part le réacteur EXO-BT consomme de la froideur coûteuse à T_{Ce} et rejette dans l'environnement de la chaleur inutilisée, à T_{Cs} . Par exemple, si le fluide frigoporteur

est de l'eau prélevée dans une rivière voisine, le coût de cette froideur est simplement égal au coût de pompage de l'eau.

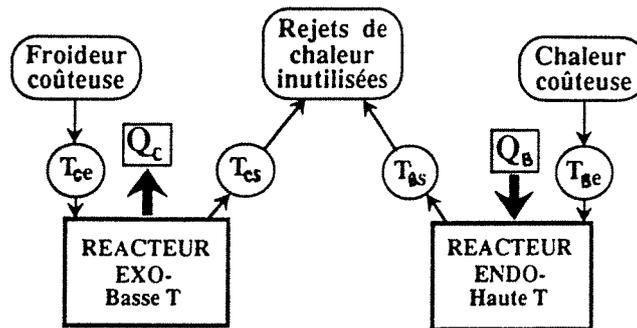


Figure 3.2 : Chaleur et Froideur coûteuses utilisées par les deux types de réacteur

2.3. - Exemple :

a. La colonne de distillation fractionnée

L'exemple le plus simple est celui d'une colonne de distillation fractionnée, schématisée sur la figure 3.3.

Le rebouilleur de cette colonne constitue le "réacteur" endothermique à haute température.

Le condenseur de la colonne constitue le "réacteur" exothermique à basse température.

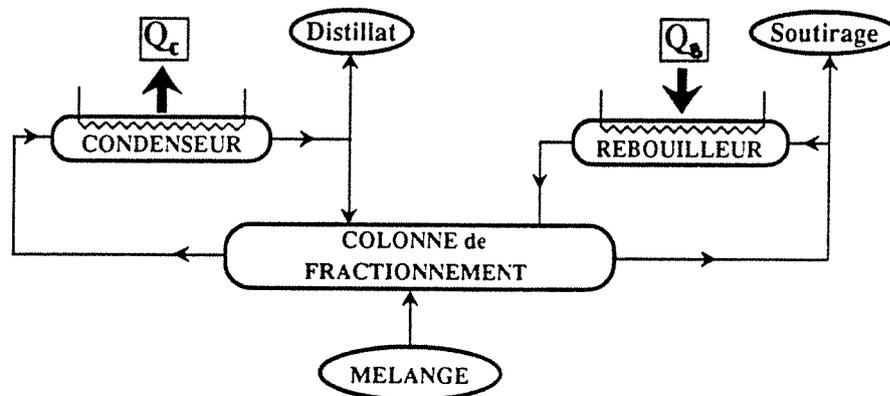


Figure 3.3 : Schéma d'une colonne de distillation

b. Les échangeurs au-dessus et en-dessous du pincement thermique

La figure 3.4 représente le schéma désormais classique de l'ensemble des échangeurs de chaleur au sein d'un procédé industriel (15).

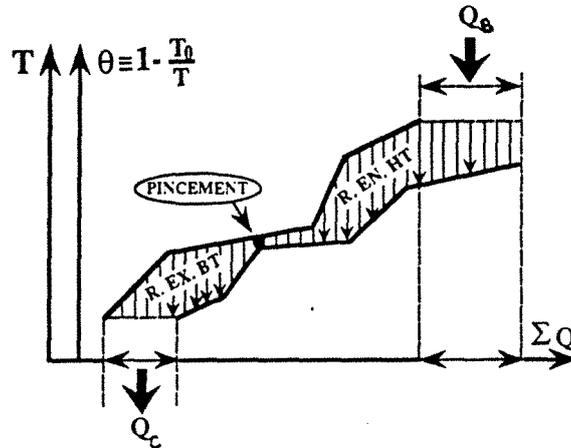


Figure 3.4 : Optimisation d'un ensemble d'échangeurs, par la méthode du pincement.

La courbe supérieure est le profil de fluides donneurs de chaleur et la courbe inférieure est le profil des fluides accepteurs de chaleur.

Le procédé ici présenté a déjà été optimisé (du point de vue de l'interconnexion des échangeurs de chaleur) du fait que ces deux courbes se "touchent" au point de pincement.

L'ensemble des échangeurs situés en dessous du point de pincement constitue le "réacteur exothermique BT" qui rejette le flux de chaleur Q_c dans l'environnement.

L'ensemble des échangeurs situés au-dessus du point de pincement constitue le "réacteur endothermique HT" qui reçoit le flux de chaleur Q_b de l'extérieur.

III - L'INSERTION D'UNE POMPE A CHALEUR

3.1. - Les divers types de pompe à chaleur

Une amélioration évidente à apporter au système précédent consiste à le munir d'une pompe à chaleur, c'est-à-dire d'un système qui revalorise le flux de chaleur qui sort du réacteur EXO-BT à T_{Cs} , pour le porter à la température T_{Be} , telle qu'il puisse

alimenter le réacteur ENDO-HT. Cette revalorisation d'un flux de chaleur implique un apport d'énergie "noble", plus exactement d'EXERGIE (voir figure 3.5).

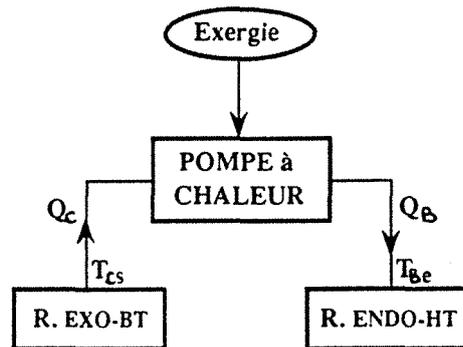


Figure 3.5 : Insertion d'une pompe à chaleur entre les deux réacteurs EXO-BT et ENDO-HT

Cette exergie peut-être de l'énergie mécanique pure, par exemple l'énergie fournie sur l'arbre d'un compresseur de vapeur. Il s'agit alors d'une POMPE A CHALEUR A COMPRESSION.

Cette exergie peut-être de l'exergie de mélangeage de deux phases de compositions différentes. (On parle habituellement d'exergie "chimique", même dans le cas où il n'y a pas véritablement de réaction chimique entre les deux phases, mais un simple mélangeage physique des composants). Notons que cette opération de mélangeage est généralement associée à l'opération inverse de séparation, destinée à régénérer les deux phases différentes initiales, à partir du mélange obtenu (voir figure 3.6). P. LE GOFF (35) a dressé un inventaire des techniques de Séparation et de Mélangeage a priori envisageables:

- la séparation est généralement effectuée thermiquement entre une source chaude et un puits froid. La pompe à chaleur doit alors être considérée comme un double convertisseur d'exergie :

- d'exergie thermique en exergie chimique dans le séparateur
- d'exergie chimique en exergie thermique dans le mélangeur.

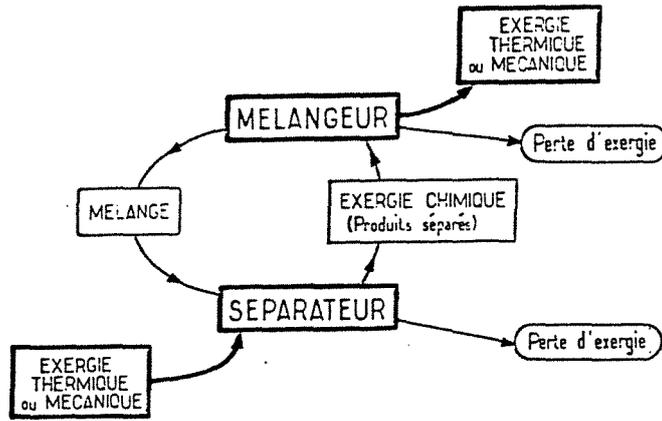


Figure 3.6 : Stockage et valorisation de l'énergie par séparation et mélangeage

Dans le cas particulier où l'une des phases est gazeuse, on parle de POMPE A CHALEUR A SORPTION, et l'on distingue les PAC à ABSORPTION (36), si l'autre phase est liquide, les PAC à ADSORPTION, si l'autre phase est solide et les PAC à REACTION, si le mélangeage des deux phases conduit à la formation d'un composé défini.

- L'opération inverse de séparation peut-être effectuée grâce à un apport d'énergie mécanique. Il s'agit de séparation par COMPRESSION MECANIQUE DE VAPEUR. La pompe à chaleur correspondante est alors qualifiée de HYBRIDE, ou encore PAC à COMPRESSION-SORPTION (37).

La figure (3.7) présente les schémas de principe des trois types de pompe à chaleur.

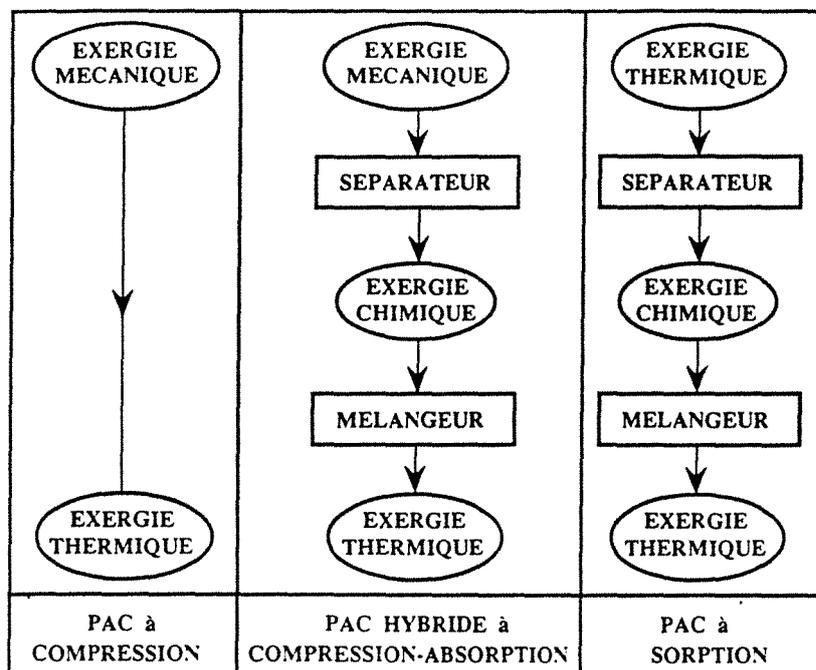


Figure 3.7 : Trois types de convertisseurs d'exergie.

3.2. - Cas particulier de réacteurs isothermes

Dans toute pompe à chaleur, quel que soit son type, un "fluide de travail" circule en boucle fermée, passant successivement à l'état liquide, à l'état vapeur puis à nouveau à l'état liquide (ou au sein d'une phase solide adsorbante ou réactive). Cette boucle de circulation du fluide est présentée sur la figure 3.8.

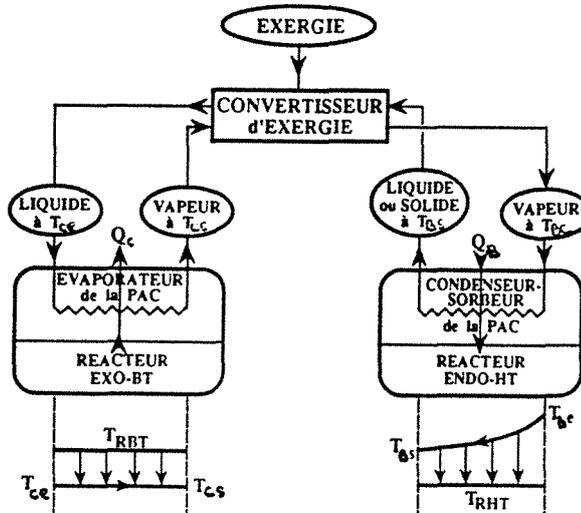


Figure 3.8 : Circulation du fluide de travail d'une pompe à chaleur à travers des réacteurs isothermes.

Le fluide de travail entre à l'état liquide, à la température T_{Ce} dans l'évaporateur de la PAC, situé au contact du réacteur EXO-BT. Il en extrait le flux de chaleur Q_c et sort à l'état vapeur à T_{Cs} .

Ce même fluide de travail entre à l'état vapeur, à la température T_{Be} dans le condenseur-sorbeur de la PAC, situé au contact du réacteur ENDO-HT. Il lui apporte le flux de chaleur Q_b et sort à l'état de phase condensée (liquide ou solide) à T_{Bs} .

Supposons d'abord que, chacun des deux réacteurs opère à une température parfaitement uniforme dans tout son volume, soit T_{RHT} pour le réacteur haute température et T_{RBT} pour le réacteur basse température (voir bas de la figure 3.8). Dans ces conditions nous avons intérêt à utiliser comme fluide de travail dans la PAC un fluide pur comme un CFC (R11, R12, R22...) ou un substitut (NH_3 , R134a ou R123, HCFC 124...) (38). Le chauffage et le refroidissement s'obtiennent par condensation et évaporation du fluide à température constante ($T_{Ce} = T_{Cs}$). Le gradient thermique entre fluide chauffeur et fluide chauffé sera uniforme et l'appareil optimal sera conçu pour le rendre minimal. On aurait de même intérêt à avoir une température constante dans le condenseur sorbeur, soit : $T_{Be} = T_{Bs}$. Ceci sera facile à réaliser dans le cas d'une PAC à

compression, mais le sera beaucoup moins dans le cas des PAC à sorption (voir explication détaillée au paragraphe IV).

3.3. - Cas général de réacteurs non isothermes

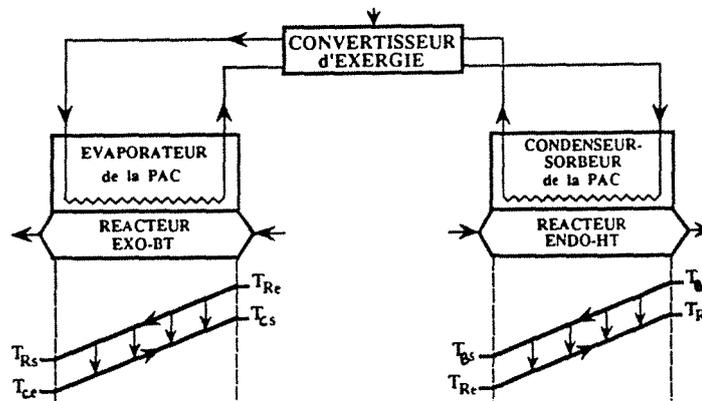


Figure 3.9 : Circulation du fluide de travail d'une pompe à chaleur à travers des réacteurs non-isothermes.

Dans le cas général, un réacteur n'est pas isotherme. Il existe un profil de température de l'entrée à la sortie des courants de matières transformées, comme l'illustrent les profils de température de la figure 3.9.

Or, on sait (réf. 11) que pour minimiser la perte d'exergie dans le transfert de chaleur, il faut maintenir un pincement thermique uniforme tout le long du contact, avec le fluide de travail de la PAC ; il faut donc que ce fluide ne soit pas un corps pur, mais un mélange de fluides, dont la température d'ébullition sera fonction de sa composition (cf. figure 3.9).

3.3.1.- PAC à compression à mélange zéotrope

Depuis une à deux décennies, un perfectionnement important a consisté à remplacer le fluide pur par un mélange ZÉOTROPIQUE (ou NON-AZÉOTROPIQUE), dans les cas où la pompe à chaleur est utilisée pour échauffer un fluide sans changement de phase. En effet, nous obtenons dans l'évaporateur d'une part et dans le condenseur d'autre part, un profil de température "glissant", ce qui permet d'ajuster les profils de

température dans le fluide de travail et dans le fluide du procédé pour être quasi-parallèles et aussi proches que possible (=pincement thermique uniforme).

Les mélanges zéotropiques ont fait l'objet d'étude pour leur application dans les pompes à chaleur (39). La raison de cet intérêt réside dans la possibilité d'augmenter le C.O.P. (COefficient de Performance), la capacité de chauffage, le niveau de pression et la flexibilité en général. L'emploi de mélanges zéotropiques dans le cas d'une PAC couplée à deux réacteurs isothermes ne présente pas d'autres avantages, étant donné que le fluide du procédé est à température constante dans chaque réacteur.

3.3.2. - PAC à absorption à rectification inverse

Jusqu'à présent cet objectif d'ajuster les profils de température dans l'évaporateur et l'absorbeur, n'a pas été pris en compte par les fabricants de PAC à sorption. Par exemple, dans les PAC à absorption opérant avec le couple (eau + bromure de lithium), le fluide de travail est de l'eau pure, sa température d'évaporation est donc constante. D'autre part, les solutions absorbantes, riche et pauvre en eau, utilisées dans l'absorbeur ont des concentrations en LiBr très proches (par exemple 0,40 et 0,45 de titre massique en eau). Leurs températures d'ébullition sont donc peu différentes.

Par contre, le concept d'absorbeur opérant par rectification inverse, (avec échangeur de chaleur incorporé à la colonne d'absorption) qui a été introduit dans notre équipe, au cours de ces trois dernières années, permet d'ajuster les profils de température aux valeurs désirées pour minimiser les pertes d'exergie (40).

IV - APPLICATION A LA DISTILLATION FRACTIONNEE

4.1. : Colonne adiabatique + PAC à compression de fluide pur

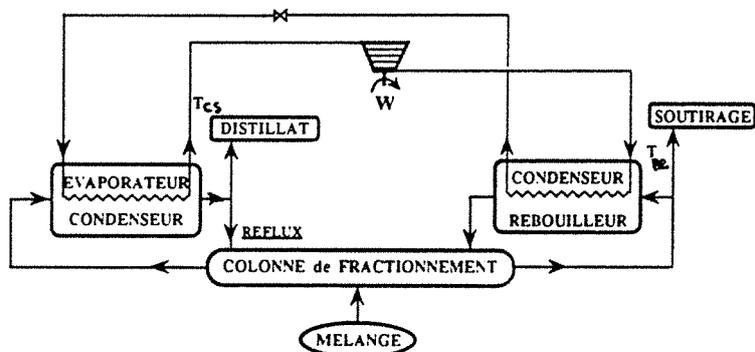


Figure 3.10 : Couplage d'une colonne adiabatique de distillation avec une PAC à compression

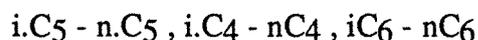
Reprenons le schéma de la colonne de distillation fractionnée de la figure 3.3. Il s'agit d'une installation classique, dont la colonne de fractionnement est adiabatique. Dans le condenseur, placé en tête de colonne, la vapeur du composé volatil, quasi-pur, se condense à température quasi-constante. De même dans le rebouilleur, le liquide bout à température uniforme.

La figure 3.10, montre le schéma, désormais classique, d'une PAC à compression, dont l'évaporateur est chauffé par le condenseur de la colonne, et dont le condenseur chauffe le rebouilleur. Cette PAC utilise donc un fluide pur, car elle fonctionne entre deux "réacteurs" isothermes.

Le champs d'application de ce couplage est très limité : le coût d'un compresseur est une fonction rapidement croissante de son nombre d'étages, et donc du rapport des pressions aval et amont. Par exemple, dans une installation où la vapeur d'eau doit être recomprimée de 0,27 bar (64°C) à 1,11 bar (102°C), ce compresseur doit comporter trois étages. On considère généralement que, dans l'état technico-économique actuel, un tel écart de température, de 38°C est encore trop grand pour être rentable.

L'écart de température entre condenseur et rebouilleur ne doit pas dépasser environ 25°C. Telle est la raison profonde pour laquelle ce dispositif est peu répandu dans l'industrie.

Par exemple, dans le domaine de la séparation des hydrocarbures saturés, on pourra certainement considérer que le couplage sera rentable pour la séparation des isomères tels que :



(On a par exemple un ΔT de 18°C dans un dé-isopentaniseur).

Mais il n'est pas rentable d'appliquer une PAC aux séparations :

propane-butane ($\Delta T = 45^\circ C$)

butane-pentane ($\Delta T = 50^\circ C$)

4.2. - Colonne diabatique + PAC à compression d'un mélange zéotrope

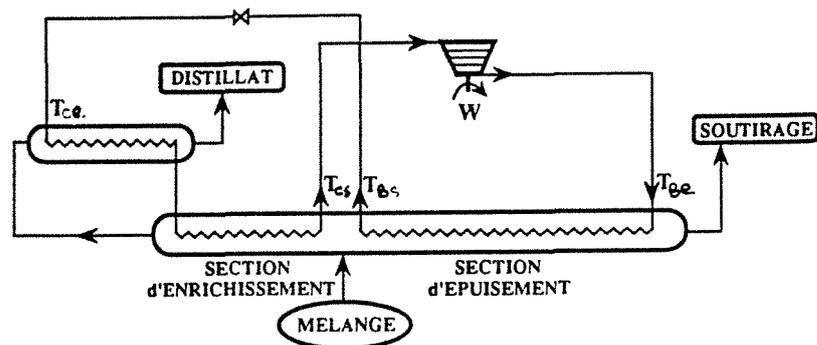


Figure 3.11 : Couplage d'une colonne diabatique de distillation avec une PAC à compression

La figure 3.11 montre le schéma d'une colonne de fractionnement diabatique : le fluide de travail de la PAC, après s'être partiellement vaporisé dans le serpentin qui traverse le condenseur, continue à se vaporiser en circulant dans le serpentin incorporé dans la section d'enrichissement de la colonne de fractionnement. Il sort donc sous forme de vapeur à une température nettement supérieure T_{Cs} . De même le rebouilleur total est remplacé par un bouilleur progressif incorporé tout le long de la section d'épuisement de la colonne.

Ce dispositif peut-être beaucoup plus "réversible" que le précédent : les pertes d'exergie sont plus faibles, si toutefois les profils de température dans le fluide de la PAC et dans le fluide de la colonne de distillation sont bien parallèles.

Ce dispositif exige donc l'emploi d'un mélange ZEOTROPIQUE dans la PAC.

On remarquera que ce couplage est particulièrement efficace dans le cas où la colonne de fractionnement est presque exclusivement composée de la section d'enrichissement. Dans ce cas en effet, la différence de température " $T_{Be} - T_{Cs}$ " que doit vaincre le compresseur est très faible (une dizaine de degrés généralement). Ce cas particulier se rencontre par exemple dans le cas de la distillation de mélanges eau-éthanol très dilués (venant de fermenteurs par exemple) à partir desquels on veut produire de l'alcool à 95%. Une étude quantitative détaillée de cet exemple est donnée au paragraphe V.

Notons enfin que l'on peut, classiquement, utiliser dans la PAC, non pas un fluide de travail indépendant, mais le fluide du procédé lui-même. Ceci a l'avantage de supprimer un échangeur, donc de simplifier le circuit des fluides. On parle alors de Compression Mécanique de Vapeur (ou CMV).

Il est évidemment possible de coupler une CMV et une colonne de distillation adiabatique. Les différentes configurations seront étudiées dans le paragraphe suivant, où l'on précisera leurs avantages et inconvénients.

4.3. - Colonne adiabatique + PAC à sorption à fluide volatil pur

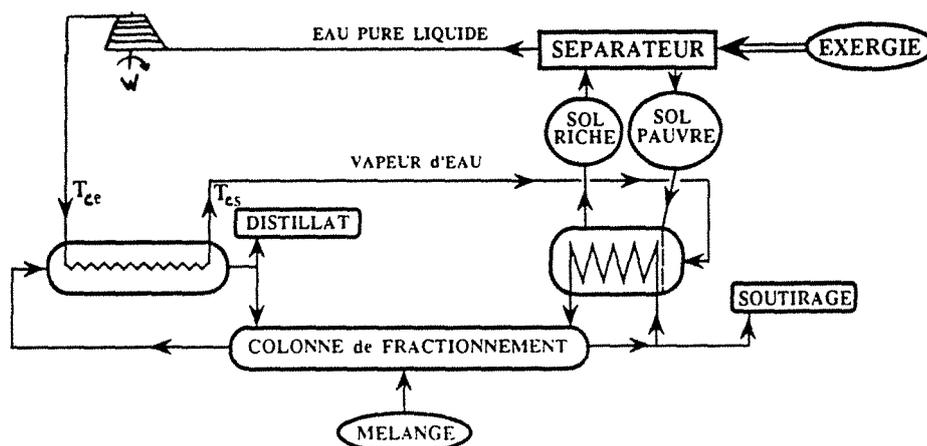


Figure 3.12 : Couplage d'une colonne adiabatique de distillation avec une PAC à absorption

4.3.1. - PAC à absorption

La figure 3.12 donne le schéma de principe d'une PAC à absorption qui opèrerait avec le couple : eau + bromure de lithium, associée à une colonne de distillation adiabatique classique :

- l'eau est entièrement vaporisée par passage dans le serpentin intégré dans le condenseur de la colonne. La vapeur qui en sort à T_{CS} est directement absorbée dans une solution "pauvre" en eau (à 40 % d'eau). Dans ces conditions le "saut thermique" ($T_{Be} - T_{CS}$) est de l'ordre de 50°C (41), donc nettement supérieur à ce que l'on pourrait obtenir avec un compresseur mécanique rentable. Le système est donc applicable à pratiquement toutes les distillations industrielles.

L'absorbeur peut par exemple être réalisé sous forme d'une enceinte remplie de solution absorbante, à travers laquelle montent et s'absorbent des bulles de vapeur d'eau injectées à partir d'un plateau perforé au pied de l'enceinte. Le "rebouilleur" est alors constitué d'un serpentin immergé dans cette solution absorbante (cf. fig. 3.12).

La solution ""riche" (à 45 % d'eau) est alors transférée dans le "séparateur" afin de régénérer la solution "pauvre" et de produire de l'eau pure.

Cette séparation nécessite bien entendu un apport d'exergie. On ne peut pas envisager d'effectuer cette séparation par compression mécanique de vapeur, car la différence de pression à vaincre serait beaucoup trop grande. Il n'y a pas d'autre solution que d'utiliser de l'exergie thermique, c'est-à-dire d'effectuer la séparation par évaporation-désorption et condensation classiques. Mais bien entendu, cette méthode n'a d'intérêt que si cette évaporation utilise comme source de chaleur, une chaleur de bas niveau, sans valeur économique, qui n'aurait pas pu être utilisée pour chauffer directement le rebouilleur.

Cette pompe à chaleur constitue alors un thermotransformateur (PAC de type II) : l'absorbeur produit de la chaleur utile à T_B . Le condenseur de la PAC rejette sa chaleur inutile dans l'environnement. L'évaporateur extrait de la chaleur dans le condenseur de la colonne et le désorbeur pompe de la chaleur dans une source peu onéreuse à une température voisine de celle de l'évaporateur. En ce sens, le désorbeur peut aussi être utilisé pour refroidir le condenseur.

4.3.2. - PAC à adsorption ou à réaction gaz-solide

Le principe global du système est le même que celui de la PAC à absorption schématisé sur la figure 3.12. La différence essentielle est que la phase solide sorbante ne peut pas être mise en circulation entre le sorbeur et le séparateur.

Il faut donc concevoir deux enceintes de sorption indépendantes fonctionnant en alternance, soit en sorption soit en régénération. Le coût d'investissement serait encore plus élevé que dans le cas précédent. Il n'existe pas de réalisation industrielle de ce type.

4.4. - Colonne diabatique + PAC à sorption à mélange de fluides volatils

4.4.1. - PAC à absorption

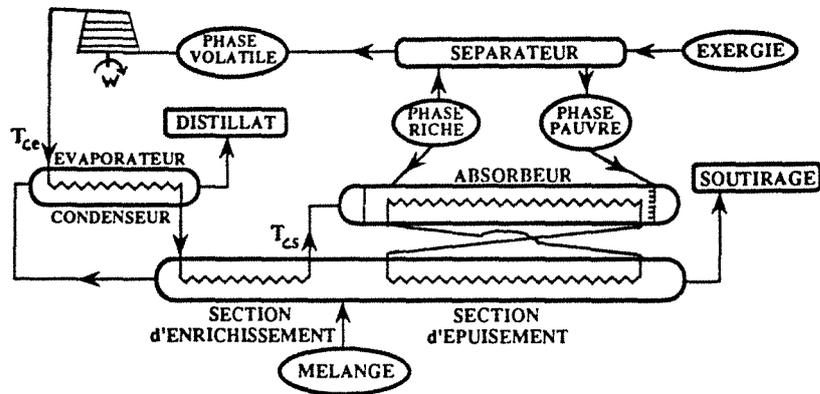


Figure 3.13 : Couplage d'une colonne diabatique de distillation avec une PAC à absorption

Le remplacement d'une colonne adiabatique (fig.3.12) par une colonne diabatique (fig.3.13), implique les modifications suivantes de la PAC à sorption qui lui est associée :

1) Le fluide de travail de la PAC, après s'être partiellement vaporisé dans le serpentin qui traverse le condenseur, continue à se vaporiser dans le serpentin incorporé dans la section d'enrichissement de la colonne. Nous avons donc intérêt à ne pas utiliser un fluide pur, mais un mélange de fluides "zéotropiques", tels que la température d'ébullition de ce mélange passe progressivement de T_{ce} à l'entrée jusqu'à T_{cs} à la sortie.

2) L'absorbeur n'est plus une enceinte à composition homogène et uniforme, mais une colonne longue, avec gradient de composition de la solution absorbante, qui varie progressivement de la phase pauvre au niveau de l'entrée jusqu'à la phase riche au niveau de la sortie. La vapeur circule à contre-courant du liquide dans cette colonne. L'idéal serait d'intégrer cet absorbeur à l'intérieur de la colonne d'épuisement afin de profiter du profil croissant des températures. Sur le plan technologique, cette intégration paraît difficile à réaliser. Une parade consiste à utiliser un mélange zéotropique intermédiaire circulant en boucle fermée dans le serpentin incorporé dans la colonne d'absorption et dans le serpentin incorporé dans la section d'épuisement de la colonne de distillation.

3) Le séparateur de la PAC sera lui-même une colonne de distillation fractionnée, alimentée en phase riche et produisant la phase pauvre et la phase volatile.

4.4.2. - PAC à adsorption ou à réaction gaz-solide

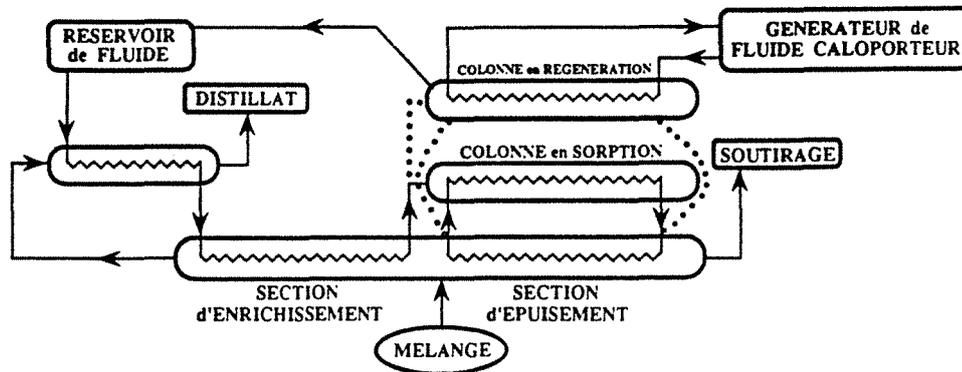


Figure 3.14 : Couplage d'une colonne diabatique de distillation avec une PAC à adsorption

Le schéma de cet appareil (fig. 3.14) est analogue dans son principe à celui de la PAC à absorption (fig. 3.13). La différence essentielle est que la phase sorbante est solide, donc immobile dans son récipient. Ce récipient de sorption est une longue colonne qui fonctionne à la manière d'une colonne de chromatographie frontale; le front de transformation de phase pauvre en phase riche progresse lentement d'une extrémité à l'autre de la colonne.

Le système fonctionne donc en régime discontinu périodique, avec deux colonnes de sorption en parallèle :

- l'une est en régime de sorption, avec transfert de chaleur à la colonne de distillation, par l'intermédiaire d'un fluide caloporteur, comme dans le cas précédent.

- l'autre est en régime de désorption-régénération, étant chauffée par un fluide caloporteur extérieur.

Le fluide de travail est stocké dans un réservoir, qui se vide dans la colonne de sorption et qui se ré-remplit, à partir de la colonne en régénération.

Il est intéressant de remarquer que pour maximiser le rendement exergetique du système, il ne faudrait pas que le fluide de travail de la PAC soit un corps pur, mais plutôt un mélange zéotropique. Par exemple, dans le cas de l'adsorption sur une zéolithe, il serait préférable de remplacer l'eau pure par un mélange, comme (eau + méthanol).

De même dans une PAC à réaction, du type étudié par B. SPINNER (42) où le solide réactif est un chlorure, par exemple le chlorure de calcium, il serait préférable de remplacer la méthylamine pure par un mélange d'ammoniac et de méthylamine.

V - COUPLAGE D'UNE COLONNE DE DISTILLATION AVEC UNE PAC A COMPRESSION

Après avoir étudié l'insertion des différents types de pompe à chaleur dans un procédé de distillation, nous nous intéresserons plus particulièrement au couplage d'une colonne de fractionnement avec une PAC à compression, en établissant un inventaire des couplages possibles et en posant leurs limites. La pompe à chaleur à compression reste le cas le plus rencontré industriellement dans une distillation classique.

5.1. - Les trois types de couplage : pompe à chaleur + distillation adiabatique

- Le premier type de couplage, représenté précédemment sur la figure 3.10, n'est autre qu'une pompe à chaleur à compression classique, opérant avec un fluide de travail indépendant du fluide de procédé. Ce fluide circule en circuit fermé entre l'évaporateur et le condenseur de la PAC. L'inconvénient de ce système réside dans le FORT ECART DE TEMPERATURE à l'entrée et sortie du compresseur.

- Le second type de couplage, montré sur la figure 3.15, ne diffère du premier que par le fait que l'échangeur de tête est supprimé : c'est la vapeur issue de la tête de la colonne qui est directement injectée dans le compresseur. Cette vapeur du procédé est alors utilisée comme fluide de chauffage de rebouilleur. Le liquide qui en sort est ensuite détendu et séparé en deux flux : l'un est le reflux réintroduit en tête de colonne, l'autre constitue le distillat. On parle ici de "Compression mécanique de vapeur" ou CMV.

Par rapport au premier système, ce second système a l'avantage de ne comporter qu'un seul échangeur au lieu de deux, mais il a l'inconvénient de perdre un degré de

liberté et donc de la souplesse de fonctionnement. Par ailleurs, l'écart de température entre l'entrée et la sortie du compresseur doit généralement être ELEVE, ce qui limite le champ d'application de ce couplage.

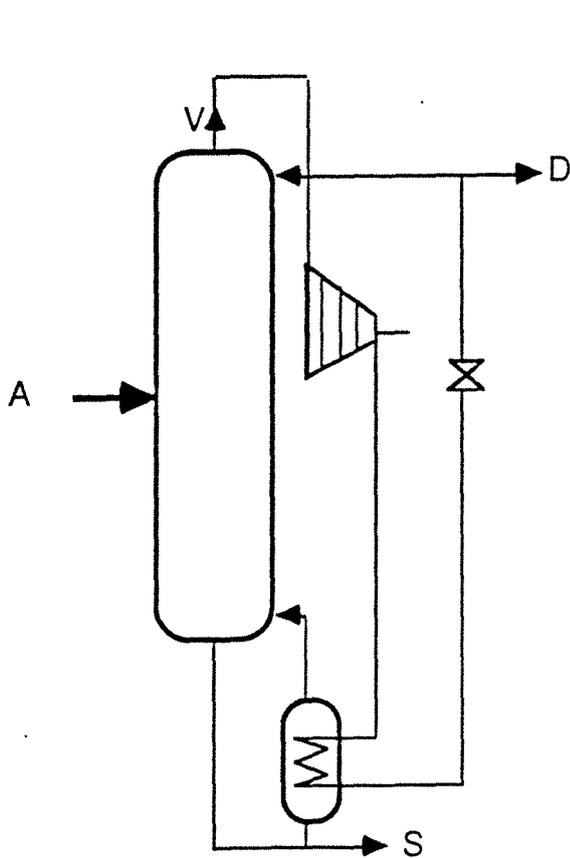


Figure 3.15 : Couplage de la distillation adiabatique avec une compression mécanique de vapeur.

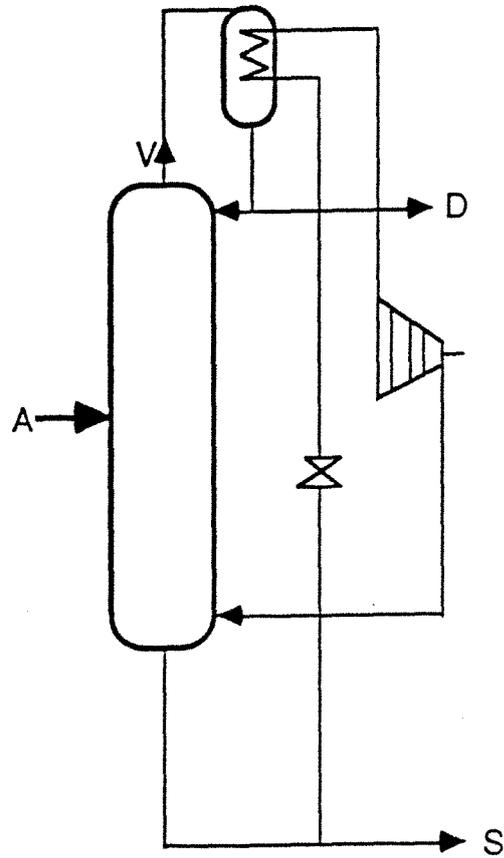


Figure 3.16 : Couplage d'une colonne adiabatique et d'une PAC opérant avec le liquide du soutirage.

- Le troisième type de couplage, montré sur la figure 3.16, peut être considéré comme "symétrique" du second type, en ce sens que c'est l'échangeur de pied (le rebouilleur) qui est supprimé : le liquide soutiré du pied de colonne est refroidi par détente puis utilisé comme fluide de refroidissement du condenseur de la colonne. La vapeur qui en sort est alors comprimée et ré-injectée en pied de la colonne. L'inconvénient du système réside toujours dans le GRAND ECART DE TEMPERATURE entre l'entrée et la sortie du compresseur.

5.2. - Les couplages pompe à chaleur + distillation diabatique

Dans la colonne diabatique, on favorise les échanges de chaleur à l'intérieur de la colonne elle-même. Comme le montre la figure 3.17, Q_C est le flux total de chaleur extrait des échangeurs de la colonne d'enrichissement et Q_B celui apporté par les échangeurs de la colonne d'épuisement. Pour une distillation analogue au cas précédent, le nombre de plateaux augmente mais les quantités de fluide frigoporteur et caloporteur diminuent considérablement.

Les figures 3.18, 3.19, 3.20 montrent trois cas de couplage de pompe à chaleur à compression et de colonne diabatique, (comportant donc un échangeur de chaleur incorporé à la colonne de fractionnement). Dans ces trois cas, la pompe à chaleur utilise en circuit fermé, un fluide indépendant du fluide de procédé.

. Colonne d'enrichissement (figure 3.18) :

Le premier cas est celui d'une colonne d'enrichissement pure, ce qui signifie encore que l'alimentation du mélange à séparer est introduite dans la colonne à un niveau très bas, juste au-dessus du rebouilleur.

C'est par exemple le cas de la distillation des jus de fermentation agricoles, qui ne contiennent que 10 % d'éthanol environ. Le rebouilleur, contenant de l'eau quasi-pure est à 100°C, le niveau de l'alimentation est en ébullition à environ 95°C.

Le fluide caloporteur de la PAC circule dans l'échangeur incorporé à la colonne de fractionnement et en sort sous forme de vapeur à une température un peu inférieure à 95°C, par exemple 90°C. Pour utiliser cette vapeur pour chauffer le rebouilleur, il suffira de la porter à une température de condensation légèrement supérieure à 100°C, par exemple 105°C. On pourra donc se contenter d'un compresseur à un seul étage, de faible coût.

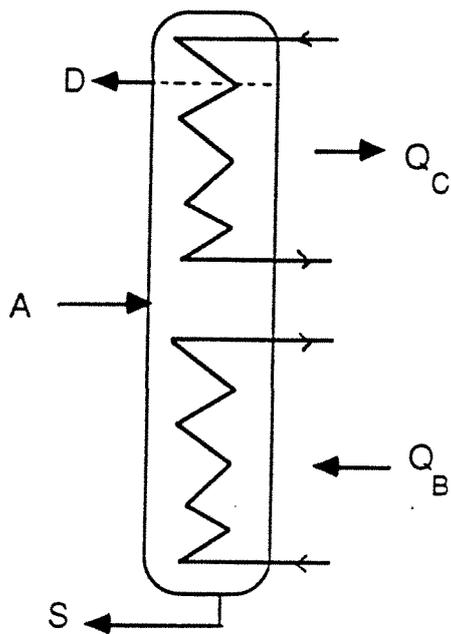


Figure 3.17 : Colonne de distillation diabatique.

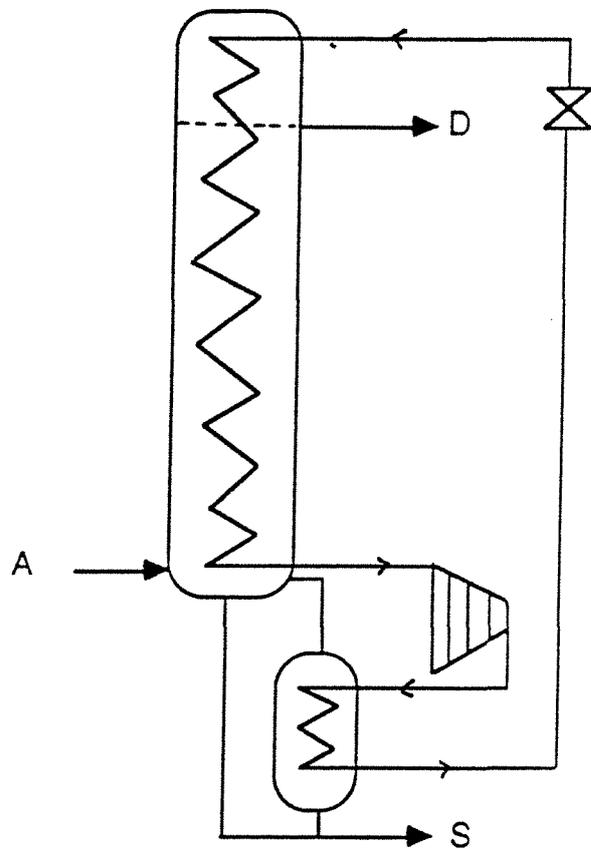


Figure 3.18 : Couplage d'une colonne d'enrichissement diabatique avec une PAC.

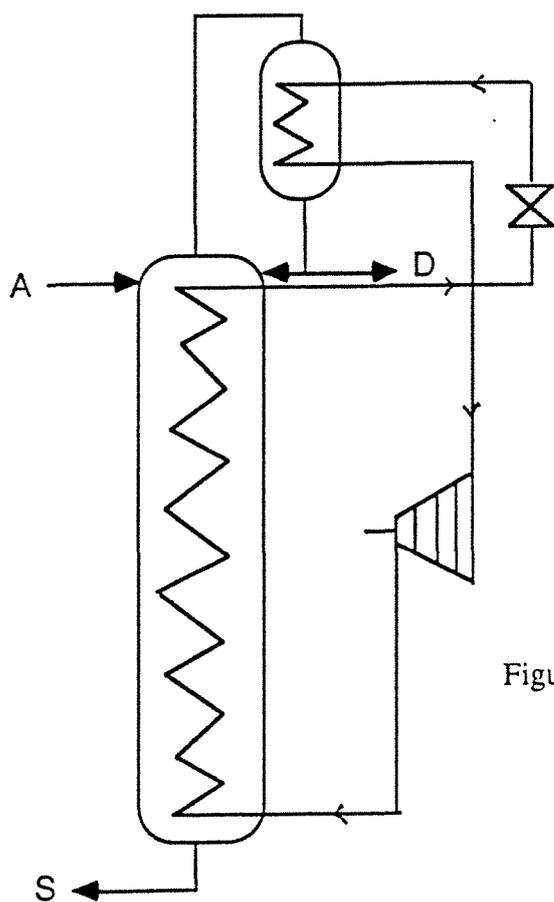


Figure 3.19 : Couplage d'une colonne diabatique d'épuisement avec une PAC.

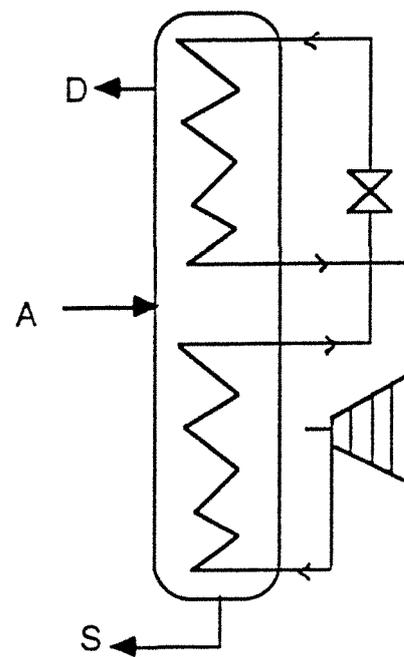


Figure 3.20 : Couplage d'une colonne diabatique complète avec une PAC.

. Colonne d'épuisement (figure 3.19) :

Le deuxième cas est, en quelque sorte, le symétrique du précédent. Il s'agit d'une colonne d'épuisement pure, en ce sens que le mélange à séparer est introduit à un niveau très haut, juste en dessous du niveau d'injection du liquide de reflux. Dans ce cas, l'échangeur incorporé est un "rebouilleur progressif" uniformément réparti, chauffé par la condensation de la vapeur du fluide calogène sortant, à haute pression, du compresseur.

. Colonne complète (figure 3.20) :

Le troisième cas est celui d'une colonne complète, formée d'une section supérieure d'enrichissement et d'une section inférieure d'épuisement. Le mélange d'alimentation est injecté en milieu de colonne. La pompe à chaleur est complètement intégrée à la colonne de fractionnement, puisque son condenseur chauffe le "rebouilleur progressif" de la section d'épuisement et que son évaporateur est chauffé par le condenseur progressif de la section d'enrichissement.

Par rapport à la colonne classique, nous avons réduit l'écart de température entre l'entrée et la sortie du compresseur. Comme nous l'avons précisé précédemment, de tels couplages nécessitent l'utilisation de mélanges zéotropiques, afin de diminuer les pertes exergetiques. Les figures 3.21 et 3.22 présentent les profils de températures des différents fluides dans le cas d'une colonne adiabatique et diabatique.

CAS PARTICULIER : Colonne de distillation diabatique + CMV :

Les figures 3.23, 3.24, 3.25, montrent trois cas qui sont les homologues respectifs des figures 3.18, 3.19, 3.20. La seule différence concerne le fluide qui traverse le compresseur : c'est ici le fluide du procédé lui-même, et non plus un fluide indépendant.

- Colonne d'enrichissement (figure 3.23)

Dans ce cas, le liquide issu du pied de colonne est détendu donc refroidi puis injecté dans l'échangeur intégré, où il s'échauffe et s'évapore. La vapeur passera ensuite dans le compresseur et est réinjectée en bas de colonne en tant que "reflux" du soutirage.

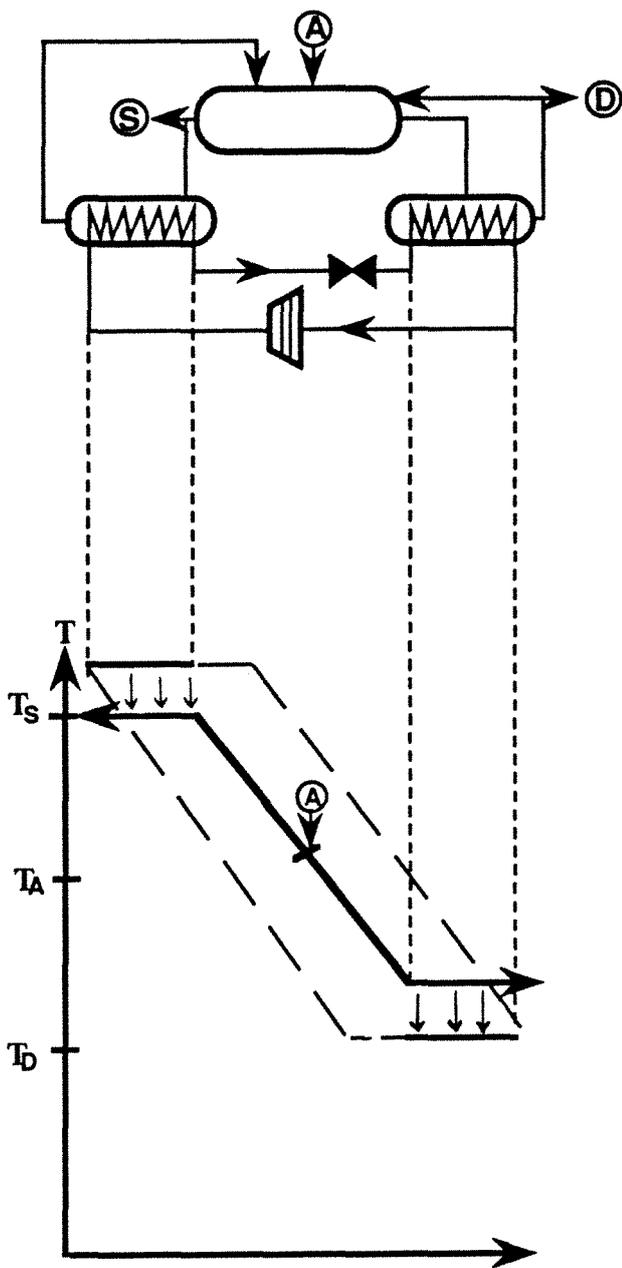


Figure 3.21: Profil de temperature dans une colonne adiabatique couplée avec une P.A.C utilisant un corps pur

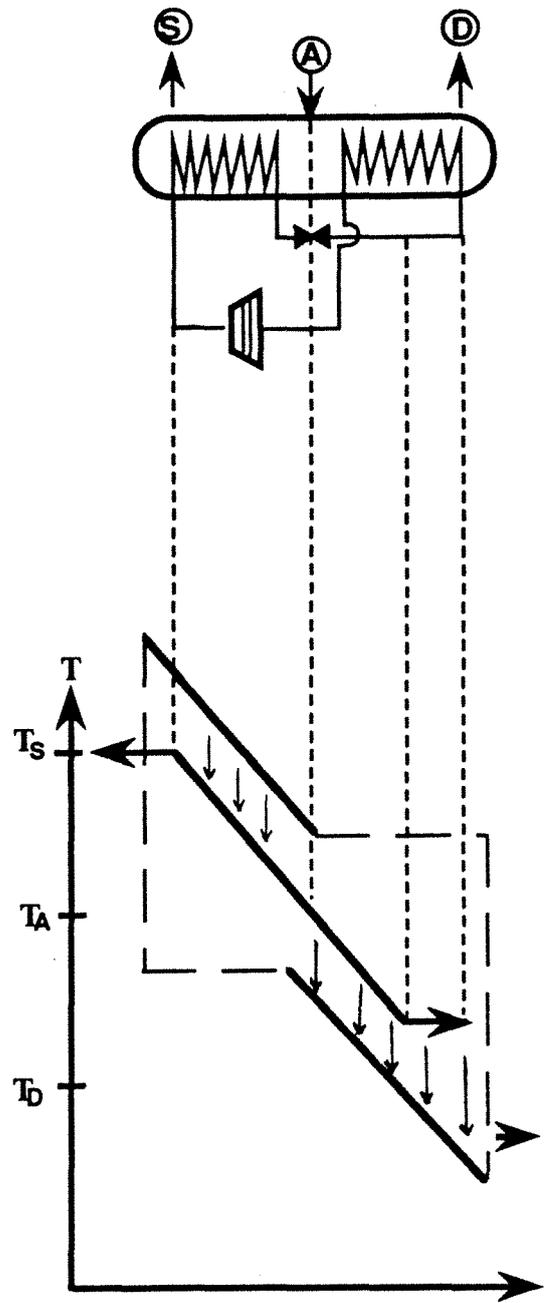


Figure 3.22: Profil de température dans une colonne diabatique couplée avec une P.A.C utilisant un mélange zéotropique

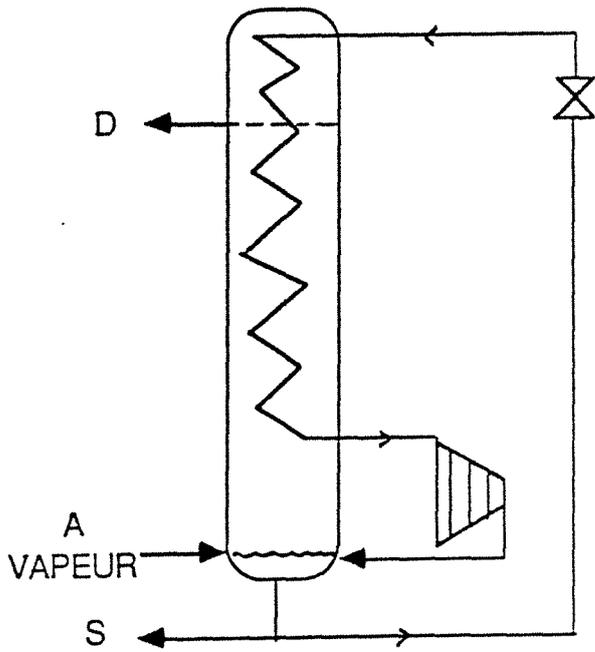


Figure 3.23 :

Couplage d'une colonne diabatique d'enrichissement avec une PAC utilisant le soutirage.

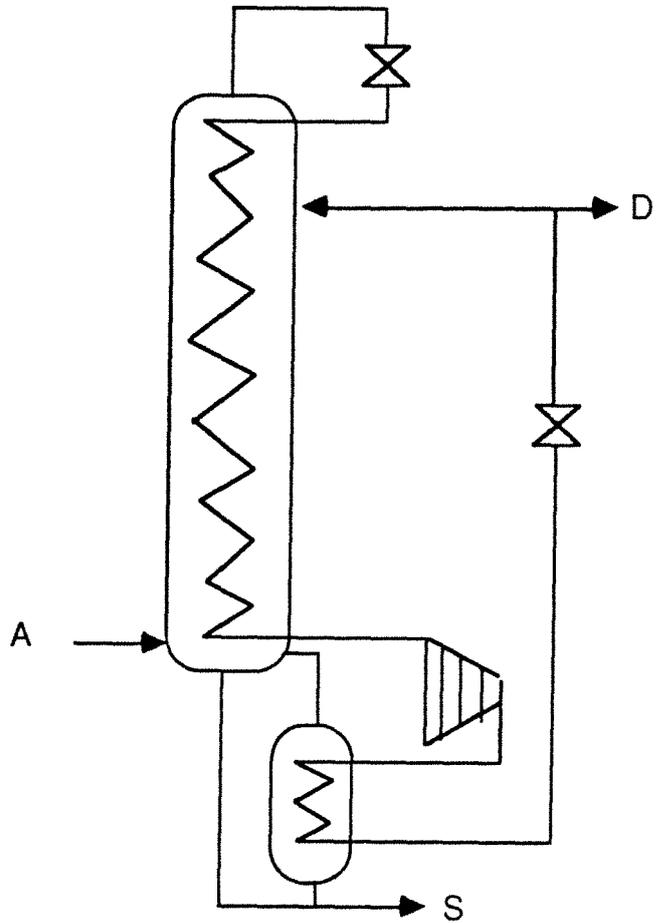


Figure 3.23 bis : Couplage d'une colonne diabatique d'enrichissement avec une PAC utilisant le distillat.

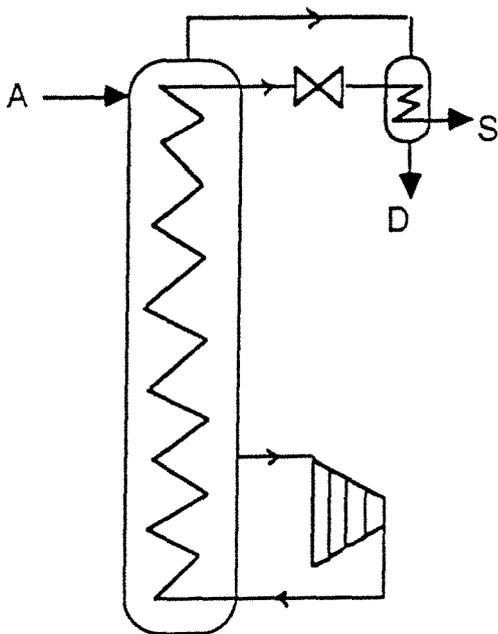


Figure 3.24 :

Couplage de la colonne diabatique d'épuisement avec la compression mécanique de vapeur du soutirage.

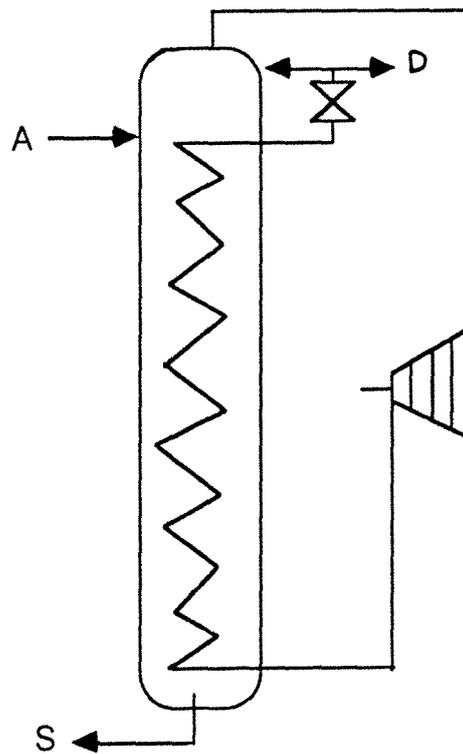


Figure 3.24 bis : Couplage de la colonne diabatique d'épuisement avec la compression mécanique de vapeur du distillat.

Une alternative consiste à utiliser le distillat, comme représenté sur la figure 3.23bis : la vapeur issue de la tête est détendue donc partiellement liquéfiée puis injectée dans l'échangeur intégré, où elle s'échauffe. Ce cas est à rejeter car il a le désavantage de n'utiliser dans l'échangeur interne que la chaleur sensible du fluide. Il est évident que l'on ne pourra pas condenser la totalité du reflux souhaité.

- Colonne d'épuisement (figure 3.24)

Seul le cas utilisant le soutirage "vapeur" peut être intéressant : le soutirage vaporisé est comprimé puis condensé dans l'échangeur de la colonne d'épuisement. Le liquide sortant est ensuite détendu puis réchauffé par le condenseur du haut de colonne. Cependant, on utilise dans l'échangeur de la zone d'épuisement une grande partie de la chaleur latente du fluide pour vaporiser le soutirage, le reste ne sera pas suffisant pour assurer le rebouillage interne. Ce cas semble donc être désavantageux.

En utilisant le distillat comme fluide de travail (cf. figure 3.24bis), la distillation adiabatique ne présente plus d'avantage par rapport à son homologue classique, car l'écart de température entre l'entrée et la sortie du compresseur reste élevé : la vapeur issue de la tête est comprimée puis entièrement recyclée à travers l'échangeur intégré, où elle se refroidit et se condense. Le liquide sort de cet échangeur à une température voisine de celle qui règne en tête de colonne. Il est alors détendu et une partie du liquide est réinjecté en haut de colonne, en tant que reflux.

Pour la colonne d'épuisement, l'utilisation du fluide du procédé ne convient pas pour une PAC.

- Colonne complète (figure 3.25)

Dans le cas général, présenté ici, nous faisons une synthèse des dispositifs les plus intéressants proposés dans les cas précédents. Seul l'utilisation du soutirage est intéressant. Le liquide issu du pied de la colonne est détendu, donc refroidi et utilisé comme fluide frigoporteur dans le condenseur intégré à la colonne d'enrichissement. La vapeur issue de cet échangeur est comprimée et condensée dans la section d'épuisement, fournissant alors un soutirage liquide.

L'inventaire des couplages "distillation diabatique + CMV" nous a permis de constater que le cas le plus favorable reste celui où l'on utilise le soutirage liquide comme fluide de travail. On utilise en effet, dans ce cas, l'avantage de la distillation diabatique qui est de diminuer l'écart de température entre le condenseur et le rebouilleur.

Cependant, en entrant dans des considérations plus théoriques, il est très peu probable que le soutirage, proche du composé pur le plus lourd, fournisse un profil de température dans l'échangeur intégré, parallèle au profil de température du fluide du procédé entre l'alimentation et le distillat ou entre l'alimentation et le soutirage. Suivant l'allure du diagramme "température versus composition", l'écart de température entre le soutirage partiellement vaporisé et le soutirage vapeur est faible par rapport à l'écart de température entre le distillat et l'alimentation comme l'indique la figure 3.26 (ceci quelle que soit la pression car les profils $T(x)$ sont pratiquement parallèles pour différentes pressions). Pour un profil de température donnée, nous avons montré en application, qu'il n'est pas possible d'utiliser un mélange d'heptane-octane comme fluide de travail pour une distillation de ce même mélange.

5.3. - Conclusion

Le couplage "distillation diabatique + PAC" est, en général, avantageux uniquement dans le cas où la PAC utilise un fluide indépendant du procédé, car il aura un profil parallèle au profil du procédé qui implique une amélioration par rapport à l'utilisation du soutirage, notée sur la figure 3.26. L'utilisation d'un fluide indépendant nous laisse un degré de liberté supplémentaire et donc de la souplesse de fonctionnement (d'où la possibilité d'ajuster les profils de température de façon à réduire les pertes exergétiques). Nous retiendrons donc les cas correspondant aux figures 3.18, 3.19 et 3.20, comme les cas les plus avantageux par rapport à la distillation adiabatique (cf. figure 3.15).

On notera qu'il ne s'agit que d'un inventaire des divers systèmes qui sont scientifiquement possibles a priori.

Il est toutefois certain que le remplacement d'une distillation adiabatique classique par une distillation diabatique, permettra de réduire la différence de température et donc la différence de pression à vaincre avec le compresseur. On pourra donc se contenter de compresseurs de plus faible performance, donc de plus faible coût.

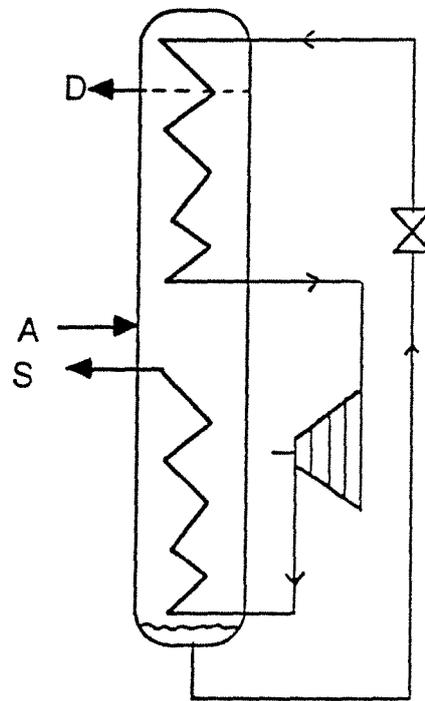


Figure 3.25 : Couplage d'une colonne diabatique complète avec une PAC utilisant le soutirage.

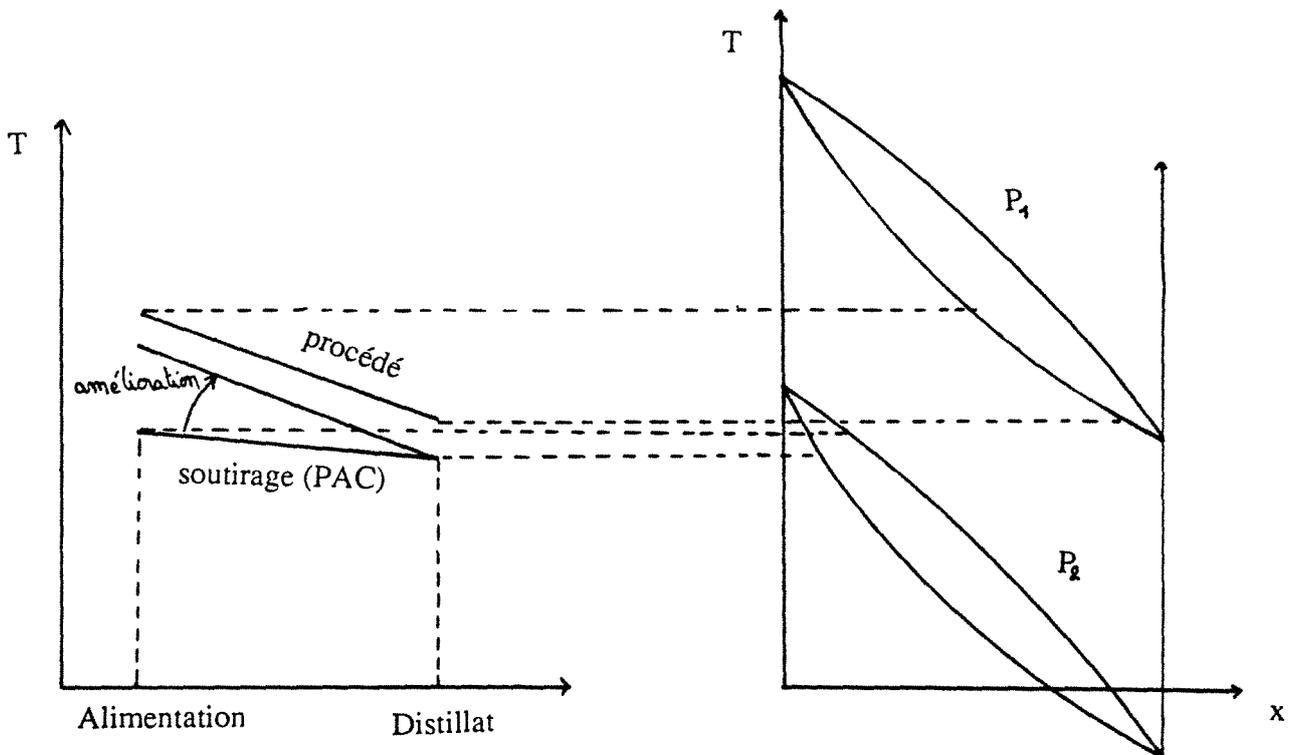


Figure 3.26 : Profil de température obtenu en utilisant le soutirage comme fluide de travail.

VI - EXEMPLES D'APPLICATION

6.1. - Quelques rappels théoriques

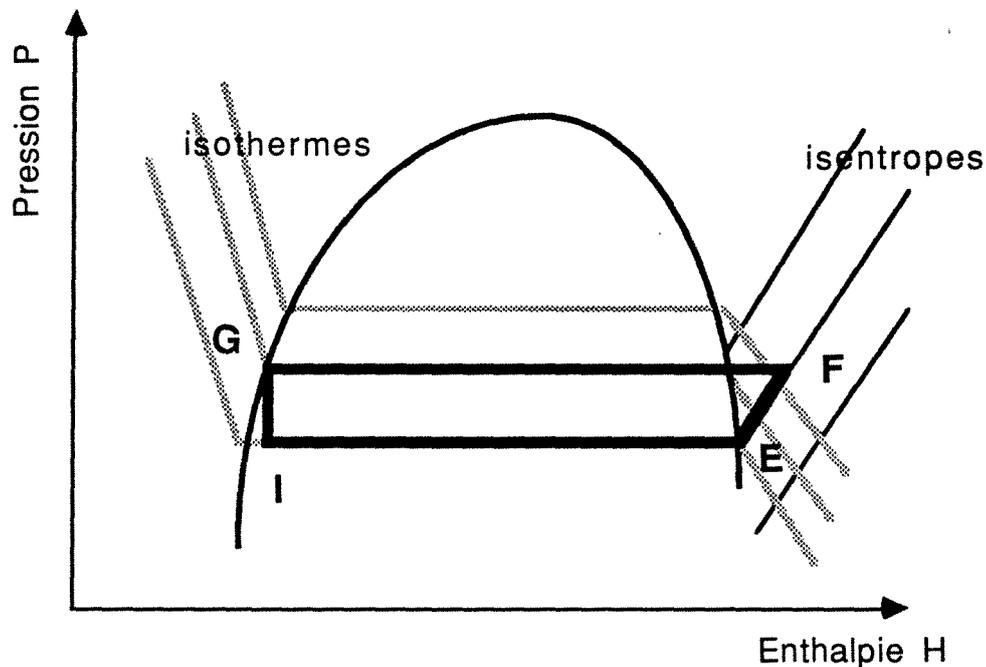


Figure 3.27 : Diagramme Log P / H : cycle de compression de vapeur.

La figure 3.27 représente le cycle de compression suivi par le fluide frigorigène :

- IE : Evaporation isobare
- EF : Compression isentropique
- FG : Condensation isobare
- GI : Détente isenthalpique

Les points E et G ont des états bien définis : en E, le fluide est une vapeur saturante à une température inférieure au fluide du procédé. En G, il s'agit d'un liquide bouillant à une température supérieure à celle du fluide du procédé. On supposera dans les calculs, une différence de température $\Delta T = 5^{\circ}\text{C}$ dans chaque échangeur.

Pour les corps purs, les pressions sont déterminées connaissant les deux points E et G. Par ailleurs, à partir du diagramme Log P-H, il est possible de définir les caractéristiques du point I.

Pour les mélanges zéotropiques, un paramètre arbitraire intervient : la composition massique du mélange.

Suivant cette composition, le profil de température est plus ou moins parallèle à celui du fluide côté procédé. On choisira une composition se rapprochant le plus possible d'un pincement thermique uniforme égal à 5°C. Les pressions dans chaque zone sont alors déterminées. A partir du diagramme "enthalpie-composition" aux pressions prédéfinies, il est possible de trouver les caractéristiques de I.

Pour le calcul du point F, l'idéal serait de considérer l'état du fluide comme étant une vapeur saturante. Cependant, la réalité se rapproche plus d'une compression isentropique, où la vapeur obtenue est saturée.

Pour faciliter les calculs et pour une première approche, nous supposons la vapeur comme étant un GAZ PARFAIT (46)

Dans les conditions d'une compression isentropique (EF), la température au point F vérifie :

$$T_F = T_E \left(\frac{P_F}{P_E} \right)^{\frac{\gamma-1}{\gamma}} \quad (3.1)$$

avec $\left\{ \begin{array}{l} - T_E : \text{Température en E} \\ - P_E : \text{Pression en E} \\ - P_F : \text{Pression en F} \\ - \gamma : \text{Rapport des capacités thermiques massiques} \end{array} \right.$

Le travail par unité de masse du fluide à comprimer, à fournir à un système ouvert en régime permanent est déterminé à partir de la relation suivante que l'on intègre :

$$\overline{W} = \int_{EF} \overline{V} dP \quad (3.2)$$

En se déplaçant sur une isentrope et pour un gaz parfait on a $P \overline{V}^\gamma = \text{constante}$, d'où :

$$\overline{W} = \frac{\gamma R T_E}{(\gamma-1) M} \left(\left(\frac{P_F}{P_E} \right)^{\frac{\gamma-1}{\gamma}} - 1 \right) \quad (3.3)$$

avec $\left\{ \begin{array}{l} - R : \text{constante des gaz parfaits} \\ - M : \text{masse molaire du mélange ou du corps pur} \\ - \overline{W} : \text{travail en kJ/kg} \end{array} \right.$

Dans un souci de comparaison, nous utiliserons cette expression du travail pour les mélanges zéotropiques et pour les corps purs.

Cette expression peut s'écrire de la façon suivante :

$$\overline{W} = \frac{\gamma R}{(\gamma - 1) M} (T_F - T_E) \quad (3.4)$$

Le travail est donc fonction de la température d'entrée et de sortie du compresseur, d'où l'intérêt possible dans la distillation adiabatique car T_E augmente.

La compression peut être limitée par le taux de compression τ :

$$\tau = \frac{T_E \cdot P_F}{T_F \cdot P_E} \quad (3.5)$$

Si ce taux devient trop élevé, aucun fluide ne sort du compresseur. Pratiquement, on limite les taux de compression à 5 (dans le cas de rapports de compression élevés, il faut envisager plusieurs compresseurs en série).

Expression d'un critère de quantité

Pour une distillation donnée, recevant une quantité de chaleur Q_B (kW), il faut fournir à la pompe à chaleur un travail W . A partir de ces grandeurs, il est possible d'établir un critère de quantité le COefficient de Performance (COP) défini par l'expression suivante :

$$\text{COP} = \frac{\text{chaleur utile produite}}{\text{énergie coûteuse fournie}} = \frac{Q_B}{W} \quad (3.6)$$

6.2. : Application au système : EAU/ETHANOL

Le couplage d'une PAC avec la distillation a déjà été testé dans des procédés d'industries agricoles (43, 44). La référence (45) fournit la description complète d'une installation de distillation adiabatique où le condenseur classique a été remplacé par un condenseur d'alcool/évaporateur d'eau sous vide. La vapeur ainsi produite est comprimée (compresseur bi-étagé) et ré-injectée en pied de colonne pour y entretenir l'ébullition. La

vapeur passe de 0,4 bar à 1,4 bar. La puissance absorbée est 580 kW. Le coefficient de substitution est de 7,3 thermies par kwh et le temps de retour du sur-investissement est de 2,7 ans.

Nous nous proposons de montrer ci-après que ce système peut être fortement amélioré par l'emploi d'une colonne de distillation DIABATIQUE.

Nous traiterons le problème suivant :

Alimentation : EAU/ETHANOL composition massique $x_{A,m} = 0,35$ (en éthanol)
température $T_{Ae} = 83,6^{\circ}\text{C}$
débit $A_m = 1 \text{ kg/s}$

Distillat composition massique $x_{D,m} = 0,90$
température $T_D = 78,25^{\circ}\text{C}$
débit $D_m = 0,346 \text{ kg/s}$

Soutirage composition massique $x_{S,m} = 0,05$
température $T_S = 95^{\circ}\text{C}$
débit $S_m = 0,654 \text{ kg/s}$

Les caractéristiques des colonnes à distiller d'enrichissement (nombre d'étages, compositions, températures) sont données en annexe V. Dans cette même annexe, on trouvera les détails du calcul et les résultats intermédiaires pour le couplage de la colonne avec une PAC.

Le tableau 3.1 rappelle les résultats pour les différentes colonnes d'enrichissement et pour les différents fluides de travail (H_2O , R114, $\text{H}_2\text{O}/\text{NH}_3$ 34 %, 9 %, et 5 %). Nous pouvons constater que le couplage "DISTILLATION DIABATIQUE-PAC" est beaucoup plus avantageux que le couplage distillation adiabatique-PAC à condition de choisir le mélange zéotropique approprié. Le travail à fournir au compresseur diminue et le COP augmente par rapport au système classique. En prenant le travail minimum obtenu pour la colonne adiabatique et celui obtenu pour la colonne diabatique, nous pouvons définir le gain minimum :

$$G = 1 - \frac{W_{\text{diabatique}}}{W_{\text{adiabatique}}} = 32 \% \quad (3.7)$$

Avec notre exemple, il est donc possible d'économiser 32 % de l'énergie, en utilisant une colonne diabatique et un mélange zéotropique H₂O/NH₃ à 9 %, par rapport à une colonne adiabatique utilisant un corps pur (H₂O) ou un mélange H₂O/NH₃ à 5 %.

FLUIDE DE TRAVAIL	ADIABATIQUE				DIABATIQUE	
	Eau	R114	H ₂ O/NH ₃ 34 %	H ₂ O/NH ₃ 5 %	H ₂ O/NH ₃ 34 %	H ₂ O/NH ₃ 9 %
Quantité de fluide (kg/s)	0,74	20,76	0,66	0,72	0,69	0,74
Rapport des pressions sortie et entrée du compresseur	3,03	1,75	16,36	3,13	9	2,13
Travail (kW)	151	205	430	152	338	103
COP	11,8	8,7	4,2	11,6	5,3	17,2

Tableau 3.1 : Récapitulatif des résultats du couplage "PAC + Colonne d'enrichissement" pour le système EAU/ETHANOL

6.3. - Application au système : N-HEPTANE / N-OCTANE

Afin de prouver que la distillation diabatique peut diminuer la consommation d'énergie, nous avons étendu l'exemple à une distillation complète d'un mélange d'hydrocarbures n heptane-n octane présentant une différence de température entre le bouilleur et le condenseur d'environ 23°C. Les conditions opératoires, indiquées ci-dessous, ont été traitées en annexe V pour une colonne adiabatique et diabatique, en supposant les mêmes quantités de chaleur aux bouilleurs et aux condenseurs.

Alimentation Composition molaire : $x_A = 0,5$ (en heptane)
 Température : $T_A = 109,2^\circ\text{C}$
 Débit molaire : $A = 1 \text{ mol/s}$

Distillat Composition molaire : $x_D = 0,95$
 Température : $T_D = 99,7^\circ\text{C}$
 Débit molaire : $D = 0,5 \text{ mol/s}$

Soutirage

Composition molaire :

$$x_S = 0,05$$

Température :

$$T_S = 122,7^\circ\text{C}$$

Débit molaire :

$$S = 0,5 \text{ mol/s.}$$

a) La Recompression Mécanique de Vapeur

Dans cette première partie, nous allons tenter de trouver s'il existe une composition du mélange n.heptane-n.octane qui puisse suivre le profil idéal de la PAC indiqué sur la figure 3.28.

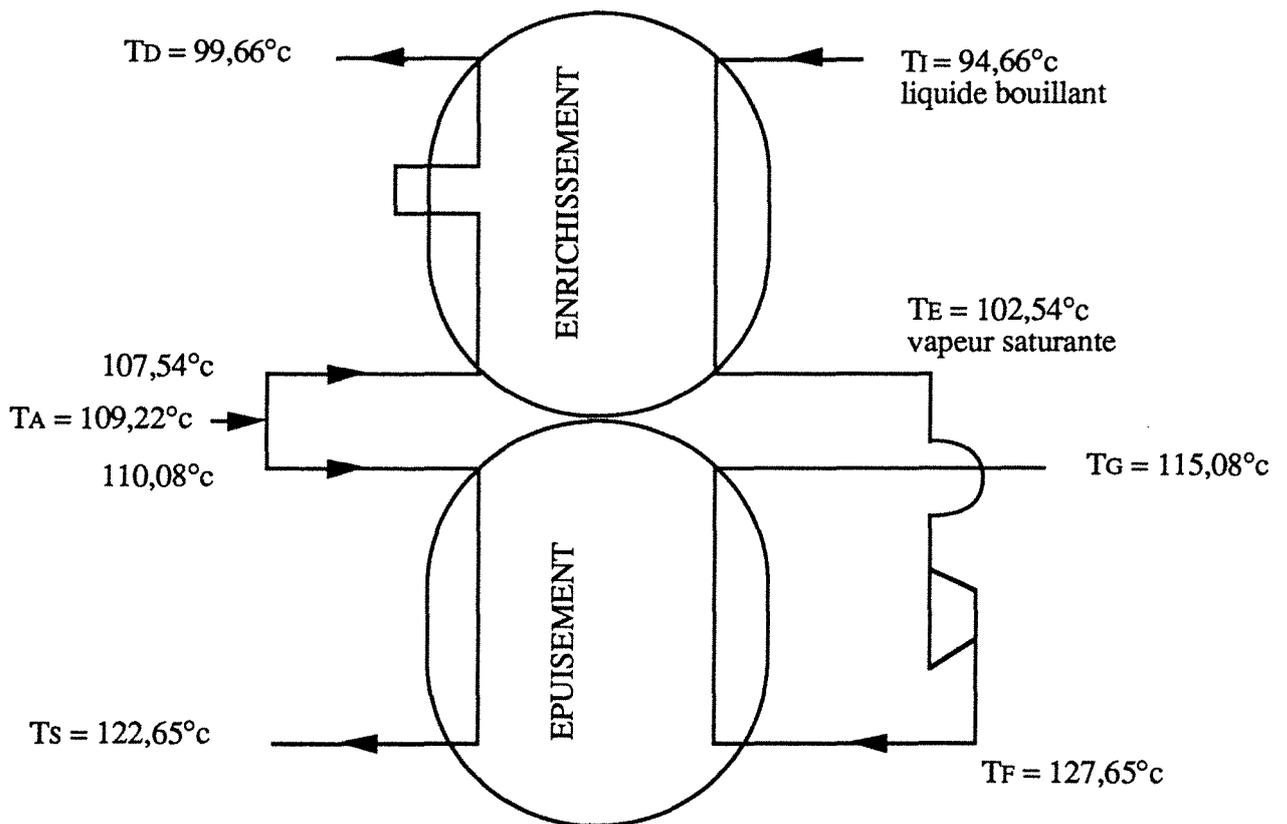


Figure 3.28 : Températures des différents fluides dans le couplage "PAC idéal + distillation diabatique du n.heptane-n.octane"

Considérons tout d'abord l'évaporateur de la PAC qui se trouve dans la zone d'enrichissement.

Au point I, le mélange est un liquide bouillant à $T_I = 94,66^\circ\text{C}$ et sous une pression P_I . En considérant le mélange idéal (ce qui est confirmé par l'étude thermodynamique du mélange en annexe I), la pression totale peut s'exprimer en fonction des pressions de vapeur P_i° de chaque constituant suivant la règle de Dalton :

$$P_I = x_I P_1^\circ(T_I) + (1-x_I) P_2^\circ(T_I) \quad (3.8)$$

De même, au point E, le mélange est une vapeur saturante à $T_E = 102,54^\circ\text{C}$ et sous la même pression P_I .

$$P_I = x_E P_1^\circ(T_E) + (1 - x_E) P_2^\circ(T_E) \quad (3.9)$$

avec x_E composition molaire en équilibre avec le mélange $y_E = x_I$.

La loi de Raoult considère les vapeurs présentes dans un mélange comme des gaz parfaits :

$$P_I = x_E P_1^\circ(T_E) = y_E P_I \quad (3.10)$$

Par conséquent :

$$x_E = x_I \frac{P_I}{P_1^\circ(T_E)} \quad (3.11)$$

Les équations (3.8), (3.9) et (3.11) conduisent à une équation du second degré en x_I :

$$\begin{aligned} & \left[P_1^\circ(T_I) - P_2^\circ(T_I) \right] \left[1 - \frac{P_2^\circ(T_E)}{P_1^\circ(T_E)} \right] x_I^2 + \left[2P_2^\circ(T_I) - \frac{P_2^\circ(T_I)P_2^\circ(T_E)}{P_1^\circ(T_E)} - P_1^\circ(T_I) \right] x_I \\ & + P_2^\circ(T_E) - P_2^\circ(T_I) = 0 \end{aligned} \quad (3.12)$$

Les pressions de vapeur saturante sont souvent disponibles sous la forme de la relation d'Antoine :

$$\text{Log } P_i^\circ = a - \frac{b}{T+c} \quad (3.13)$$

{ où T est la température exprimée en $^\circ\text{C}$
 { et P_i° est la pression de vapeur en mm de Hg

Les constantes de l'équation d'Antoine pour le n-heptane et le n-octane sont données en annexe I. Nous obtenons les valeurs suivantes :

$$\begin{aligned} - \text{à } T_I = 94,66^\circ\text{C} : & \quad P_1^\circ(T_I) = 679,6 \text{ mm Hg} \\ & \quad P_2^\circ(T_I) = 294,6 \text{ mm Hg} \\ - \text{à } T_E = 102,54^\circ\text{C} : & \quad P_1^\circ(T_E) = 856,2 \text{ mm Hg} \\ & \quad P_2^\circ(T_E) = 381,8 \text{ mm Hg} \end{aligned}$$

L'équation (3.12) se ramène à l'équation algébrique suivante :

$$213,3 x^2 - 221,8 x + 87,16 = 0$$

qui ne possède pas de racine.

En conclusion, il n'est pas possible de trouver un mélange de n-heptane/n-octane susceptible de suivre le profil idéal parallèle à celui du procédé avec un pincement uniforme de 5°C . Par conséquent, dans ce cas, la recompression mécanique de vapeur est à rejeter. Il est préférable d'utiliser une PAC avec un fluide de travail indépendant de celui du procédé.

b) Le couplage "PAC + distillation"

Dans l'annexe V, on trouvera les détails du calcul et des résultats intermédiaires pour le couplage :

- d'une distillation adiabatique avec une PAC à eau
- d'une distillation diabatique avec une PAC à mélange EAU/AMMONIAC à 5 %.

Le tableau 3.2 regroupe l'essentiel des résultats pour les différentes colonnes.

	ADIABATIQUE	DIABATIQUE
FLUIDE DE TRAVAIL	EAU	EAU/AMMONIAC 5 %
Quantité de fluide (kg/s)	$2,15 \cdot 10^{-2}$	$2,15 \cdot 10^{-2}$
Taux de compression	2,35	1,87
Travail (kW)	4,95	3,56
C.O.P.	10,23	14,23
Energie supplémentaire à extraire	4,02	2,64

Tableau 3.2 : Récapitulatif des résultats du couplage "PAC + Distillation" pour le système n.HEPTANE/n.OCTANE

Nous pouvons constater que le couplage diabatique est plus intéressant car il a l'avantage d'augmenter le COP et de diminuer le travail à fournir au compresseur. D'après la relation (3.7) nous obtenons une économie de 28 %.

$$G = 28,1 \%$$

VII - CONCLUSIONS

Le principe de la distillation diabatique remet en cause l'application des pompes à chaleur dans les procédés de distillation. En diminuant l'écart de température entre la sortie du condenseur et l'entrée du rebouilleur, et en utilisant un fluide zéotrope, l'énergie à fournir au compresseur est plus faible car la différence de pression à vaincre est plus petite. Deux exemples de couplage de distillation + PAC à compression ont montré l'avantage de la distillation diabatique avec un gain possible de 30 % environ sur le travail à fournir au compresseur. Ceci se traduit non seulement par une diminution du coût opératoire mais aussi par une diminution du coût d'investissement car le compresseur sera moins important. Mais n'oublions pas que la distillation diabatique implique un nombre d'étages plus important et nous voyons apparaître alors le compromis entre le coût de la colonne total et le gain apporté.

Il a été montré aussi que le choix de mélange zéotrope était primordial, dans la mesure où, suivant la composition, nous sommes passés d'un système défavorable (composition d'un mélange à 34 %) à un système avantageant la distillation diabatique (composition de 9 %). L'étude des profils de température permet de trouver la

composition idéale pour laquelle la température du fluide calogène suit de façon parallèle et rapprochée celle du procédé.

Par ailleurs, dans l'inventaire des couplages "distillation diabatique + PAC à compression", il semblerait que la compression mécanique de vapeur du procédé est désavantageuse de par son manque de souplesse. Il n'est pas possible (ou rarement possible) d'ajuster de façon exergétiquement économique, le profil de température du fluide parallèlement à celui du procédé.

Nous retiendrons donc la possibilité d'une économie d'énergie lors du couplage 'Distillation Diabatique et PAC à compression', à condition de choisir un mélange zéotropique approprié capable de fournir un profil de température quasiment parallèle à celui du fluide du procédé.

NOMENCLATURE DU CHAPITRE III

SYMBOLES LATINS

A	débit d'alimentation (mol/s)
D	débit de distillat (mol/s)
G	gain sur le travail en prenant une colonne diabatique
H	enthalpie (kJ/kg)
L	débit (kg/s)
M	masse molaire (kg/mol)
P	pression (Pa)
Q	quantité de chaleur (kW)
R	constante des gaz parfaits (kJ/K.mol)
S	débit de soutirage (mol/s)
T	température (K)
V	volume (m ³)
W	travail (kW)
x	composition molaire

SYMBOLES GRECS

Δ	différence
γ	rapport des capacités thermiques massiques
τ	taux de compression

INDICES

A	alimentation
B	bouilleur
C	condenseur
D	distillat
e	entrée
is	isentropique
m	massique
s	sortie
S	soutirage

EXPOSANTS

—	par unité de masse
o	constituant pur
r	quantité restante

ABREVIATIONS

COP	coefficient de performance
CMV	compression mécanique de vapeur
EXO-BT	réacteur exothermique basse température
ENDO-HT	réacteur endothermique haute température
PAC	pompe à chaleur

CONCLUSION GENERALE

CONCLUSION GENERALE

La distillation est un des procédés de séparation les plus utilisés dans le monde industriel mais reste un grand consommateur d'énergie suite à une importante création d'entropie. Les phénomènes relevant des équilibres de phases, du transfert couplé de matière et de chaleur sont potentiellement réversibles. Pour pallier aux irréversibilités, une parade consiste à amener les flux entrants à un équilibre thermodynamique par un apport d'énergie : on parle alors de **DISTILLATION DIABATIQUE** ou **QUASI-REVERSIBLE**. Concrètement, ce procédé s'obtient en intégrant le rebouilleur dans la zone d'épuisement, de manière à vaporiser le liquide progressivement et en plaçant une partie du condenseur dans la zone d'enrichissement. Le présent rapport a pour but de comparer la distillation classique adiabatique et la distillation diabatique ou quasi-réversible.

Nous avons montré dans une première partie, qu'il était important de cibler l'environnement de la colonne à distiller. En effet, le nouveau procédé minimise la création d'entropie et maximise le rendement exergetique en augmentant les gradients thermiques des fluides caloporteur et frigoporteur. Cette conséquence peut être avantageuse si la diminution ou l'augmentation de la température de ces fluides en sortie des échangeurs trouve une utilisation dans le contexte industriel.

L'augmentation du gradient thermique des fluides frigoporteur et caloporteur, implique aussi, lorsque l'on utilise leur chaleur sensible, une diminution de leur consommation.

Nous avons proposé par ailleurs un modèle type Ponchon-Savarit pour décrire la distillation diabatique. Deux conséquences importantes résultent de cette étude :

- le nombre de plateaux augmente lorsque l'on introduit des échangeurs à l'intérieur de la colonne.

- le diamètre de la colonne diabatique n'est pas constant, il diminue lorsque l'on s'approche des extrémités.

Dans le cas où les quantités de chaleur sont identiques au cas adiabatique, le plus grand diamètre sera celui de la colonne adiabatique.

Un compromis entre les frais d'installations, les frais de fonctionnement comprenant la consommation des fluides vecteurs d'énergie thermique et les

irréversibilités (dont la diminution peuvent apporter des gains économiques sur le site industriel) sera à trouver pour optimiser l'utilisation de la colonne diabatique.

Dans un deuxième temps, une colonne expérimentale d'un diamètre de 150 mm, munie de 10 plateaux perforés surmontés chacun d'un serpentin, a permis d'effectuer des distillations adiabatiques et diabatiques, fonctionnant soit en enrichissement soit en épuisement. Son étude hydrodynamique a montré que l'insertion d'échangeurs sur le plateau diminuait ses capacités maximales, mais provoquait des zones de turbulence et augmentait ainsi l'efficacité de la séparation. Il a été montré par ailleurs la faisabilité technique de la distillation diabatique.

La consommation des fluides frigoporteur et caloporteur s'est retrouvée réduite et leur gradient thermique a augmenté. Le rendement exergetique a considérablement été amélioré pour la colonne d'enrichissement. Par contre, pour la colonne d'épuisement, l'augmentation du gradient thermique n'a pas été suffisante par rapport au niveau déjà élevé du caloporteur, pour constater une nette amélioration.

Il s'est avéré aussi qu'il était nécessaire de réduire le diamètre du plateau aux extrémités de la colonne, en particulier vers le soutirage lorsque l'on supprime le rebouilleur. En effet, pour garder une hydrodynamique convenable, donc une efficacité constante, il est important de réajuster ce diamètre en fonction des débits liquide et vapeur.

Le modèle type Ponchon-Savarit appliqué à la distillation diabatique et établi dans la première partie a permis de simuler les expériences en épuisement et en enrichissement. En supposant une efficacité constante dans toute la colonne, nous avons reproduit toutes les manipulations. La simulation donne des résultats satisfaisants pour la colonne d'enrichissement; par contre les résultats sont moins concluants en épuisement car la colonne travaille dans un domaine de concentration très faible et souvent inférieur à 5 %, provoquant ainsi une diminution de l'efficacité. L'écart entre les résultats expérimentaux et les résultats simulés est la conséquence de l'hypothèse d'une efficacité globale, constante, calculée à partir des plateaux travaillant avec des concentrations élevés et certes supérieures à 5 %.

Dans une dernière partie, des applications industrielles ont trouvé un regain d'intérêt suite à la diabaticité :

- le principe de la distillation diabatique remet en cause l'application des pompes à chaleur dans les procédés de distillation. En diminuant l'écart de température entre la sortie du condenseur et l'entrée du rebouilleur, et en utilisant un fluide zéotropique,

l'énergie à fournir au compresseur est plus faible car la différence de pression à vaincre est plus petite. Ceci se traduit non seulement par une diminution du coût opératoire mais aussi par une diminution du coût d'investissement car le compresseur sera moins important. Mais n'oublions pas que la distillation diabatique implique un nombre d'étages plus important et nous voyons apparaître alors le compromis entre le coût de la colonne total et le gain apporté.

Il a été montré aussi que le choix du mélange zéotropique était primordial, dans la mesure où, suivant la composition, nous sommes passés d'un système défavorable (composition d'un mélange à 34 %) à un système avantageant la distillation diabatique (composition de 9 %). L'étude des profils de température permet de trouver la composition idéale pour laquelle la température du fluide calogène suit de façon parallèle et rapprochée celle du procédé.

- Par ailleurs, grâce à la diminution des volumes de rétention sur les plateaux les plus chauds, la colonne diabatique présente un avantage certain dans la distillation des thermosensibles. Pour des conditions opératoires identiques au procédé adiabatique, la colonne quasi-réversible voit en effet son diamètre diminuer dans les zones les plus chaudes, réduisant ainsi le taux de rebouillage en bas de colonne; le temps de séjour du liquide dans les zones les plus chaudes se retrouve donc réduit. Ce résultat dépend beaucoup de la réaction de dégradation; il est donc indispensable de reconduire l'étude pour chaque cas particulier, afin de mesurer l'avantage du diabatique dans ce type de problème.

L'étude de la colonne diabatique n'en est qu'à ses débuts. La structure interne de la colonne reste, à mon avis, le problème primordial. Un inventaire bibliographique des systèmes existants doit tout d'abord être mené, il faudra ensuite déduire une comparaison plausible de leurs performances, en définissant différents critères, qui tiennent compte des conséquences de la diabolicité (changement d'hydrodynamique...). Des structures ont déjà été proposées dans notre laboratoire, comme des tubes à ailettes spiralées avec des pentes variables. Ces structures seront certainement le sujet de prochaines recherches dans l'équipe ESVE.

Une étude économique s'avère aussi nécessaire avant l'application sur les sites industriels. Le coût d'une colonne diabatique est certainement plus important que celui d'une colonne adiabatique, car le système est rendu plus complexe par l'insertion d'échangeurs sur les plateaux, mais ce coût doit être compensé par le gain apporté sur le site, par la diminution d'exergie.

Enfin, nous précisons que, parallèlement à cette étude, un autre membre de l'équipe, M. RIVERO, s'est intéressé à l'analyse exergétique complète d'une colonne diabatique. Ce projet a permis de cerner les endroits où est détruite l'exergie et de répartir les flux de chaleur de façon à diminuer ces pertes exergétiques.

BIBLIOGRAPHIE

1. NEEL, L., "Distillation cyclique et distillation hélicoïdale : amélioration de l'efficacité des colonnes à plateaux", Thèse de l'I.N.P.L, Nancy, Décembre 1983.
2. KING, C.J., "Separation Processes", 2nd Ed. McGraw HILL, New-York, 1980.
3. NAKA, Y., TERASHITA, M., HAYASHIGUCHI, S. and TAKAMATSU, T., "an intermediate heating and cooling method for a distillation column", J. Chem. Japan, Vol.13, pp 123-129, 1980.
4. NAKAIWA, M., OWA, A., AKUYA, T. and KAWASAKI, S., "Minimum reflux ratio and possibility of energy saving on a plate-to-plate heat integrated distillation column", Sekigu Gakkaishi, 31, pp 81-86, 1983.
5. KOTAS, T.J., "The Exergy Method of Thermal Plant Analysis", Butterworths, London 1985.
6. FITZMORRIS, R.E., MAH, R.H.S, "Improving Distillation Column Design Using Thermodynamic Availability Analysis", AIChE Journal, Vol 26, n°2, pp 265-273, Mars 1980.
7. LE GOFF, P., "Energétique Industrielle", Technique et Documentation, Tome 1, Paris 1980.
8. BOREL, L., "Thermodynamique et Energétique", Presses polytechniques Romandes, Vol 1, Lausanne 1987.
9. LE GOFF, P., RIVERO, R., de OLIVEIRA Jr, S., CACHOT, T., "Application of the enthalpy-Carnot factor diagram to the exergy analysis of distillation processes", in Fundamentals of Thermodynamics and Exergy Analysis, G. Tsatsaronis et al., Ed. ASME, New-York, pp 21-28, 1990.
10. KAISER, V., GOURLIA, J.P., "The ideal column concept : applying exergy to distillation", Chemical Engineering, pp 45-53, Août 19, 1985.

11. RIVERO, R., de OLIVEIRA Jr, S., LE GOFF, P., "Température de Carnot θ , Diagramme θ/Q , Méthode du pincement : Application à l'analyse exergétique des procédés industriels", Revue Entropie, n° 157/158, pp 13-20, 1990.
12. PONCHON et SAVARIT, La Technique Moderne, 13, pp 20-24 et 55-58, 1921.
13. Mc CABE et THIELE, Ing. Eng. Chem., 17, p 605, 1925.
14. TONDEUR, D., KVAALLEN, E., "Equipartition of entropy production - An optimality criterion for transfer and separation processes", American Chemical Society, Vol.26, pp 50-56, 1987.
15. GOURLIA, J.P., "La méthode du Pincement ou exploitation des diagrammes température / enthalpie", Revue Générale de Thermique, n° 237, pp 154-162, Mars 1989.
16. GMEHLING, J., OUKEN, U., ARLT, W., "Vapor-liquid equilibrium data collection : Aqueous- Organic Systems (Supp.1)", DECHEMA, Chemistry Data series, Vol.1, Part.1a, pp 116-155, 1981.
17. FAIR, J.R., STEINMEYER D.E., "Liquid-Gas System", Perry's Chemical Engineers Handbook, 6^{ème} Edition, section 18, 1984.
18. VAN WINKLE, "Distillation", Mc Graw Hill, 1967.
19. THOMAS W.J., OLUWASOLA, O., "Hydraulic Studies in Sieve Tray Columns", Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev., Vol.17, n° 4, pp 429-443, 1978.
20. ZUIDERWEG, F.J., "Sieve Trays : A view on the state of the art", Chem. Eng.Science, Vol.37, n° 10, pp 1441-1464, 1982.
21. MIYAHARA, T., TAKANASHI, T., "Transition from froth to spray on perforated plates", J. of Chem. Eng. of Japan, Vol.17, n° 2, pp 211-214, 1984.
22. PINCZEWSKI, W.V., FELL, C.J.D., "Froth to spray transition on sieve trays", Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev., Vol.21, n°4, pp 774-776, 1982.

23. KINSTER, M., PINCZEWSKI, W.V., "Entrainment from sieve trays operating in the spray regime", *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, Vol.20, n°3, p 528-532, 1981.
24. LOCKETT, M.J., BANIK, S., "Weeping from sieve trays", *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, Vol.25, n° 2, pp 561-569, 1986.
25. ZUIDERWEG, F., "Influence of the two - phase flow regimes on the separation performance of sieve plate", *Int. Chem. Eng.*, Vol.26, n° 1, pp 1-10, 1986.
26. LOCKETT, M.J., "Trans. Inst. Ch. Engrs.", Vol 59., n° 26, 1981.
27. DALPONT, J.P., "Distillation (principaux contacteurs gaz-liquide du type plateau)", cours du CPIC, ENSIC (Nancy), 1990.
28. PUPPICH, P., GOEDECKE, R., "Investigation of entrainment in tray columns", *Chem. Eng. Technol.*, Vol.10, pp 224-230, 1987.
29. INCROPERA, F., DE WITT, D., "Fundamentals of Heat and Mass Transfer", 3ième Ed., Wiley, New-York, 1990.
30. COLBURN, A.P., *Trans. AIChE*, Vol.29, pp 174, 1933.
31. "Bubble-Tray Design Manual : prediction of fractionation efficiency", ouvrage de l'A.I.Ch.E, The Science Press, 1958.
32. RIVERO, R., CACHOT, T., RAMADANE, A., LEGOFF, P., "Diabatic a quasi-reversible distillation : Exergie Analysis and Industrial Application", in *Analysis of thermal and Energy Systems*, D. K..emenos et al., Ed., Grey Foundas Technical and Scientific Editions, Athens, pp 129-140, 1991.
33. MEILI, A., "Pompes à chaleur pour colonne de distillation", *Revue Technique Sulzer* 3, pp 31-36, 1989.
ou
MEILI, A., "Heat Pumps for distillation column", *Chem. Eng. Prog.*, pp 61-64, Juin 1990.

34. REYNAUD, J.F., "Concentration par évaporation et recompression mécanique de vapeur" ouvrage, EYROLLES, Paris 1984 (Collection EDF : ISSN 0399-4198).
35. LE GOFF, P., "Les Systèmes S.E.V.E.S.E.M.: Procédés de Stockage Et de Valorisation de l'Energie par Séparation et Mélangeage", l'Actualité Chimique, n° 6, pp 33-39, 1981.
36. JEDAY, M.R., "Convertisseurs d'Energies Thermique-Chimique-Mécanique", Thèse de Docteur Ingénieur, INPL, Nancy, Mars 1987.
37. DE OLIVEIRA JUNIOR, S., "Revalorisation des Effluents Thermiques Industriels", Thèse de Docteur Ingénieur, INPL, Nancy, Octobre 1991.
38. DUMINIL, M., "Quelques récents travaux américains sur les substituts des CFC", Production du Froid, Revue Gén. Froid, pp 35-39, Mai 1991.
39. BERNISSON, K.M., "Non azeotropic mixtures as working fluids in large heat pumps - heat transfer in a falling film evaporation and system simulation", Rapport Chalmers University of Technology, Dp. of Heat and Power Technology, 1986, Göteborg (Suède).
40. LABIDI, J., Thèse sur la "Rectification inverse" en préparation, INPL, Nancy.
41. BARKAOUI, M., "Nouveaux procédés de stockage et de valorisation de l'énergie par séparation et mélangeage. Etude d'un évaporateur-condenseur-séparateur à films ruisselants", Thèse de Docteur Ingénieur, INPL, Nancy, Janvier 1986.
42. LEBRUN, M., SPINNER, B., "Modélisation, Simulation et Dimensionnement d'un prototype de pompe à chaleur chimique solide-gaz", Entropie, n° 156, pp 59-72, 1990.
43. Recompression mécanique de vapeur dans une unité de rectification d'alcool, Informations chimie, n° 186, pp 113-117, Janvier-Février 1979.
44. LAGUICHARDE, P.R., CIBOIT, J., "Evaporation à compression mécanique dans les industries alimentaires", Comité français d'électrochimie, ch. II.5, avril 1977.

45. GAUTHIER, A., HUCHON, J., "Application de la recompression mécanique de vapeur aux procédés des industries agricoles et alimentaires", Ind. Alimentaires et Agricoles, n° 10, pp 801-807, 1989.
46. BALESSENT, D., "Thermodynamique appliquée : Energétique des transformations machines", Cours ENSIC, 2ème année, Nancy.
47. WAMPLER III, F.M., "Formation of Diacrylic Acid during Acrylic Acid Storage", Plant/Operations Progress, Vol.7, n°3, pp 183-189, Juillet 1988.
48. MIRAFTAB, S.A., "Polymérisation purement thermique de l'Acide Acrylique en masse et en solution", Eur. Polym. J., Vol.17, pp 1197-1203, 1981.
49. CHAN, H., FAIR, J.R., "Prediction of point Efficiencies on Sieve Trays", Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev., n°23, pp 814-819, 1984.
50. LOCKETT, M., LIM, C.T., PORTER, K.E., "the effect of liquid channelling on distillation column efficiency in the absence of vapour mixing", Trans. Instn Chem. Engrs, Vol.51, pp 61-67, 1973.

ANNEXE I
PROPRIETES THERMODYNAMIQUES

SOMMAIRE DE L'ANNEXE I

I - LE COUPLE N.HEPTANE - N.OCTANE	3
1.1. - Le diagramme Enthalpie -Composition	3
a. Construction de l'isobare de bulle	4
b. Construction de l'isobare de rosée	5
c. Courbe de construction	5
1.2. - Diagramme Température-Composition	7
II - LE COUPLE EAU / ETHANOL	9
2.1. - Quelques propriétés physiques de l'éthanol	9
2.2. - Propriétés physiques et thermodynamiques du mélange	9
2.3. - Propriétés liées au transport moléculaire	19
- Viscosité d'un mélange gazeux d'EAU/ETHANOL	19
- Viscosité d'un mélange liquide d'EAU/ETHANOL	20
- Diffusivité d'un mélange gazeux	21
- Diffusivité d'un mélange liquide	21
III - L'EAU	23
IV - LE GILOTHERM DO	26
V - UN CFC : LE R114	29
VI - L'AMMONIAQUE	31
BIBLIOGRAPHIE	33

PROPRIETES THERMODYNAMIQUES

I - LE COUPLE N.HEPTANE - N.OCTANE

Les propriétés thermodynamiques nécessaires au calcul d'une recompression mécanique de vapeur sont les températures normales d'ébullition et les enthalpies liquide et vapeur.

1.1. - Le diagramme Enthalpie-Composition

L'enthalpie d'un mélange à une température T et à une pression P_0 peut se définir à partir des enthalpies de chaque constituant pur. Pour un mélange binaire, nous obtenons:

$$h(T, P_0) = x_1 h_1(T, P_0) + x_2 h_2(T, P_0) + h^m \quad (1)$$

Le mélange n.heptane-n.octane peut être considéré comme un mélange idéal (voir référence 1), ce qui revient à écrire l'enthalpie de la façon suivante :

$$h(T, P_0) = x_1 h_1(T, P_0) + x_2 h_2(T, P_0) \quad (2)$$

ou encore, en revenant à la température d'ébullition de chaque constituant (T_{ebi}) et en considérant leur capacité calorifique C_{pi} , nous obtenons l'équation 3 :

$$h(T, P_0) = x_1 h_1^0(T_{eb1}, P_0) + \int_{T_{eb1}}^T C_{p1} dT + x_2 h_2^0(T_{eb2}, P_0) + \int_{T_{eb2}}^T C_{p2} dT$$

h_i^0 est l'enthalpie du constituant i pur à sa température d'ébullition. Il aurait été possible de déterminer l'enthalpie globale en ne considérant que les capacités calorifiques de chaque constituant, mais ces dernières sont souvent données dans un intervalle de température restreint. C'est pourquoi, connaissant les enthalpies des corps purs à leur température d'ébullition, nous limitons l'intervalle de température pour le calcul des intégrales.

Le tableau 1 résume les données thermodynamiques trouvées dans la littérature (2) pour chaque constituant et pour une pression $P_0 = 1,013 \text{ bar}$

	n Heptane (1) C_7H_{16}	n Octane (2) C_8H_{18}
masse molaire (kg/mol)	100.10^{-3}	114.10^{-3}
<u>Enthalpie liquide</u>	(à $T_{eb1} = 98,7^\circ\text{C}$)	(à $T_{eb2} = 124,3^\circ\text{C}$)
massique (kJ/kg)	701,9	785,9
molaire (kJ/mol)	70,19	89,59
<u>Enthalpie vapeur</u>		
massique (kJ/kg)	1019,8	1081,8
molaire (kJ/mol)	101,98	123,33

Tableau 1 : Données thermodynamiques du n.heptane-n.octane

a. - Construction de l'isobare de bulle

Les capacités calorifiques des constituants seront considérées comme constantes sur l'intervalle de température $[T_{eb1}, T_{eb2}]$:

$$\left\{ \begin{array}{l} \text{- n.heptane : } C_p = 0,2556 \text{ kJ/mol.K} \\ \text{- n.octane : } C_p = 0,275758 \text{ kJ/mol.K} \end{array} \right.$$

On en déduit le tableau 2 des enthalpies versus la composition du mélange:

x_1 % mol.	0	11,24	22,18	32,82	43,18	53,27
h (kJ/mol)	89,59	87,19	84,90	82,68	80,54	78,50
	63,10	72,68	82,01	91,12	1	
	76,67	74,95	73,32	71,72	70,19	

Tableau 2 : h vs x pour le couple n.heptane-n.octane

b. - Construction de l'isobare de rosée

On connaît les capacités calorifiques des constituants vapeurs en fonction de la température (4) :

- pour le n.heptane :

$$C_{p1} = -5,619 + 0,67693 T - 3,6395 \cdot 10^{-4} T^2 + 7,4074 \cdot 10^{-8} T^3 \quad (\text{J/mol.K}) \quad (4)$$

- pour le n.octane :

$$C_{p2} = -7,477 + 0,77747 T - 4,2844 \cdot 10^{-4} T^2 + 9,1763 \cdot 10^{-8} T^3 \quad (\text{J/mol.K}) \quad (5)$$

On en déduit le tableau 3 des enthalpies versus la composition du mélange :

y ₁ % mol	0	21,68	38,28	51,46	62,23	71,22
H (kJ/mol)	123,33	119,02	115,62	112,82	110,45	108,42
	78,83	85,34	90,94	95,79	1	
	106,75	105,32	104,08	102,97	101,98	

Tableau 3 : H vs y pour le couple n.heptane-n.octane

c. - Courbe de construction :

Le tableau 4 regroupe les valeurs des composition d'équilibre pour différentes températures à la pression $P_0 = 1,013$ bar .

La courbe de construction est l'ensemble des points $(x_1, H(y_1))$ avec x_1 et y_1 compositions du liquide et de la vapeur en équilibre .

La figure 1 représente le diagramme H- x,y où sont tracées les isobares de bulle et de rosée ainsi que la courbe de construction .

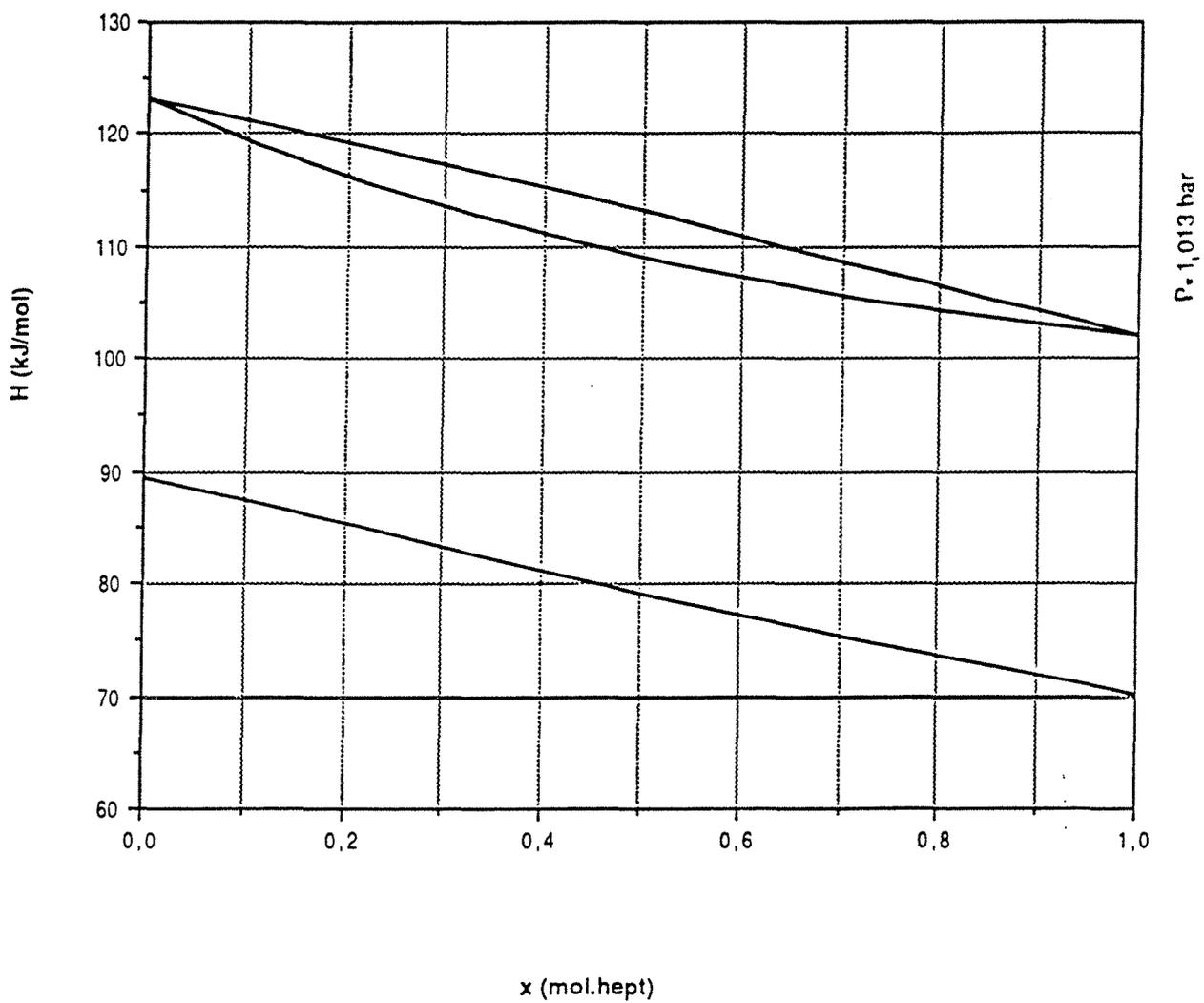


Figure 1 : Diagramme H-x,y pour le couple n.heptane-n.octane

(1) HEPTANE C7H16

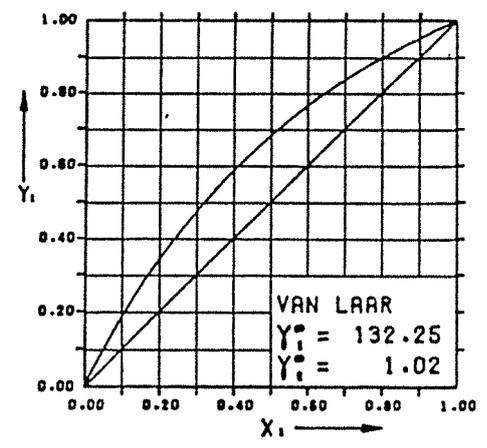
 (2) OCTANE C8H18

+++++ ANTOINE CONSTANTS REGION +++++
 (1) 6.89386 1264.378 216.648 -3- 127 C
 (2) 6.93142 1358.888 289.855 -14- 126 C

PRESSURE= 760.00 MM HG (1.013 BAR)

LIT: LESLIE E.H., CARR A.R.
 IND. ENG. CHEM. 17, 818 (1925).

CONSTANTS: A12 A21 ALPHA12
 MARGULES 0.0549 0.0146
 VAN LAAR 4.8847 0.0177
 WILSON 556.4732 -419.5532
 NRTL -464.8593 594.3172 0.2781
 UNIQUAC -212.9139 255.5516



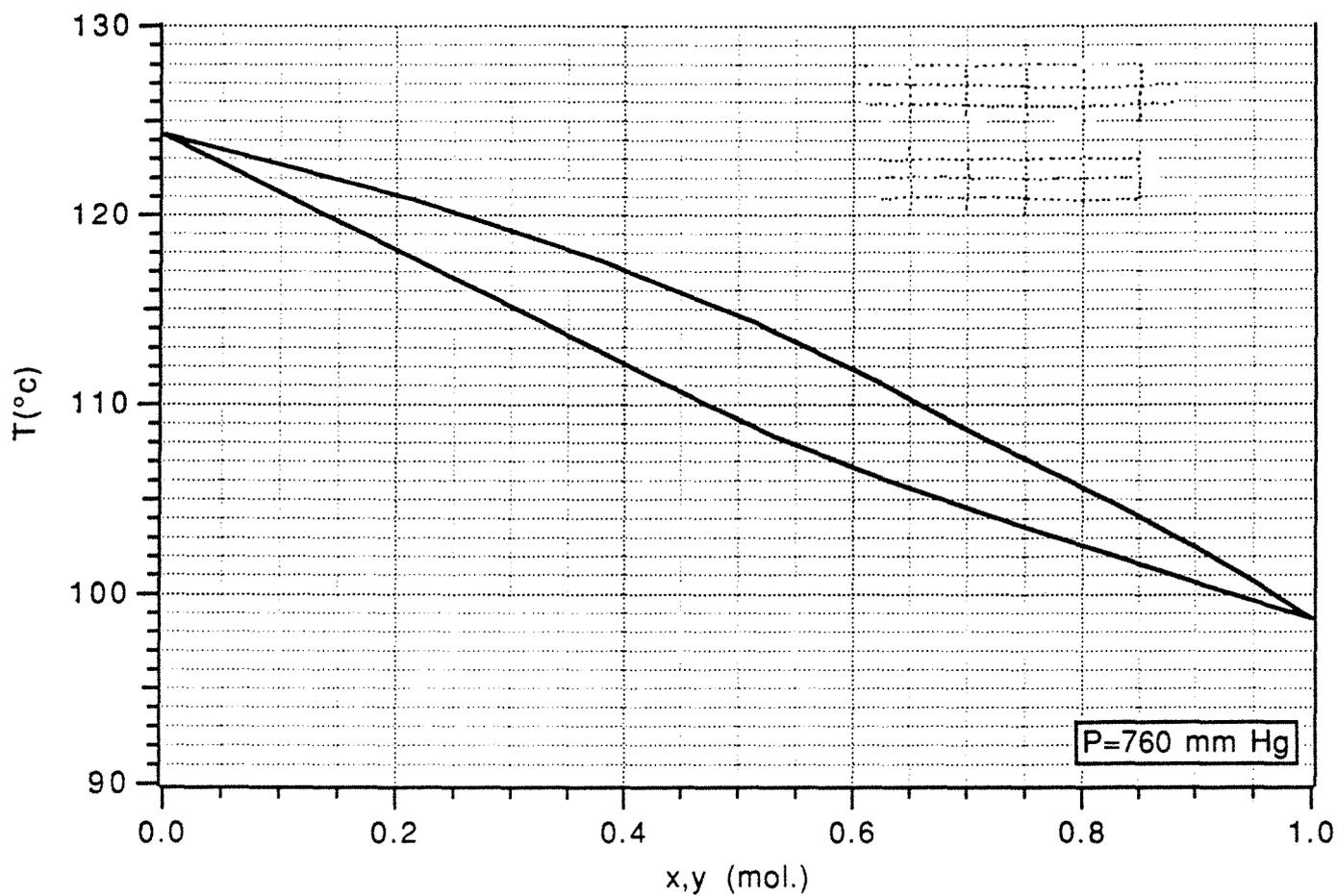
EXPERIMENTAL DATA		MARGULES		VAN LAAR		WILSON		NRTL		UNIQUAC	
T DEG C	X1	DIFF T	Y1 CALC	DIFF T	Y1 CALC	DIFF T	Y1 CALC	DIFF T	Y1 CALC	DIFF T	Y1 CALC
124.30	0.0	-1.30	0.0	-1.30	0.0	-1.30	0.0	-1.30	0.0	-1.30	0.0
128.80	0.1124	0.00	0.2168	0.0	0.2089	-0.00	0.2174	0.0	0.2171	0.00	0.2169
117.50	0.2218	0.16	0.3828	0.17	0.3745	0.18	0.3826	0.17	0.3827	0.16	0.3830
114.30	0.3282	0.24	0.5146	0.19	0.5089	0.24	0.5141	0.24	0.5145	0.24	0.5149
111.20	0.4318	0.04	0.6223	-0.01	0.6192	0.03	0.6221	0.04	0.6223	0.04	0.6228
108.30	0.5327	-0.25	0.7122	-0.29	0.7111	-0.27	0.7123	-0.26	0.7123	-0.25	0.7127
106.00	0.6318	-0.18	0.7883	-0.20	0.7882	-0.19	0.7887	-0.18	0.7885	-0.18	0.7888
104.00	0.7268	-0.01	0.8534	-0.01	0.8536	-0.01	0.8538	-0.01	0.8536	-0.00	0.8538
102.20	0.8201	0.20	0.9094	0.20	0.9096	0.20	0.9097	0.20	0.9096	0.20	0.9096
100.40	0.9112	0.25	0.9579	0.26	0.9580	0.25	0.9581	0.25	0.9581	0.25	0.9581
98.70	1.0000	0.28	1.0000	0.28	1.0000	0.28	1.0000	0.28	1.0000	0.28	1.0000
MEAN DEVIATION:		0.15		0.15		0.15		0.15		0.15	
MAX. DEVIATION:		0.25		0.29		0.27		0.26		0.25	

Tableau 4 : Données thermodynamiques d'équilibre pour le mélange n.heptane-n.octane

1.2. - Diagramme Temperature-Composition

Le tableau 4 permet le tracé du diagramme T- x,y . Il est possible de trouver entre les différents points une interpolation polynomiale .

La figure 2 regroupe le diagramme et les résultats de l'interpolation.



$$T = 124,305 - 35,6308 x + 61,9681 x^2 - 270,029 x^3 + 520,262 x^4 - 435,165 x^5 + 132,986 x^6$$

$$T = 124,3 - 7,85462 y - 86,5144 y^2 + 350,826 y^3 - 729,917 y^4 + 685,58 y^5 - 237,742 y^6$$

Figure 2 : Diagramme T-x,y pour le couple n.heptane-n.octane

II - LE COUPLE EAU / ETHANOL

2.1. - Quelques propriétés physiques de l'éthanol

A pression atmosphérique et à température ambiante, l'éthanol est un liquide incolore qui ne présente pas de problèmes toxicologiques. Par ailleurs, il est souvent disponible en milieu aqueux, à sa composition azéotropique de 96 % en masse d'éthanol. Quelques propriétés physiques de l'éthanol sont données dans le tableau 5 :

Formule	C ₂ H ₅ OH
Masse molaire	46 g/mol
Chaleur de fusion	107,8 kJ/kg
Point d'ébullition	351,4 K
Chaleur de vaporisation	854,6 kJ/kg
Température critique	513,9 K
Pression critique	6,14.10 ⁶ Pa
Facteur de compressibilité critique	0,240
densité	824 kg/m ³

Tableau 5 : propriétés physiques de l'éthanol

2.2. - Propriétés physiques et thermodynamiques du mélange

Le binaire EAU / ETHANOL présente un azéotrope aux environs de 96 % en masse d'éthanol . Le tableau 6 donne quelques propriétés physiques du couple eau-éthanol (5).

Les données d'équilibre du binaire sont souvent disponibles sous forme de tableaux. Gmehling et ses collaborateurs (6) donnent, par exemple, les valeurs expérimentales des compositions vapeur et liquide obtenues à l'équilibre, ainsi que la température des mélanges. Le tableau 7 donnent les résultats obtenus sous une atmosphère. Les valeurs de corrélations connues (Margules, Van Laar, Wilson...) sont aussi proposées.

16 ETHANOL, CH₃CH₂OH

MOLECULAR WEIGHT = 46.07
RELATIVE SPECIFIC REFRACTIVITY = 1.363

0.00 % by wt. data are the same for all compounds.
For Values of 0.00 wt. % solutions see Table I, Acetic Acid

A % by wt.	ρ D ₄ ²⁰	D ₄ ²⁰	C ₁ g/l	M g-mol/l	C ₂ g/l	(C ₂ - C ₁) g/l	(n - n ₀) x 10 ⁴	n	Δ °C	O Os/kg	S g-mol/l	η/ρ cS	η/ρ cS	ϕ rhe	γ mmho cm	T g-mol l
0.50	0.9973	0.9991	5.0	0.108	992.3	5.9	3	1.3333	0.20	0.11	0.057	1.021	1.026	97.71		
1.00	0.9963	0.9981	10.0	0.216	986.4	11.8	6	1.3336	0.40	0.22	0.116	1.044	1.050	95.59		
1.50	0.9954	0.9972	14.9	0.324	980.5	17.8	9	1.3339	0.60	0.32	0.175	1.068	1.075	93.42		
2.00	0.9945	0.9962	19.9	0.432	974.6	23.6	12	1.3342	0.81	0.44	0.236	1.093	1.101	91.31		
2.50	0.9936	0.9953	24.8	0.539	968.7	29.5	15	1.3345	1.02	0.55	0.297	1.116	1.126	89.42		
3.00	0.9927	0.9945	29.8	0.646	962.9	35.3	18	1.3348	1.23	0.66	0.359	1.138	1.149	87.70		
3.50	0.9918	0.9936	34.7	0.754	957.1	41.1	21	1.3351	1.44	0.77	0.421	1.159	1.171	86.08		
4.00	0.9910	0.9927	39.6	0.860	951.4	46.9	24	1.3354	1.65	0.89	0.484	1.181	1.194	84.52		
4.50	0.9902	0.9919	44.6	0.967	945.6	52.6	27	1.3357	1.87	1.01	0.547	1.203	1.217	82.98		
5.00	0.9893	0.9911	49.5	1.074	939.9	58.4	31	1.3360	2.09	1.12	0.611	1.226	1.242	81.40		
5.50	0.9885	0.9903	54.4	1.180	934.2	64.1	34	1.3364	2.31	1.24	0.675	1.250	1.267	79.81		
6.00	0.9878	0.9895	59.3	1.286	928.5	69.7	37	1.3367	2.54	1.36	0.739	1.276	1.294	78.24		
6.50	0.9870	0.9887	64.2	1.393	922.8	75.4	41	1.3370	2.76	1.49	0.804	1.301	1.321	76.69		
7.00	0.9862	0.9880	69.0	1.498	917.2	81.0	44	1.3374	2.99	1.61	0.870	1.328	1.349	75.16		
7.50	0.9855	0.9872	73.9	1.604	911.6	86.7	48	1.3377	3.23	1.74	0.936	1.355	1.378	73.66		
8.00	0.9847	0.9865	78.8	1.710	906.0	92.3	51	1.3381	3.47	1.86	1.003	1.382	1.407	72.19		
8.50	0.9840	0.9857	83.6	1.816	900.4	97.9	55	1.3384	3.71	2.00	1.071	1.411	1.436	70.75		
9.00	0.9833	0.9850	88.5	1.921	894.8	103.4	58	1.3388	3.96	2.13	1.140	1.439	1.467	69.34		
9.50	0.9826	0.9843	93.3	2.026	889.2	109.0	62	1.3392	4.21	2.27	1.210	1.468	1.497	67.97		
10.00	0.9819	0.9836	98.2	2.131	883.7	114.5	65	1.3395	4.47	2.40	1.282	1.498	1.529	66.62		
11.00	0.9805	0.9822	107.9	2.341	872.6	125.6	73	1.3403	5.00	2.69	1.426	1.560	1.594	63.99		
12.00	0.9792	0.9809	117.5	2.550	861.7	136.6	80	1.3410	5.56	2.99	1.572	1.624	1.662	61.44		
13.00	0.9778	0.9796	127.1	2.759	850.7	147.5	87	1.3417	6.13	3.30	1.722	1.691	1.732	59.03		
14.00	0.9765	0.9782	136.7	2.967	839.8	158.4	95	1.3425	6.73	3.62	1.874	1.757	1.803	56.80		
15.00	0.9752	0.9769	146.3	3.175	828.9	169.3	102	1.3432	7.36	3.96	2.030	1.822	1.872	54.78		
16.00	0.9739	0.9756	155.8	3.382	818.1	180.2	110	1.3440	8.01	4.31	2.189	1.886	1.941	52.91		
17.00	0.9726	0.9743	165.3	3.589	807.3	191.0	117	1.3447	8.69	4.67	2.351	1.951	2.010	51.16		
18.00	0.9713	0.9730	174.8	3.795	796.5	201.8	125	1.3455	9.40	5.05	2.516	2.015	2.078	49.54		
19.00	0.9700	0.9717	184.3	4.000	785.7	212.5	132	1.3462	10.14	5.45	2.683	2.077	2.146	48.04		
20.00	0.9687	0.9704	193.7	4.205	774.9	223.3	140	1.3469	10.92	5.87	2.853	2.138	2.212	46.68		
22.00	0.9660	0.9677	212.5	4.613	753.5	244.8	154	1.3484	12.60	6.78	3.203	2.254	2.338	44.27		
24.00	0.9632	0.9649	231.2	5.018	732.0	266.2	168	1.3498	14.47	7.78	3.568	2.365	2.460	42.20		
26.00	0.9602	0.9619	249.7	5.419	710.6	287.7	181	1.3511	16.41	8.82	3.920	2.471	2.579	40.39		
28.00	0.9571	0.9588	268.0	5.817	689.1	309.1	194	1.3524	18.43	9.91	4.262	2.576	2.696	38.75		
30.00	0.9539	0.9556	286.2	6.211	667.7	330.5	205	1.3535	20.47	11.01	4.583	2.662	2.796	37.49		
32.00	0.9504	0.9521	304.1	6.601	646.3	352.0	216	1.3546	22.44	12.07		2.721	2.869	36.68		
34.00	0.9468	0.9485	321.9	6.988	624.9	373.3	227	1.3557	24.27	13.05		2.762	2.923	36.13		
36.00	0.9431	0.9447	339.5	7.369	603.6	394.7	236	1.3566	25.98	13.97		2.797	2.971	35.69		
38.00	0.9392	0.9408	356.9	7.747	582.3	415.9	245	1.3575	27.62	14.85		2.823	3.012	35.35		
40.00	0.9352	0.9369	374.1	8.120	561.1	437.1	253	1.3583	29.26	15.73		2.840	3.043	35.14		
42.00	0.9311	0.9328	391.1	8.488	540.0	458.2	260	1.3590	30.98	16.66		2.846	3.063	35.06		
44.00	0.9269	0.9286	407.8	8.853	519.1	479.2	268	1.3598	32.68	17.57		2.844	3.074	35.09		
46.00	0.9227	0.9243	424.4	9.213	498.2	500.0	274	1.3604	34.36	18.47		2.837	3.081	35.18		
48.00	0.9183	0.9199	440.8	9.568	477.5	520.7	280	1.3610	36.04	19.38		2.826	3.083	35.32		
50.00	0.9139	0.9155	457.0	9.919	457.0	541.3	286	1.3616	37.67	20.25		2.807	3.078	35.55		
52.00	0.9095	0.9111	472.9	10.265	436.5	561.7	291	1.3621	39.20	21.08		2.783	3.066	35.87		
54.00	0.9049	0.9065	488.7	10.607	416.3	582.0	296	1.3626	40.65	21.85		2.749	3.044	36.31		
56.00	0.9004	0.9020	504.2	10.944	396.2	602.1	300	1.3630	42.06	22.61		2.696	3.000	37.02		
58.00	0.8958	0.8974	519.5	11.277	376.2	622.0	304	1.3634	43.49	23.38		2.627	2.938	38.00		
60.00	0.8911	0.8927	534.7	11.606	356.5	641.8	308	1.3638	44.93	24.15		2.542	2.858	39.26		
62.00	0.8865	0.8880	549.6	11.930	336.9	661.4	311	1.3641	46.28	24.88		2.474	2.796	40.34		
64.00	0.8818	0.8833	564.3	12.250	317.4	680.8	315	1.3644	47.52	25.55		2.410	2.739	41.41		
66.00	0.8771	0.8786	578.9	12.565	298.2	700.0	317	1.3647	48.64	26.15		2.342	2.676	42.61		
68.00	0.8724	0.8739	593.2	12.876	279.2	719.1	320	1.3650	49.52	26.62		2.276	2.614	43.85		
70.00	0.8676	0.8692	607.3	13.183	260.3	737.9	322	1.3652				2.210	2.552	45.17		
72.00	0.8629	0.8644	621.3	13.486	241.6	756.6	324	1.3654				2.144	2.490	46.55		
74.00	0.8581	0.8596	635.0	13.784	223.1	775.1	325	1.3655				2.078	2.426	48.03		
76.00	0.8533	0.8549	648.5	14.077	204.8	793.4	327	1.3657				2.011	2.361	49.63		
78.00	0.8485	0.8500	661.8	14.366	186.7	811.6	327	1.3657				1.944	2.296	51.33		
80.00	0.8436	0.8451	674.9	14.650	168.7	829.5	328	1.3658				1.877	2.229	53.15		
82.00	0.8387	0.8401	687.7	14.927	151.0	847.3	328	1.3657				1.804	2.155	55.31		
84.00	0.8335	0.8350	700.2	15.198	133.4	864.9	326	1.3656				1.738	2.089	57.42		
86.00	0.8284	0.8299	712.4	15.464	116.0	882.3	325	1.3655				1.671	2.021	59.74		
88.00	0.8232	0.8247	724.4	15.725	98.8	899.4	323	1.3653				1.603	1.951	62.26		
90.00	0.8180	0.8194	736.2	15.979	81.8	916.4	320	1.3650				1.539	1.885	64.85		
92.00	0.8125	0.8140	747.5	16.226	65.0	933.2	316	1.3646				1.472	1.815	67.80		
94.00	0.8070	0.8084	758.6	16.466	48.4	949.8	312	1.3642				1.404	1.743	71.07		
96.00	0.8013	0.8027	769.2	16.697	32.1	966.2	306	1.3636				1.339	1.674	74.53		
98.00	0.7954	0.7968	779.5	16.920	15.9	982.3	300	1.3630				1.270	1.600	78.59		
100.00	0.7893	0.7907	789.3	17.133	0.0	998.2	284	1.3614				1.201	1.525	83.10		

Tableau 6 : Propriétés physiques (masse volumique ρ , viscosité cinématique η/ρ , indice de réfraction n ...) en fonction de la concentration massique A en éthanol.

(1) ETHANOL C2H6O

 (2) WATER H2O

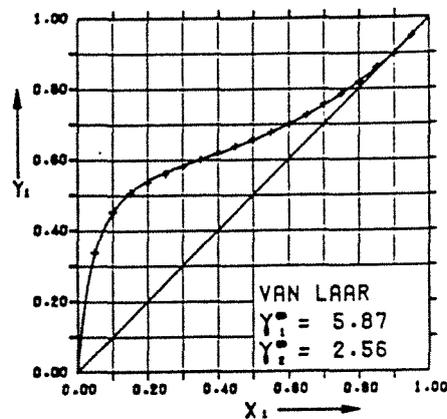
+++++ ANTOINE CONSTANTS REGION +++++
 (1) 8.11220 1592.864 226.184 20- 93 C METHOD 1 +
 (2) 8.07131 1730.630 233.426 1- 100 C METHOD 2 +

PRESSURE= 760.00 MM HG (1.013 BAR)

LIT: KOJIMA K., TOCHIGI K., SEKI H., WATASE K.
 KAGAKU KOGAKU 32,149 (1968).

CONSTANTS: A12 A21 ALPHA12

MARGULES 1.6252 0.8610
 VAN LAAR 1.7693 0.9409
 WILSON 464.2336 926.2759
 NRTL -114.8438 1376.3536 0.2983
 UNIQUAC -6.5974 319.8115



EXPERIMENTAL DATA			MARGULES		VAN LAAR		WILSON		NRTL		UNIQUAC	
T DEG C	X1	Y1	DIFF T	DIFF Y1	DIFF T	DIFF Y1	DIFF T	DIFF Y1	DIFF T	DIFF Y1	DIFF T	DIFF Y1
100.00	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
98.00	0.0500	0.3372	-0.65	0.0141	-0.03	-0.2006	0.23	-0.0051	-0.20	0.0036	-3.07	0.2006
85.93	0.1000	0.4521	-0.38	0.0039	-0.09	0.0007	-0.21	0.0073	-0.11	0.0009	-3.10	0.2013
83.97	0.1500	0.5056	-0.00	-0.0064	-0.02	-0.0012	-0.32	0.0098	0.02	-0.0021	-3.03	-3.2005
82.90	0.2000	0.5359	0.30	-0.0138	0.09	-0.0041	-0.24	0.0071	0.16	-0.0050	0.08	-2.2033
82.14	0.2500	0.5589	0.41	-0.0158	0.12	-0.0047	-0.16	0.0046	0.18	-0.0051	3.11	-3.2037
81.52	0.3000	0.5794	0.38	-0.0138	0.09	-0.0034	-0.11	0.0032	0.14	-0.0031	0.08	-3.2024
80.99	0.3500	0.5987	0.30	-0.0100	0.04	-0.0016	-0.08	0.0021	0.08	-0.0006	0.04	-3.2006
80.52	0.4000	0.6177	0.20	-0.0054	0.0	0.0001	-0.05	0.0013	0.02	0.0016	0.0	0.2010
80.10	0.4500	0.6371	0.10	-0.0009	-0.03	0.0015	-0.03	0.0006	-0.01	0.0035	-3.03	0.2024
79.75	0.5000	0.6558	0.06	0.0015	-0.02	0.0008	0.02	-0.0014	-0.01	0.0031	-3.02	0.2017
79.42	0.5500	0.6765	0.01	0.0038	-0.02	0.0005	0.06	-0.0026	-0.01	0.0029	-3.01	0.2012
79.13	0.6000	0.6986	-0.01	0.0047	-0.01	-0.0006	0.09	-0.0038	-0.00	0.0017	0.00	0.2001
78.85	0.6500	0.7250	-0.05	0.0066	-0.02	0.0003	0.09	-0.0025	-0.02	0.0024	-3.01	0.2009
78.60	0.7000	0.7550	-0.10	0.0083	-0.03	0.0020	0.08	0.0008	-0.04	0.0038	-3.02	0.2025
78.42	0.7500	0.7840	-0.11	0.0053	-0.02	-0.0002	0.10	-0.0011	-0.03	0.0011	-3.01	0.2002
78.30	0.8000	0.8167	-0.11	0.0011	-0.00	-0.0021	0.12	-0.0018	-0.01	-0.0014	0.01	-3.0018
78.22	0.8500	0.8591	-0.11	0.0028	0.01	0.0019	0.12	0.0034	-0.01	0.0021	0.01	0.2022
78.20	0.9000	0.8959	-0.10	-0.0052	0.02	-0.0039	0.11	-0.0010	0.0	-0.0041	0.02	-3.0037
78.24	0.9500	0.9474	-0.06	-0.0019	0.02	0.0002	0.08	0.0021	0.01	-0.0000	0.02	0.2003
78.33	1.0000	1.0000	-0.00	0.0	-0.00	0.0	-0.00	0.0	-0.00	0.0	-3.00	0.0
MEAN DEVIATION:			0.18	0.0066	0.04	0.0016	0.12	0.0032	0.06	0.0025	0.04	0.2016
MAX. DEVIATION:			0.65	0.0158	0.12	0.0047	0.32	0.0098	0.20	0.0051	0.11	0.2037

THE FOLLOWING ANTOINE CONSTANT(S) A WERE USED FOR FITTING THE DATA: COMPONENT 1 A= 8.11165
 COMPONENT 2 A= 8.07126

Tableau 7 : Données d'équilibre (expérimentales et corrélées) pour le couple EAU / ETHANOL.

Pour notre étude, nous avons choisi de nous référer aux valeurs proposées par l'Institut Mexicain du Pétrole, obtenues par un simulateur (SIMPROC). Le calcul des compositions fait appel à la corrélation 'UNIFAC' et à l'équation d'état de SOAVE-REDLICH-KWONG. Les fonctions F d'état sont données par rapport à la température de référence $T_0 = 15,6^\circ\text{C}$, la pression étant de 1,013 bar :

$$\Delta F = F(T) - F(T_0) \quad (6)$$

L'ensemble des résultats est disponible dans le tableau 8, où chaque ligne représente un mélange en équilibre avec sa vapeur. Les compositions x et y sont massiques, les températures sont en degré celsius, les enthalpies h et H, ainsi que les exergies Ex, sont fournies en kJ/kg et les entropies en kJ/kg.K.

x	y(x)	T(x)	R(x)	SE(x)	$E_{x \times 10^3}$	y	T(y)	H(y)	S _v (y)	$E_{y \times 10^3}$	
0	0.00	100.00	407.4	1.237	89.39	0.00	100.00	2610.7	7.125	994.89	
1	0.01	0.11	98.28	407.3	1.237	89.81	0.01	99.83	2599.6	7.088	991.30
2	0.02	0.20	97.30	407.1	1.237	89.86	0.02	99.68	2588.4	7.053	988.42
3	0.03	0.28	96.13	406.9	1.236	89.48	0.03	99.55	2577.2	7.025	983.88
4	0.04	0.35	95.07	406.7	1.236	89.28	0.04	99.43	2566.0	6.996	978.86
5	0.05	0.40	94.11	406.5	1.236	89.06	0.05	99.32	2554.8	6.967	973.56
6	0.06	0.44	93.23	406.3	1.236	88.85	0.06	99.21	2543.2	6.939	968.12
7	0.07	0.48	92.43	406.1	1.235	88.64	0.07	99.10	2531.7	6.911	962.64
8	0.08	0.51	91.70	405.9	1.235	88.44	0.08	99.00	2520.1	6.882	957.19
9	0.09	0.54	91.03	405.7	1.235	88.26	0.09	98.89	2508.4	6.852	951.80
10	0.10	0.56	90.42	405.5	1.234	88.08	0.10	98.78	2496.6	6.822	946.49
11	0.11	0.58	89.87	405.3	1.234	87.92	0.11	98.66	2484.7	6.792	941.25
12	0.12	0.59	89.35	405.1	1.234	87.76	0.12	98.54	2472.7	6.760	936.09
13	0.13	0.60	88.88	404.9	1.233	87.61	0.13	98.42	2460.6	6.728	930.96
14	0.14	0.61	88.44	404.7	1.233	87.46	0.14	98.29	2448.4	6.695	925.86
15	0.15	0.62	88.04	404.5	1.232	87.32	0.15	98.16	2436.0	6.662	920.76
16	0.16	0.63	87.66	404.3	1.232	87.17	0.16	98.02	2423.6	6.629	915.63
17	0.17	0.64	87.31	404.1	1.231	87.02	0.17	97.87	2411.1	6.595	910.45
18	0.18	0.65	86.99	403.8	1.231	86.87	0.18	97.72	2398.5	6.561	905.20
19	0.19	0.65	86.69	403.6	1.230	86.71	0.19	97.57	2385.8	6.527	899.88
20	0.20	0.66	86.40	403.3	1.230	86.55	0.20	97.41	2373.1	6.492	894.46
21	0.21	0.67	86.13	403.0	1.229	86.37	0.21	97.25	2360.2	6.458	888.94
22	0.22	0.67	85.88	402.7	1.228	86.19	0.22	97.09	2347.3	6.424	883.31
23	0.23	0.68	85.64	402.4	1.228	86.00	0.23	96.93	2334.4	6.390	877.59
24	0.24	0.68	85.42	402.1	1.227	85.80	0.24	96.77	2321.3	6.356	871.76
25	0.25	0.69	85.21	401.8	1.226	85.60	0.25	96.60	2308.2	6.322	865.84
26	0.26	0.69	85.00	401.5	1.226	85.38	0.26	96.44	2295.0	6.288	859.84
27	0.27	0.70	84.81	401.1	1.225	85.16	0.27	96.27	2281.7	6.253	853.76
28	0.28	0.70	84.62	400.8	1.224	84.94	0.28	96.11	2268.4	6.219	847.62
29	0.29	0.71	84.45	400.4	1.223	84.71	0.29	95.94	2255.1	6.185	841.43
30	0.30	0.71	84.28	400.1	1.222	84.47	0.30	95.78	2241.3	6.150	835.19
31	0.31	0.72	84.12	399.7	1.221	84.23	0.31	95.61	2227.6	6.115	828.92
32	0.32	0.72	83.97	399.3	1.221	83.99	0.32	95.45	2213.7	6.080	822.62
33	0.33	0.72	83.82	398.9	1.220	83.75	0.33	95.29	2199.7	6.044	816.29
34	0.34	0.73	83.68	398.5	1.219	83.51	0.34	95.12	2185.5	6.008	809.95
35	0.35	0.73	83.54	398.1	1.218	83.27	0.35	94.96	2171.1	5.971	803.50
36	0.36	0.73	83.41	397.7	1.217	83.03	0.36	94.80	2156.5	5.935	797.03
37	0.37	0.74	83.29	397.3	1.216	82.79	0.37	94.63	2141.7	5.899	790.50
38	0.38	0.74	83.16	396.9	1.215	82.55	0.38	94.46	2126.6	5.863	784.00
39	0.39	0.74	83.05	396.5	1.214	82.32	0.39	94.29	2111.3	5.827	777.46
40	0.40	0.74	82.93	396.0	1.213	82.08	0.40	94.12	2095.7	5.791	771.31
41	0.41	0.75	82.82	395.6	1.212	81.84	0.41	93.94	2079.9	5.755	764.87
42	0.42	0.75	82.72	395.1	1.211	81.61	0.42	93.76	2063.8	5.690	757.93
43	0.43	0.75	82.62	394.7	1.209	81.37	0.43	93.57	2047.3	5.644	751.08
44	0.44	0.75	82.51	394.2	1.208	81.13	0.44	93.37	2030.6	5.600	744.09
45	0.45	0.76	82.42	393.7	1.207	80.89	0.45	93.17	2013.6	5.558	736.93
46	0.46	0.76	82.32	393.2	1.206	80.65	0.46	92.96	1996.3	5.512	729.59
47	0.47	0.76	82.23	392.7	1.205	80.40	0.47	92.74	1978.8	5.466	722.04
48	0.48	0.76	82.13	392.2	1.203	80.14	0.48	92.51	1961.0	5.419	714.23
49	0.49	0.76	82.04	391.7	1.202	79.88	0.49	92.28	1942.9	5.371	706.22
50	0.50	0.77	81.95	391.1	1.201	79.62	0.50	92.03	1924.6	5.324	697.93
51	0.51	0.77	81.86	390.6	1.199	79.34	0.51	91.77	1906.2	5.276	689.33
52	0.52	0.77	81.77	390.0	1.198	79.06	0.52	91.50	1887.5	5.228	680.48
53	0.53	0.77	81.68	389.4	1.196	78.77	0.53	91.21	1868.8	5.180	671.32
54	0.54	0.77	81.58	388.8	1.195	78.47	0.54	90.92	1849.9	5.133	661.83
55	0.55	0.78	81.49	388.1	1.193	78.16	0.55	90.61	1831.1	5.086	652.09
56	0.56	0.78	81.40	387.5	1.192	77.84	0.56	90.29	1812.2	5.039	642.04
57	0.57	0.78	81.31	386.8	1.190	77.51	0.57	89.95	1793.3	4.994	631.71
58	0.58	0.79	81.21	386.1	1.188	77.18	0.58	89.61	1774.6	4.949	621.11
59	0.59	0.79	81.12	385.4	1.186	76.83	0.59	89.25	1756.0	4.905	610.27
60	0.60	0.79	81.02	384.6	1.184	76.48	0.60	88.88	1737.7	4.862	599.25
61	0.61	0.79	80.93	383.9	1.182	76.11	0.61	88.50	1719.6	4.821	588.05
62	0.62	0.80	80.83	383.1	1.180	75.74	0.62	88.11	1701.8	4.781	576.73
63	0.63	0.80	80.73	382.3	1.178	75.36	0.63	87.72	1684.4	4.743	565.31
64	0.64	0.80	80.63	381.5	1.176	74.98	0.64	87.31	1667.3	4.706	553.85
65	0.65	0.81	80.53	380.6	1.174	74.59	0.65	86.89	1651.0	4.671	542.43
66	0.66	0.81	80.43	379.7	1.172	74.20	0.66	86.47	1635.0	4.637	531.08
67	0.67	0.81	80.32	378.9	1.169	73.80	0.67	86.04	1619.6	4.606	519.83
68	0.68	0.82	80.22	377.9	1.167	73.41	0.68	85.61	1604.8	4.576	508.84
69	0.69	0.82	80.12	377.0	1.165	73.00	0.69	85.18	1590.6	4.547	498.09
70	0.70	0.82	80.01	376.1	1.162	72.60	0.70	84.75	1577.0	4.521	487.63
71	0.71	0.83	79.91	375.1	1.160	72.20	0.71	84.32	1564.1	4.495	477.52
72	0.72	0.83	79.81	374.1	1.157	71.78	0.72	83.89	1551.8	4.472	467.87
73	0.73	0.83	79.71	373.2	1.154	71.37	0.73	83.46	1540.1	4.449	458.77
74	0.74	0.84	79.61	372.1	1.152	70.96	0.74	83.04	1529.0	4.428	450.03
75	0.75	0.84	79.51	371.1	1.149	70.54	0.75	82.63	1518.5	4.407	441.97
76	0.76	0.84	79.41	370.1	1.146	70.13	0.76	82.23	1508.5	4.387	434.41
77	0.77	0.85	79.31	369.0	1.143	69.71	0.77	81.84	1499.0	4.367	427.54
78	0.78	0.85	79.22	367.9	1.140	69.28	0.78	81.46	1489.9	4.348	421.19
79	0.79	0.86	79.12	366.8	1.137	68.85	0.79	81.09	1481.0	4.328	415.46
80	0.80	0.86	79.03	365.7	1.134	68.42	0.80	80.74	1472.4	4.308	410.36
81	0.81	0.86	78.94	364.6	1.131	67.96	0.81	80.41	1463.8	4.287	405.69
82	0.82	0.87	78.85	363.4	1.128	67.51	0.82	80.10	1455.2	4.265	401.63
83	0.83	0.87	78.77	362.2	1.125	67.05	0.83	79.81	1446.6	4.242	398.01
84	0.84	0.88	78.68	361.0	1.122	66.58	0.84	79.53	1437.6	4.217	394.78
85	0.85	0.88	78.60	359.7	1.118	66.09	0.85	79.28	1428.2	4.190	392.02
86	0.86	0.89	78.53	358.4	1.115	65.60	0.86	79.05	1418.3	4.160	389.29
87	0.87	0.90	78.45	357.1	1.111	65.08	0.87	78.83	1407.9	4.129	386.76
88	0.88	0.90	78.38	355.7	1.108	64.57	0.88	78.66	1396.6	4.094	384.27
89	0.89	0.91	78.31	354.3	1.104	64.03	0.89	78.51	1384.5	4.058	381.79
90	0.90	0.91	78.25	352.9	1.100	63.50	0.90	78.37	1371.6	4.018	379.25
91	0.91	0.92	78.20	351.4	1.096	62.97	0.91	78.26	1357.7	3.973	376.42
92	0.92	0.93	78.15	349.9	1.092	62.42	0.92	78.17	1342.8	3.931	372.94
93	0.93	0.94	78.10	348.4	1.088	61.88	0.93	78.11	1327.1	3.884	369.66
94	0.94	0.94	78.07	346.8	1.083	61.31	0.94	78.07	1310.6	3.833	366.66
95	0.95	0.95	78.06	345.1	1.079	60.75	0.95	78.06	1293.5	3.783	363.96
96	0.96	0.96	78.06	343.5	1.074	60.18	0.96	78.06	1276.1	3.734	361.55
97	0.97	0.97	78.08	341.8	1.069	59.62	0.97	78.09	1258.7	3.684	359.33
98	0.98	0.98	78.13	340.2	1.063	59.03	0.98	78.14	1241.0	3.633	357.17
99	0.99	0.99	78.20	338.5	1.060	58.42	0.99	78.22	1222.3	3.589	355.28
100	1.00	1.00	78.32	336.9	1.055	57.81	1.00	78.31	1202.5	3.547	353.53

Il est souvent très utile, ne serait-ce que pour la modélisation sur ordinateur, de posséder les propriétés thermodynamiques sous forme d'équations polynomiales. Après avoir tracé les différents diagrammes, nous avons déterminé une corrélation de chaque courbe (de bulle, de rosée et de conjugaison).

- La figure 3 représente le diagramme T-x,y

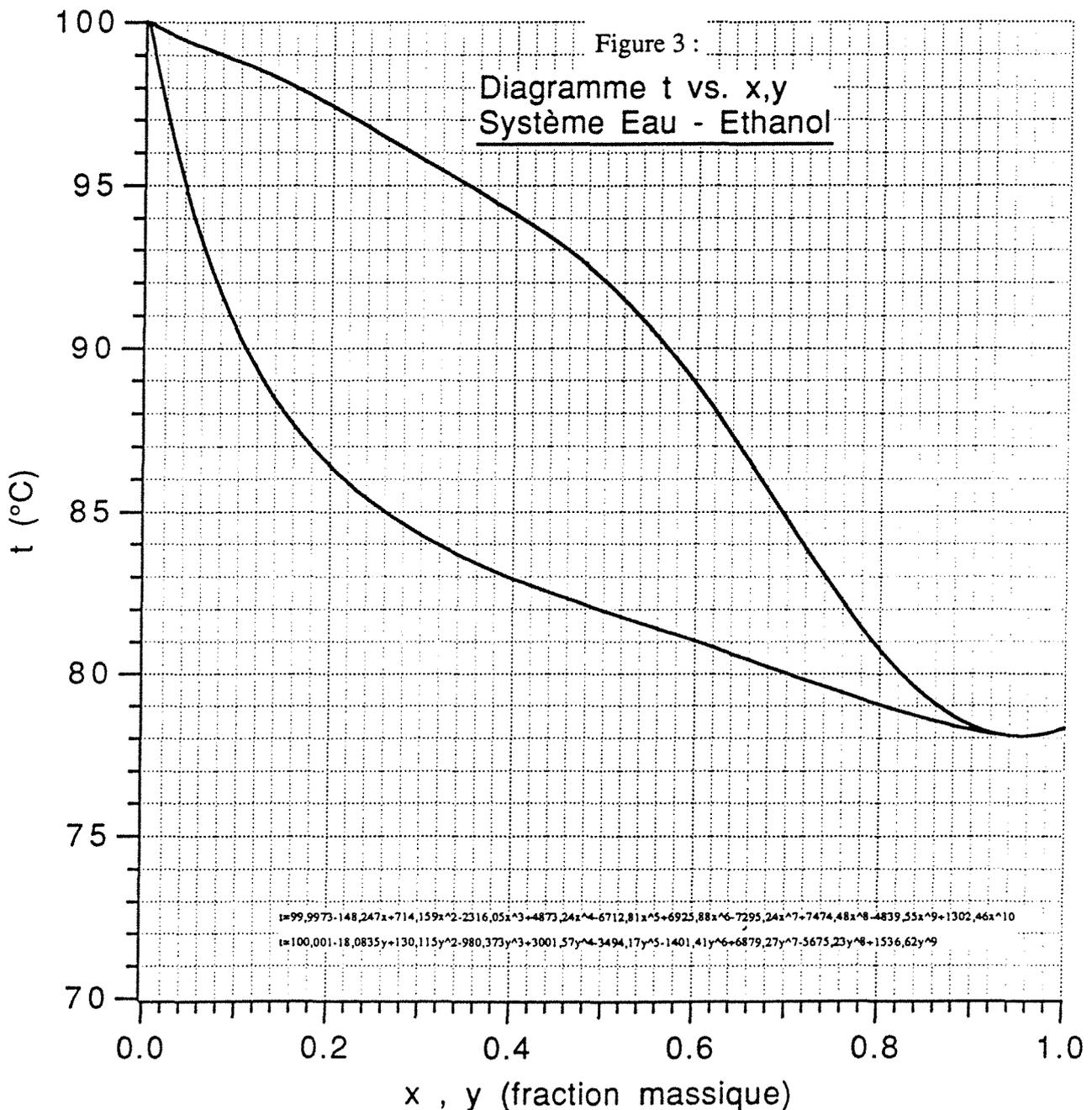
- la figure 4 fournit le diagramme utile à la construction de Mc CABE et THIELE :

x-y

- la figure 5 donne les isobares de bulle et de rosée pour le diagramme enthalpique H-x,y

- les figures 6 et 7 font référence aux diagrammes entropiques et exergetiques.

A titre comparatif, sur la figure 8, nous fournissons un diagramme enthalpique du couple EAU/ETHANOL proposé par le Perry's Chemical Eng.Handbook (2).



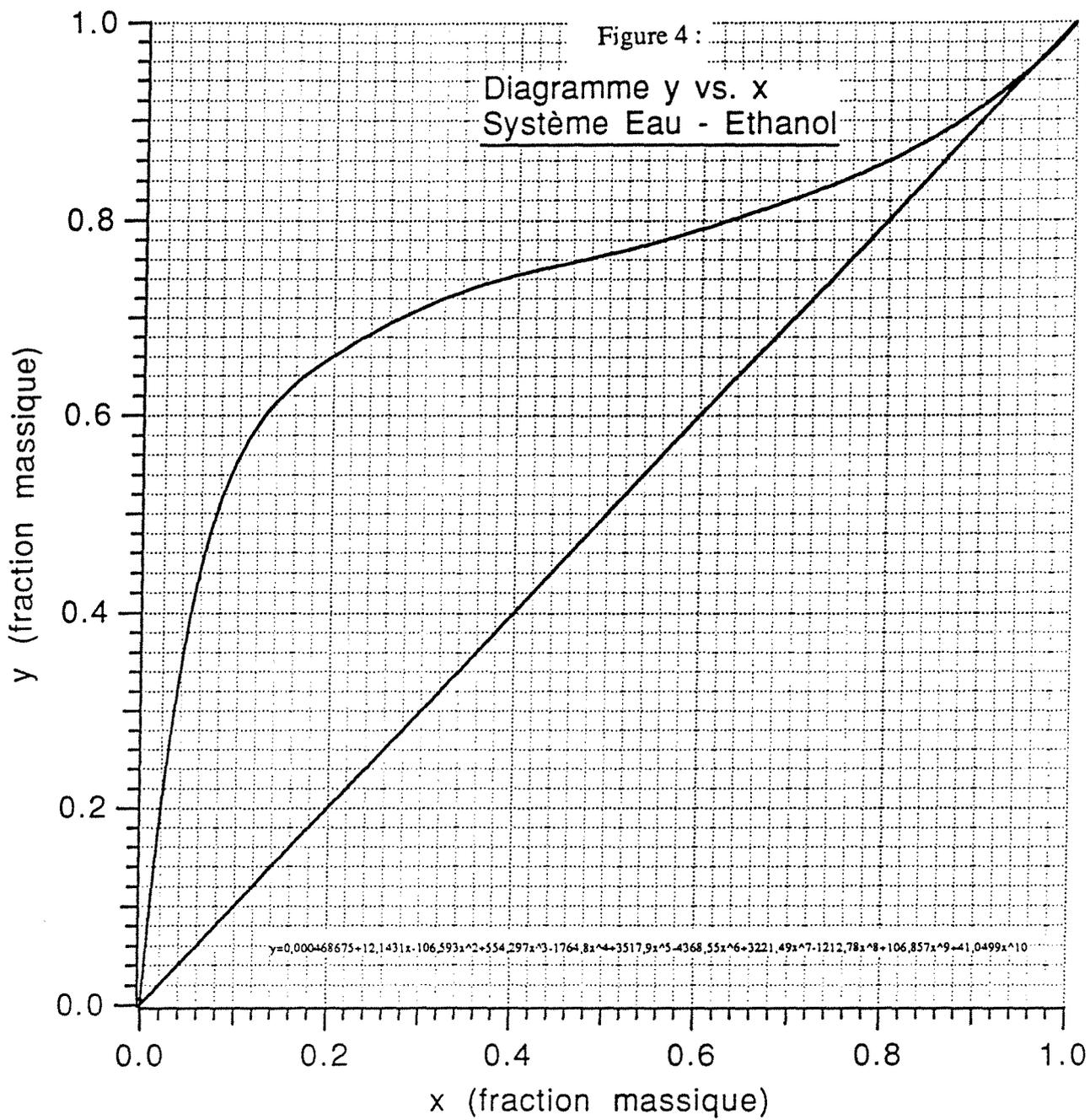


Figure 5 :

Diagramme H vs. x,y
Système Eau - Ethanol

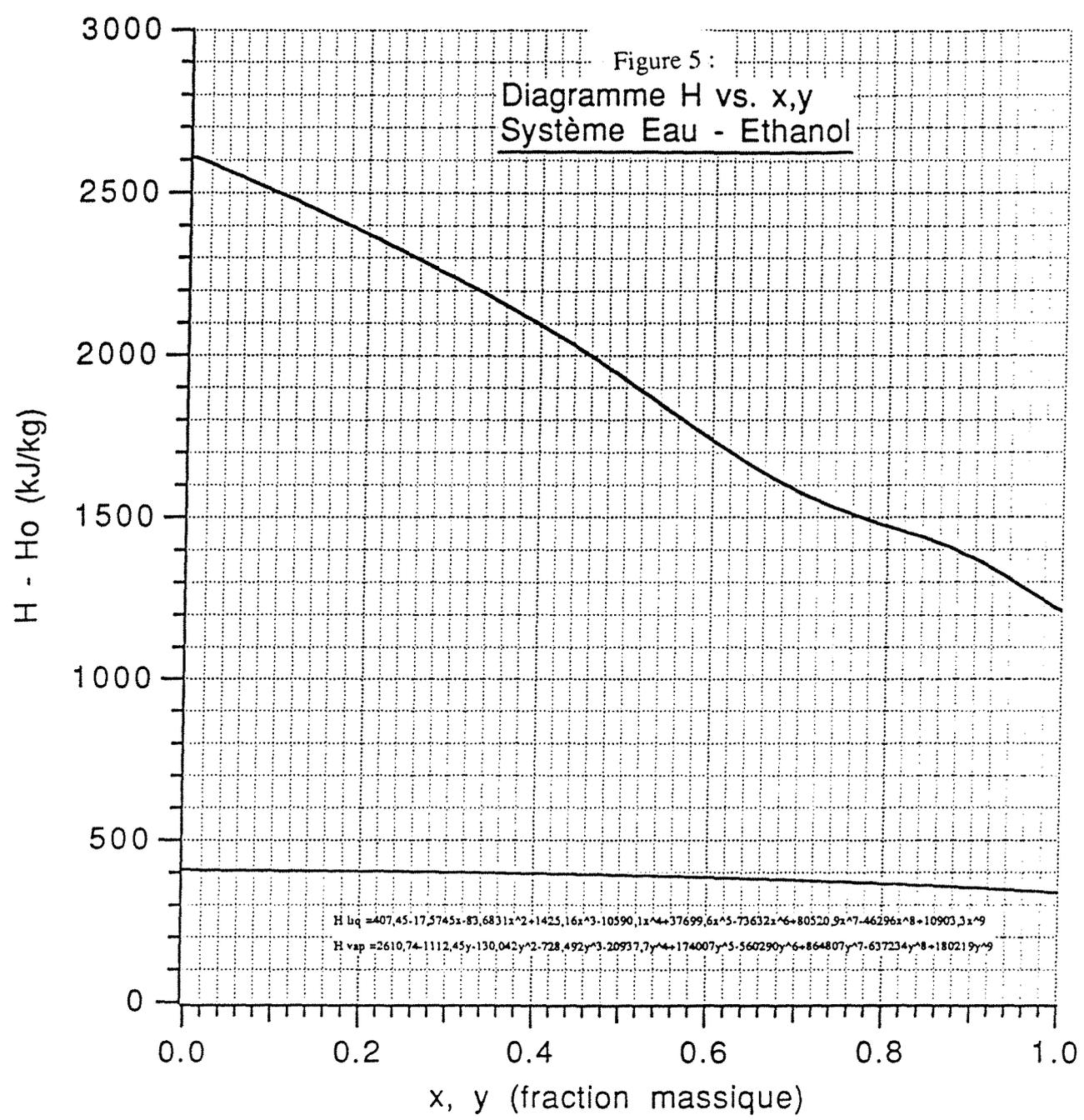


Figure 6 :
Diagramme S vs. x,y
Système Eau - Ethanol

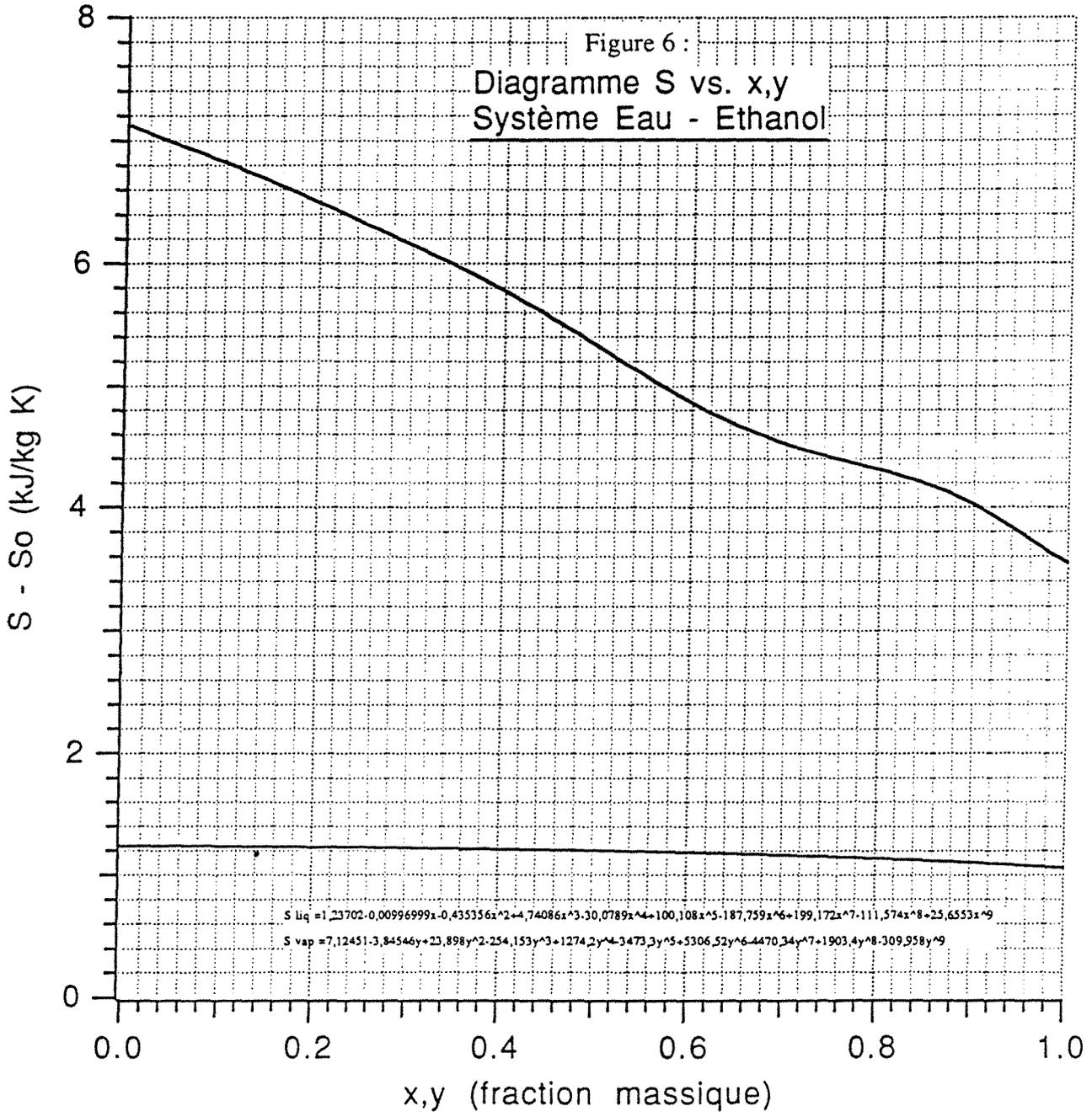
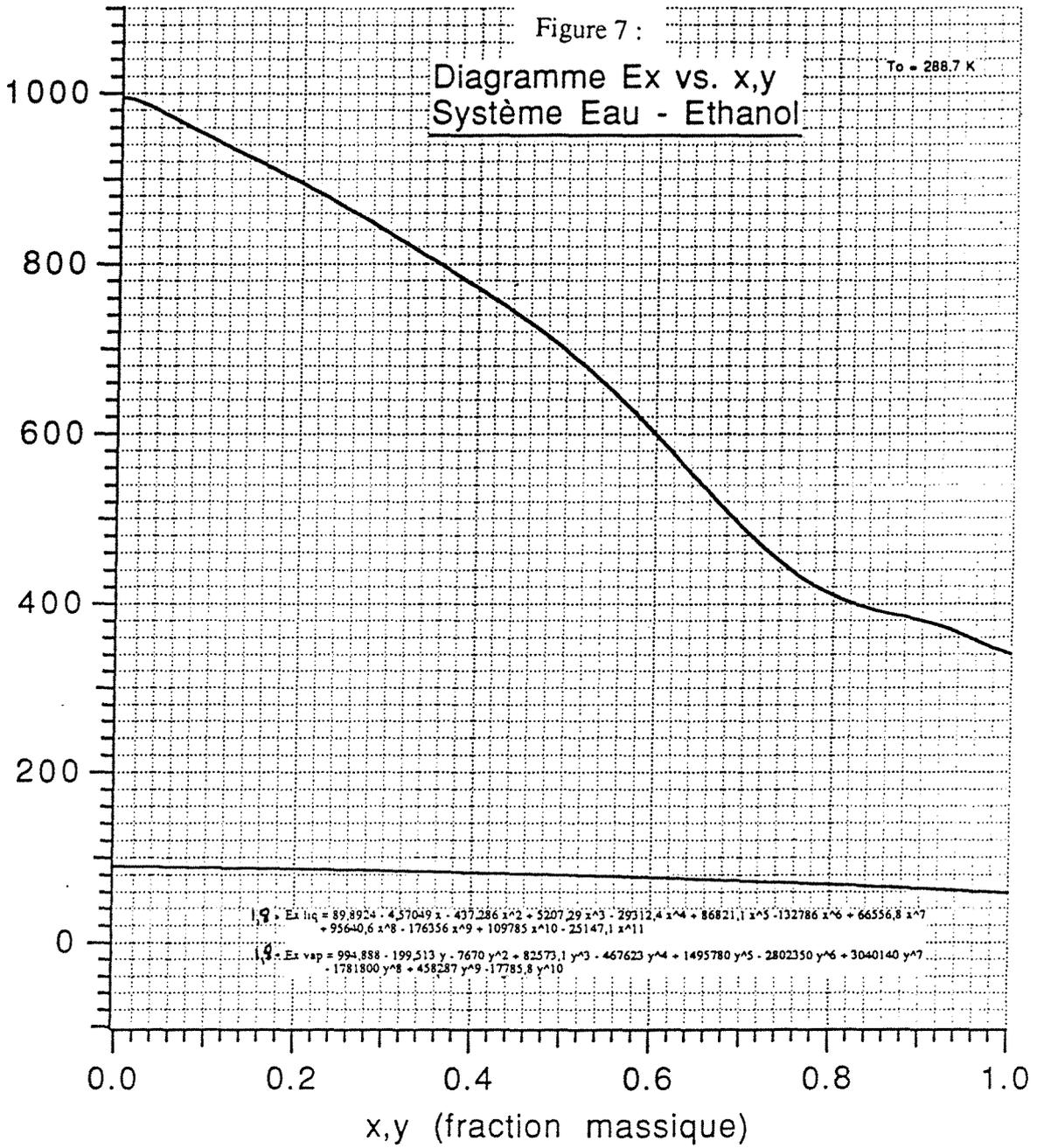


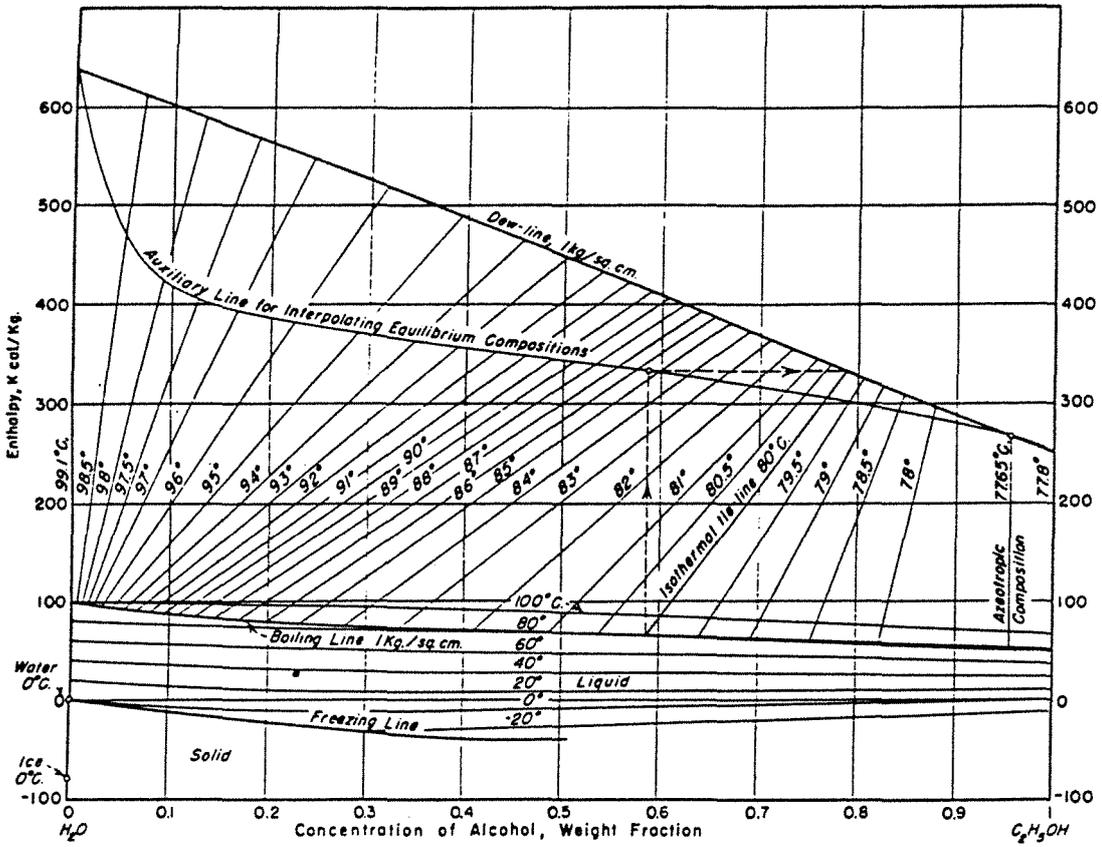
Figure 7 :

Diagramme Ex vs. x,y
Système Eau - Ethanol

To = 288.7 K

Ex (kJe/kg) · 1,8





Enthalpy-concentration diagram for aqueous ethyl alcohol. Reference states: enthalpies of liquid water and ethyl alcohol at 0°C are zero. NOTE: In order to interpolate equilibrium compositions, a vertical may be erected from any liquid composition on the boiling line and its intersection with the auxiliary line determined. A horizontal from this intersection will establish the equilibrium vapor composition on the dew line. (Bosnjakovic, Technische Thermodynamik, T. Steinkopff, Leipzig, 1935.)

Figure 8 : Diagramme enthalpique de l'eau-éthanol.

2.3. Propriétés liées au transport moléculaire

Les corrélations énoncées dans la méthode de l'AICHe (9) du chapitre II, font intervenir des propriétés physiques de la vapeur et du liquide, en particulier des propriétés liées au transport moléculaire, dont les données ne sont pas souvent disponibles dans la littérature. L'ouvrage "The properties of Gases and Liquids" (10) regroupe différentes méthodes pour estimer ces propriétés. Le manuel de l'AICHe propose des équations simplifiées dans le cas de mélanges où les interactions entre molécules sont faibles.

- Viscosité d'un mélange gazeux d'EAU / ETHANOL

Le manuel "Handbook of Chemistry and Physics" (5) donne la viscosité des corps purs gazeux à 100°C :

$$\text{pour l'éthanol : } \mu_{g1} = 1,08 \cdot 10^{-5} \text{ Pl } \quad \text{soit } 2,61 \cdot 10^{-2} \text{ lb/hr ft}$$

$$\text{pour l'eau : } \mu_{g2} = 1,26 \cdot 10^{-5} \text{ Pl } \quad \text{soit } 3,04 \cdot 10^{-2} \text{ lb/hr ft}$$

Pour estimer la viscosité d'un mélange gazeux de ces deux corps, Wilke propose une forme modifiée de l'équation de Hirschfelder, Bird et Spotz :

$$\mu_g = \frac{\mu_{g1}}{1 + \phi_{12} \frac{y_2}{y_1}} + \frac{\mu_{g2}}{1 + \phi_{21} \frac{y_1}{y_2}} \quad (7)$$

$$\text{avec } \phi_{12} = \frac{\left[1 + \left(\frac{\mu_{g1}}{\mu_{g2}} \right)^{1/2} \left(\frac{M_2}{M_1} \right)^{1/4} \right]^2}{2\sqrt{2} \left(1 + \frac{M_1}{M_2} \right)^{1/2}} = 0,5630 \quad (8)$$

$$\text{et } \phi_{21} = \frac{\left[1 + \left(\frac{\mu_{g2}}{\mu_{g1}} \right)^{1/2} \left(\frac{M_1}{M_2} \right)^{1/4} \right]^2}{2\sqrt{2} \left(1 + \frac{M_2}{M_1} \right)^{1/2}} = 1,6759 \quad (9)$$

M_i est la masse molaire du corps i (en g/mol).

- Viscosité d'un mélange liquide d'EAU / ETHANOL

Les variations de la viscosité en fonction de la composition sont disponibles dans la littérature (5). A 20°C, on obtient le graphe représenté sur la figure 9.

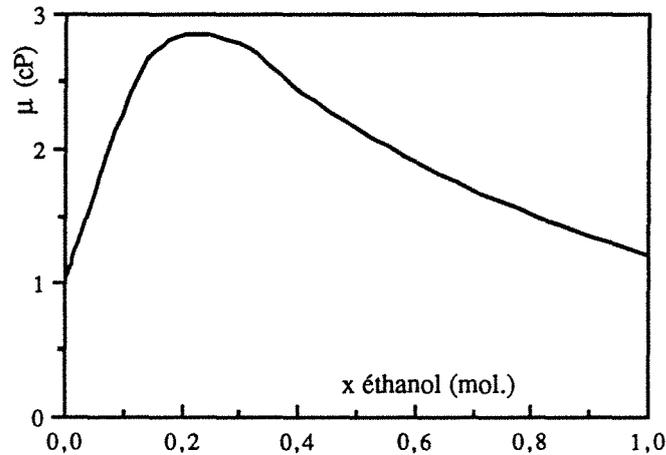


Figure 9 : Variations de la viscosité dynamique à 20°C d'un mélange EAU/ETHANOL en fonction de sa composition molaire.

La forme de cette courbe ne nous permet pas d'utiliser l'équation logarithmique proposé dans l'ouvrage de Glasstone (11). Pour estimer la viscosité du mélange à une température T inférieure à 100°C et supérieure à 20°C, nous supposons que les variations sont identiques à celle de l'eau pure :

$$\frac{\mu_1(T)}{\mu_1(20^\circ\text{C})} = \frac{\mu_{12}(T)}{\mu_{12}(20^\circ\text{C})} \quad (10)$$

en connaissant une relation empirique de la viscosité de l'eau pure à une température T(°C):

$$\mu_{12}(T) = \mu_{12}(20^\circ\text{C}) \cdot 10^{\left(\frac{1,3272 (20 - T) - 0,001053(T - 20)^2}{T + 105}\right)} \quad (11)$$

- Diffusivité d'un mélange gazeux EAU / ETHANOL

Pour un mélange gazeux binaire, le coefficient de diffusion moléculaire est calculé à partir de l'équation de Hirschfelder, Bird et Spotz modifiée par Wilke :

$$D_g = \frac{3,881e-3 T^{3/2} \left(\frac{M_1 + M_2}{M_1 M_2}\right)^{1/2}}{\phi r_0^2 I_d} \quad (\text{en sq.ft/hr}) \quad (12)$$

avec $\left\{ \begin{array}{l} \phi \text{ pression en atmosphère} \\ r_0 \text{ diamètre de collision} = 3,6 \text{ \AA} \\ I_d \text{ intégrale de collision pour la diffusion} = 0,7364 \end{array} \right.$

Les valeurs numériques conduisent à :

$$D_g = 0,7824 \text{ sq.ft/hr} \quad \text{soit} \quad 2,02e-5 \text{ m}^2/\text{s}$$

- Diffusivité d'un mélange liquide d'EAU / ETHANOL

L'équation de Wilke calcule le nombre de Stokes-Einstein d'un composant dilué infiniment dans un solvant

$$\frac{D_1 \mu_1}{T + 273,15} = \frac{2,87e-7 (X M)^{1/2}}{V_0^{0,6}} \quad (13)$$

où X est un paramètre lié au solvant :

$$X_1 = 1,5$$

$$X_2 = 2,6$$

V_0 est le volume atomique du soluté à sa température d'ébullition :

$$V_{0,1} = 59,2$$

$$V_{0,2} = 18,8$$

et où M est la masse molaire du solvant.

Dans la cas d'une dilution non infinie, l'équation fait intervenir les coefficients d'activité γ

$$\frac{\left(\frac{D_1 \mu_1}{T+273,15}\right)_1}{1 + \frac{d \ln \gamma_1}{d \ln x_1}} = \left[\left(\frac{D_1 \mu_1}{T+273,15}\right)_{2,0} - \left(\frac{D_1 \mu_1}{T+273,15}\right)_{1,0} \right] x_1 + \left(\frac{D_1 \mu_1}{T+273,15}\right)_{1,0} \quad (14)$$

Les coefficients d'activité γ de chaque composant peuvent être déterminés par des corrélations types Margoules, Van Laar ou Wilson... Le tableau 7 fournit les valeurs des coefficients de chaque équation pour différentes pressions et températures. La corrélation de Margoules est une expression simple des coefficients γ :

pour l'éthanol :

$$\ln \gamma_1 = [A_{12} + 2 (A_{21} - A_{12}) x_1] (1 - x_1)^2 \quad (15)$$

L'expression de γ_2 coefficient d'activité de l'eau, revient à intervertir les indices de l'équation ci-dessus. Sous une pression de 1 atm, pour le binaire eau/éthanol, les constantes de la corrélations sont :

$$A_{12} = 1,6252$$

$$A_{21} = 0,8610$$

En dérivant l'équation 15, l'expression du nombre de Stokes-Einstein pour la diffusion du composant 1 dans 2 devient :

$$\left(\frac{D_1 \mu_1}{T+273,15}\right)_1 = (1 - 4,59 x_1^3 + 9,36 x_1^2 - 4,79 x_1) (2,4e-7 x_1 + 1,7e-7) \quad (16)$$

III - L'EAU

Le liquide de refroidissement utilisé pour la condensation des vapeurs d'alcools est de l'eau de ville. Le calcul des quantités de chaleur échangées nécessite la connaissance de la masse volumique en fonction de la température et des capacités calorifiques. Les tableaux 9 et 10 fournissent ces valeurs pour différentes températures comprises entre 0 et 100°C.

Le calcul d'une PAC dont le fluide de travail est l'eau, fait souvent référence au diagramme LogP-H. La figure 10 est en fait un diagramme de Mollier (7), où l'on peut lire l'enthalpie et l'entropie de l'eau à une température et pression donnée.

Temperature of Water <i>t</i> Degrees Celsius	Saturation Pressure <i>p'</i> Bar Absolute	Specific Volume $v \times 10^3$ Cubic Decimetres per Kilogram	Density ρ Kilograms per Cubic Metre
.01	.006112	1.0002	999.8
5	.008719	1.0001	999.9
10	.012271	1.0003	999.7
15	.017041	1.0010	999.0
20	.023368	1.0018	998.2
25	.031663	1.0030	997.0
30	.042418	1.0044	995.6
35	.056217	1.0060	994.0
40	.073750	1.0079	992.2
45	.09582	1.0099	990.2
50	.12335	1.0121	988.0
55	.15740	1.0145	985.7
60	.19919	1.0171	983.2
65	.25008	1.0199	980.5
70	.31160	1.0228	977.7
75	.38547	1.0258	974.8
80	.47359	1.0290	971.8
85	.57803	1.0324	968.6
90	.70109	1.0359	965.3
95	.84526	1.0396	961.9
100	1.01325	1.0435	958.3
110	1.4326	1.0515	951.0
120	1.9853	1.0603	943.1
130	2.7012	1.0697	934.8
140	3.6136	1.0798	926.1
150	4.7597	1.0906	916.9
160	6.1805	1.1021	907.4
170	7.9203	1.1144	897.3
180	10.0271	1.1275	886.9
190	12.552	1.1415	876.0
200	15.551	1.1565	864.7
225	25.504	1.1992	833.9
250	39.776	1.2512	799.2
275	59.49	1.3168	759.4
300	85.92	1.4036	712.5
325	120.57	1.5289	654.1
350	165.37	1.741	574.4
374.15	221.20	3.170	315.5

Tableau 9 : Variations de la masse volumique de l'eau en fonction de la température.

Temp. °C.	Thermal Capacity		Enthalpy		Temp. °C	Thermal Capacity		Enthalpy	
	Cal./g/°C	Joules/g/°C	Cal./g	Joules/g		Cal./g/°C	Joules/g/°C	Cal./g	Joules/g
0	1.00738	4.2177	0.0245	0.1026	50	.99854	4.1807	50.0079	209.3729
1	1.00652	4.2141	1.0314	4.3184	51	.99862	4.1810	51.0065	213.5538
2	1.00571	4.2107	2.0376	8.5308	52	.99871	4.1814	52.0051	217.7350
3	1.00499	4.2077	3.0429	12.7400	53	.99878	4.1817	53.0039	221.9166
4	1.00430	4.2048	4.0475	16.9462	54	.99885	4.1820	54.0027	226.0984
5	1.00368	4.2022	5.0515	21.1498	55	.99895	4.1824	55.0016	230.2806
6	1.00313	4.1999	6.0549	25.3508	56	.99905	4.1828	56.0006	234.4632
7	1.00260	4.1977	7.0578	29.5496	57	.99914	4.1832	56.9997	238.6462
8	1.00213	4.1957	8.0602	33.7463	58	.99924	4.1836	57.9989	242.8296
9	1.00170	4.1939	9.0621	37.9410	59	.99933	4.1840	58.9982	247.0134
10	1.00129	4.1922	10.0636	42.1341	60	.99943	4.1844	59.9975	251.1976
11	1.00093	4.1907	11.0647	46.3255	61	.99955	4.1849	60.9970	255.3822
12	1.00060	4.1893	12.0654	50.5155	62	.99964	4.1853	61.9966	259.5673
13	1.00029	4.1880	13.0659	54.7041	63	.99976	4.1858	62.9963	263.7529
14	1.00002	4.1869	14.0660	58.8916	64	.99988	4.1863	63.9962	267.9390
15	.99976	4.1858	15.0659	63.0779	65	1.00000	4.1868	64.9961	272.1258
16	.99955	4.1849	16.0655	67.2632	66	1.00014	4.1874	65.9962	276.3127
17	.99933	4.1840	17.0650	71.4476	67	1.00026	4.1879	66.9964	280.5003
18	.99914	4.1832	18.0642	75.6312	68	1.00041	4.1885	67.9967	284.6885
19	.99897	4.1825	19.0633	79.8141	69	1.00053	4.1890	68.9972	288.8772
20	.99883	4.1819	20.0622	83.9963	70	1.00067	4.1896	69.9977	293.0665
21	.99869	4.1813	21.0609	88.1778	71	1.00081	4.1902	70.9985	297.2564
22	.99857	4.1808	22.0596	92.3589	72	1.00096	4.1908	71.9994	301.4469
23	.99847	4.1804	23.0581	96.5395	73	1.00112	4.1915	73.0004	305.6381
24	.99838	4.1800	24.0565	100.7196	74	1.00127	4.1921	74.0016	309.8299
25	.99828	4.1796	25.0548	104.8994	75	1.00143	4.1928	75.0030	314.0224
26	.99821	4.1793	26.0530	109.0788	76	1.00160	4.1935	76.0045	318.2155
27	.99814	4.1790	27.0512	113.2580	77	1.00177	4.1942	77.0062	322.4094
28	.99809	4.1788	28.0493	117.4369	78	1.00194	4.1949	78.0080	326.6039
29	.99804	4.1786	29.0474	121.6157	79	1.00213	4.1957	79.0101	330.7992
30	.99802	4.1785	30.0455	125.7943	80	1.00229	4.1964	80.0123	334.9952
31	.99799	4.1784	31.0435	129.9727	81	1.00248	4.1972	81.0147	339.1920
32	.99797	4.1783	32.0414	134.1510	82	1.00268	4.1980	82.0172	343.3897
33	.99797	4.1783	33.0394	138.3293	83	1.00287	4.1988	83.0200	347.5881
34	.99795	4.1782	34.0374	142.5076	84	1.00308	4.1997	84.0230	351.7873
35	.99795	4.1782	35.0353	146.6858	85	1.00327	4.2005	85.0262	355.9874
36	.99797	4.1783	36.0333	150.8641	86	1.00349	4.2014	86.0295	360.1883
37	.99797	4.1783	37.0312	155.0423	87	1.00370	4.2023	87.0331	364.3902
38	.99799	4.1784	38.0292	159.2207	88	1.00392	4.2032	88.0369	368.5929
39	.99802	4.1785	39.0272	163.3991	89	1.00416	4.2042	89.0410	372.7966
40	.99804	4.1786	40.0253	167.5777	90	1.00437	4.2051	90.0452	377.0012
41	.99807	4.1787	41.0233	171.7563	91	1.00461	4.2061	91.0497	381.2068
42	.99811	4.1789	42.0214	175.9351	92	1.00485	4.2071	92.0545	385.4135
43	.99816	4.1791	43.0195	180.1141	93	1.00509	4.2081	93.0594	389.6211
44	.99819	4.1792	44.0177	184.2933	94	1.00535	4.2092	94.0647	393.8297
45	.99826	4.1795	45.0159	188.4726	95	1.00561	4.2103	95.0701	398.0395
46	.99830	4.1797	46.0142	192.6522	96	1.00588	4.2114	96.0759	402.2503
47	.99835	4.1799	47.0125	196.8320	97	1.00614	4.2125	97.0819	406.4622
48	.99842	4.1802	48.0109	201.0120	98	1.00640	4.2136	98.0882	410.6753
49	.99847	4.1804	49.0094	205.1923	99	1.00669	4.2148	99.0947	414.8895
					100	1.00697	4.2160	100.1015	419.1049

Tableau 10 : Capacités calorifiques et enthalpies de l'eau en fonction de la température (5).

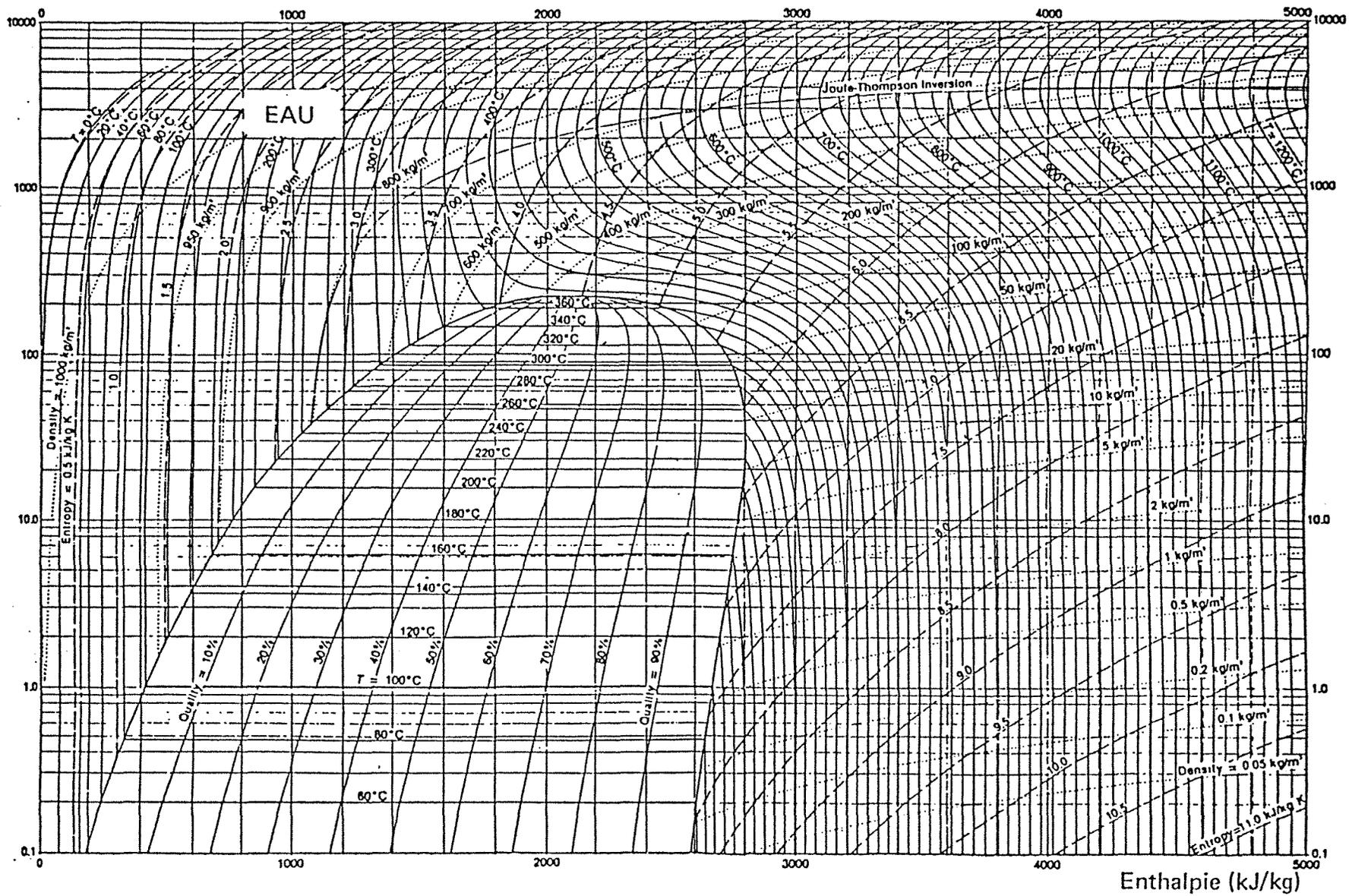


Figure 10 : Diagramme de MOLLIER de l'eau (7).

IV - LE GILOTHERM DO

Le gilotherm DO est une huile synthétique, mélange eutectique de diphényle (26,5%) et d'oxyde de diphényle (73,5%). Le tableau 11 donne les principales caractéristiques de cette huile.

SPECIFICATIONS

Colour ASTM D 1500-64	max 2.0
Bulk density at 20°C	1.060 à 1.070 g/cm ³
Kinematic viscosity at 20°C	4.5 mm ² /s
Fire point NF T 60-118 - ASTM 92-52	mini 130°C
Distillation NF M 07-002 - ASTM D 86-67:	
Initial point	mini 238°C
5 ml	mini 242°C
95 ml	maxi 252°C

PRINCIPAL CHARACTERISTICS

We give below some diagrams and formulas showing the useful properties for the calculation of pressure drop and heat transfer, according to temperature and in different units, and two charts for use as ready reckoners of pressure drop and exchange coefficients.

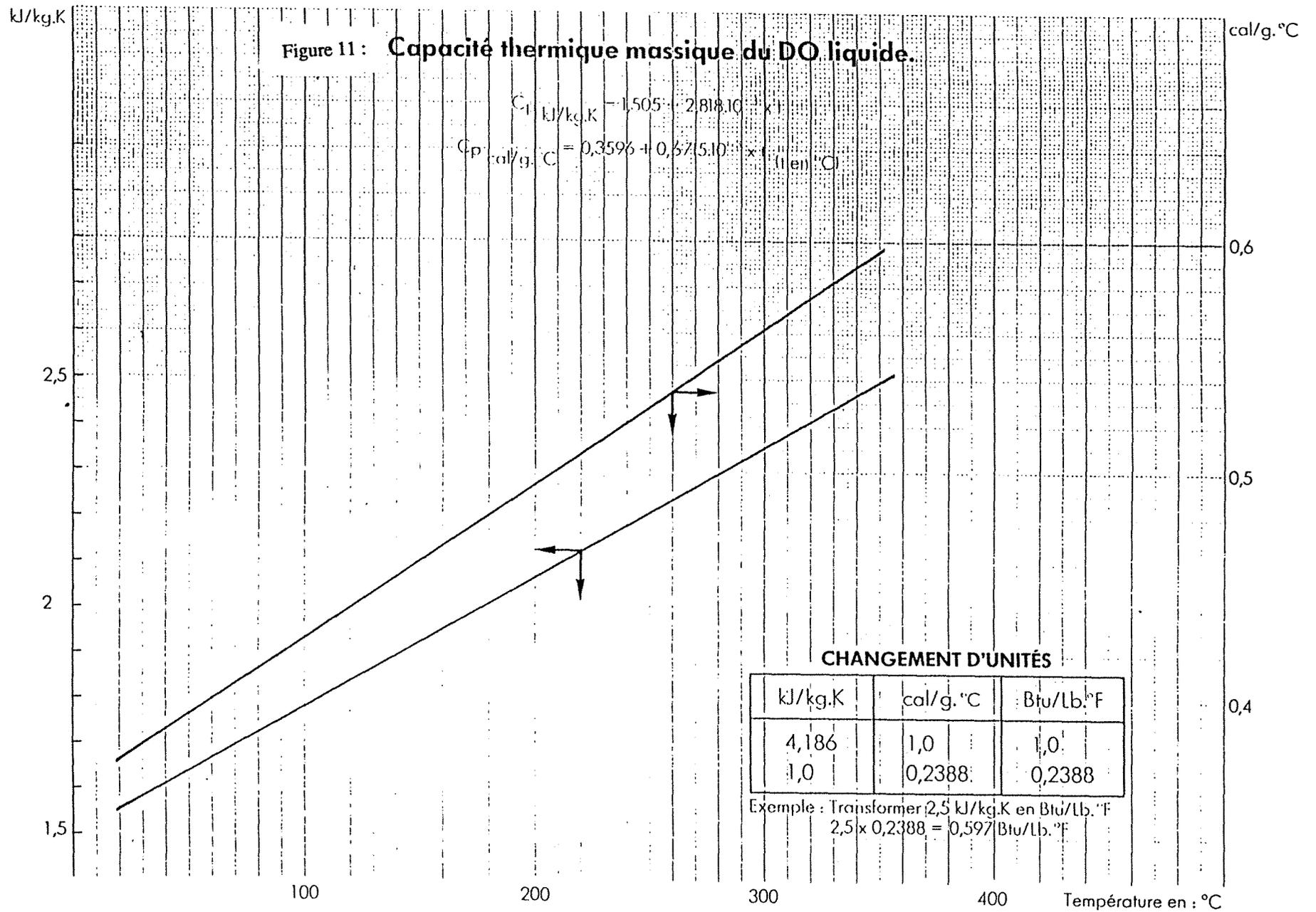
	BULK DENSITY lg/cm ³	SPECIFIC HEAT (kJ/kg.K)	THERMAL CONDUCTIVITY (W/m.K)	KINEMATIC VISCOSITY (mm ² /s)	VAPOUR PRESSURE (Pa)
20°C	1.068	1.55	0.140	4.5	-
100°C	0.996	1.78	0.129	1.15	-
250°C	0.853	2.22	0.109	0.33	0.9.10 ⁻⁵
300°C	0.800	2.35	0.102	0.258	2.4.10 ⁻⁵
350°C	0.746	2.50	0.095	0.21	5.5.10 ⁻⁵

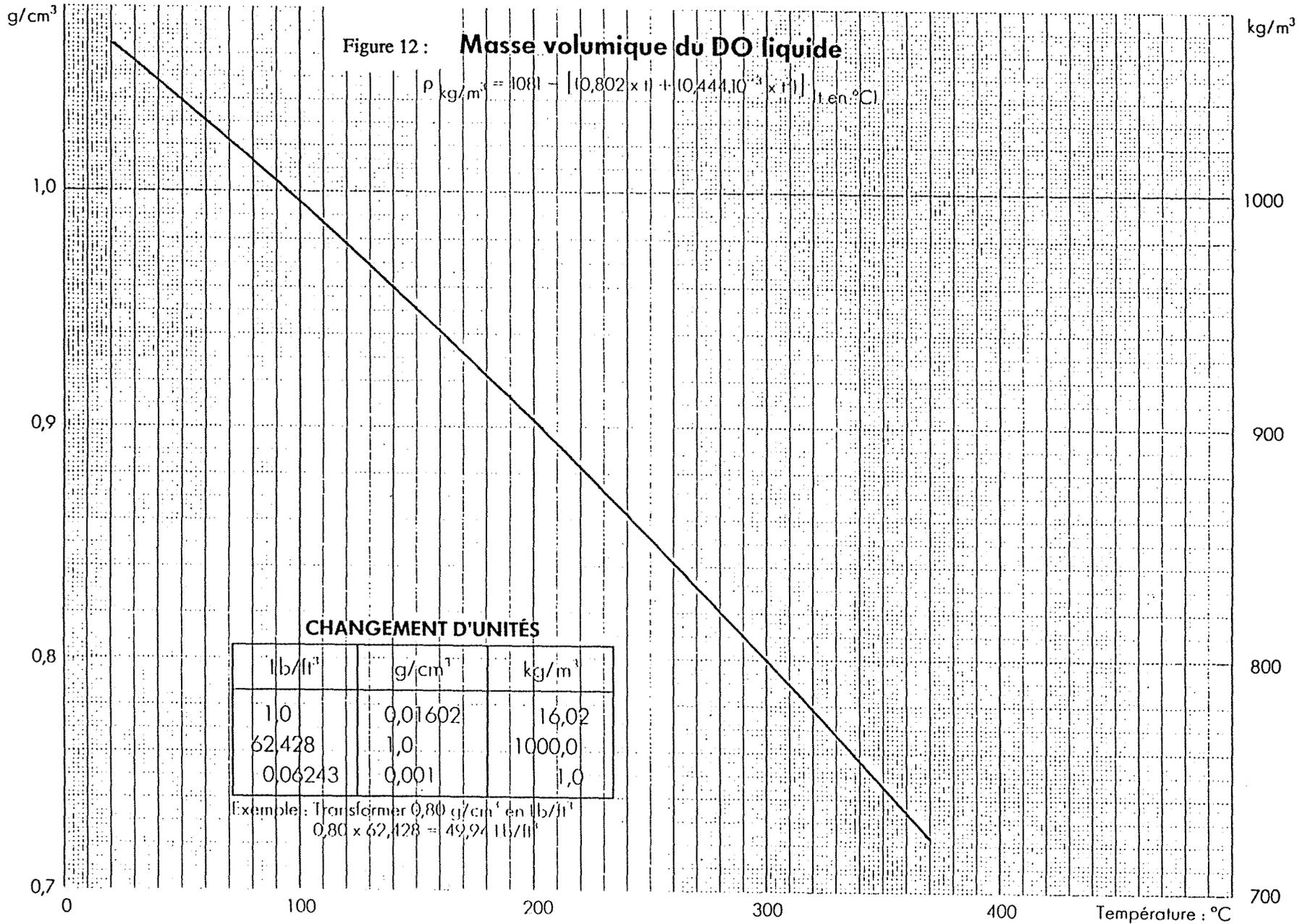
Freezing point: + 12.7°C
Odor: characteristic.

Autoignition point: 600°C

Tableau 11 : Spécifications du GILOTHERM DO (8)

On trouvera en figure 11 et 12 les graphiques et formules de la capacité thermique massique et de la masse volumique de l'huile.





CHANGEMENT D'UNITÉS

lb/ft ³	g/cm ³	kg/m ³
1,0	0,01602	16,02
62,428	1,0	1000,0
0,06243	0,001	1,0

Exemple : Transformer 0,80 g/cm³ en lb/ft³
 $0,80 \times 62,428 = 49,94 \text{ lb/ft}^3$

V - UN CFC : LE R114

Le R114 est un CFC : le tétrafluoro-dichloro carbone de formule $C_2Cl_2F_4$, très utilisé comme fluide de travail dans les pompes à chaleur. La figure 13 fournit le diagramme de Mollier.

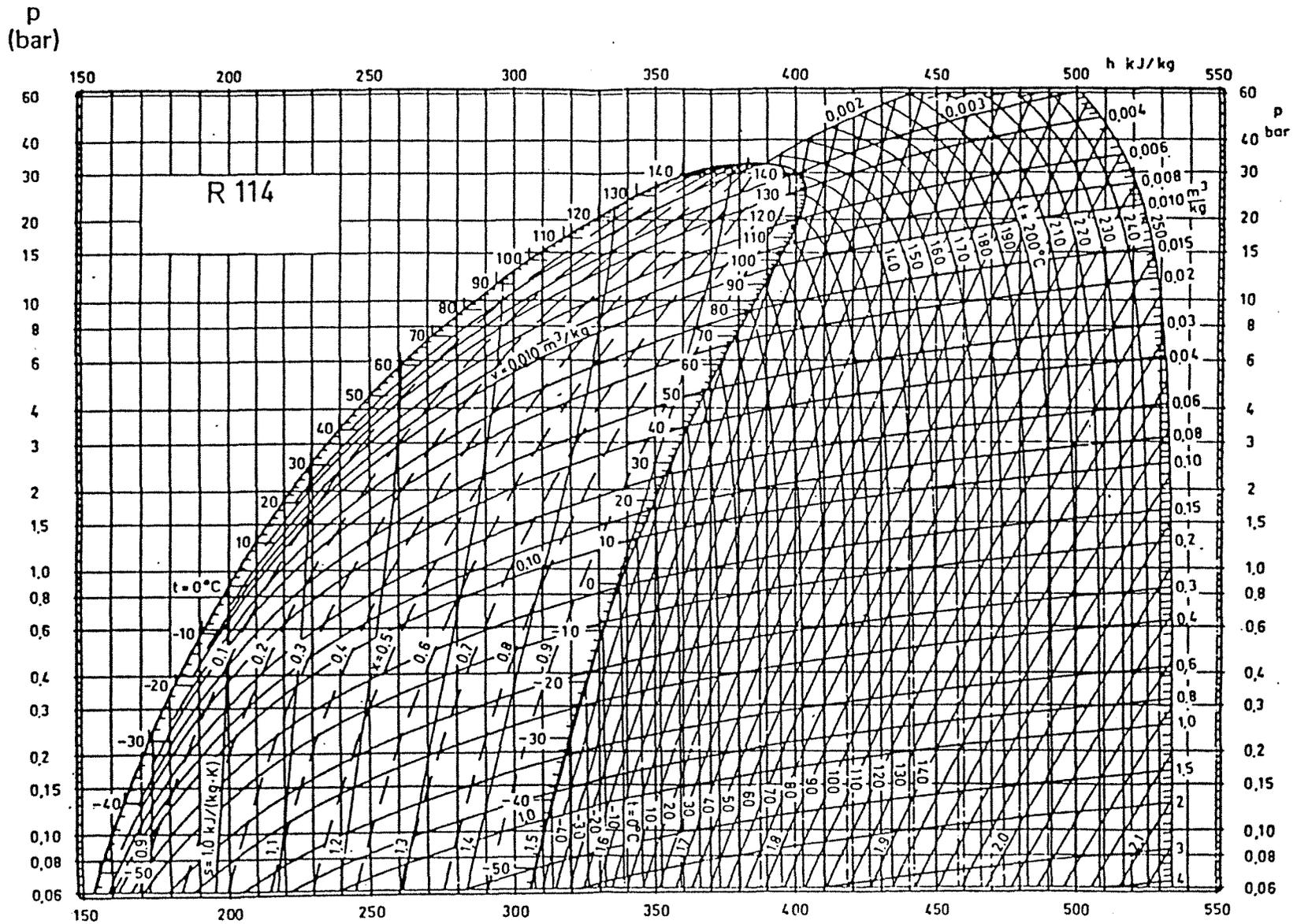


Figure 13 : Diagramme de MOLLIER du R114 (7).

Enthalpie (kJ/kg)

VI - L'AMMONIAQUE

Le mélange EAU / AMMONIAC est depuis très longtemps utilisé dans des systèmes de refroidissement ou dans la production de froid. La figure 14 donne des faisceaux d'isobare et d'isotherme dans le diagramme enthalpique H-x,y.

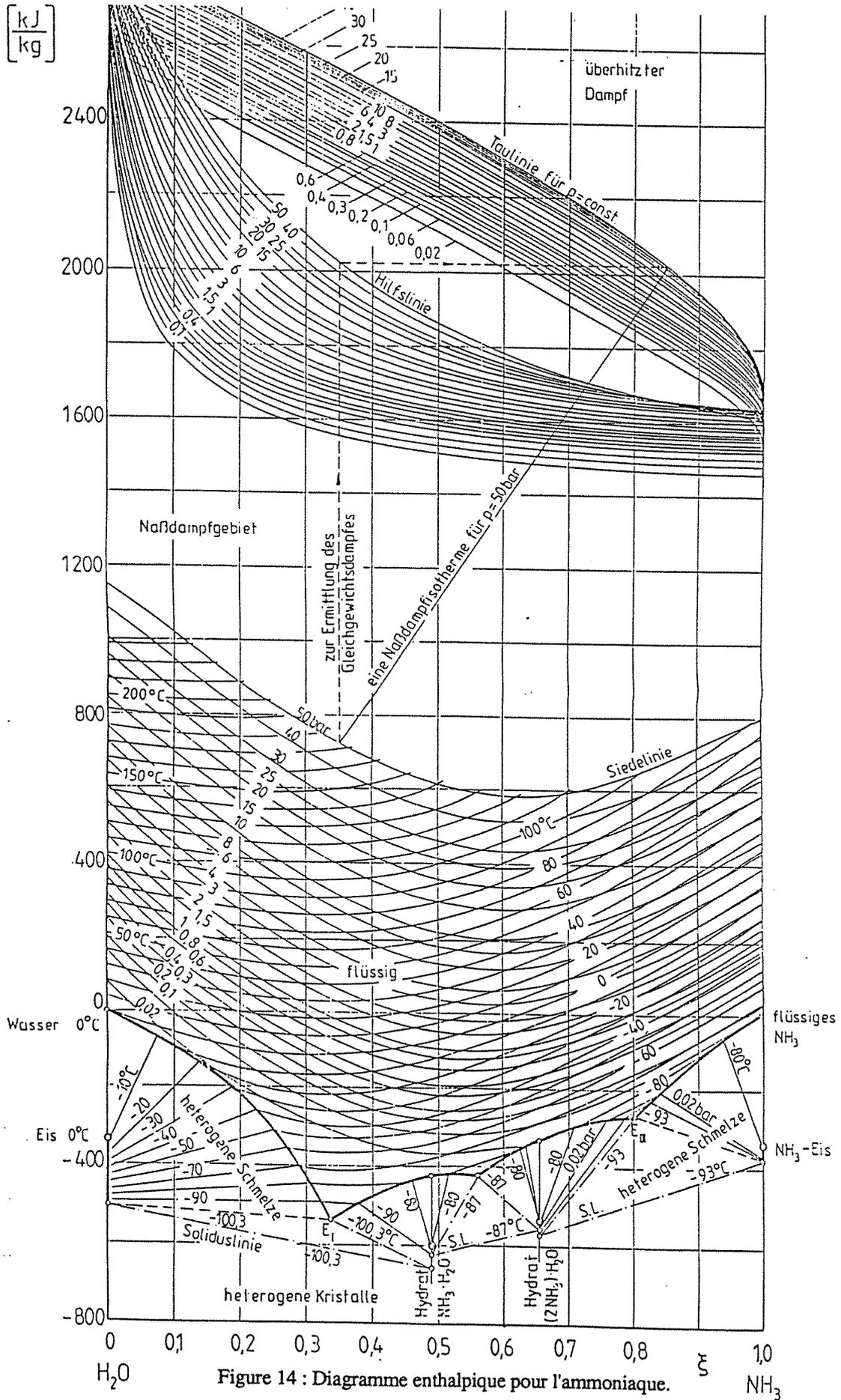


Figure 14 : Diagramme enthalpique pour l'ammoniaque.

BIBLIOGRAPHIE :

1. BEATTY, H.A., CALINGAERT, G., "Vapor-liquid equilibrium of hydrocarbon mixtures", Ind. Eng. Chem., 26, n° 5, pp 504-508, 1934.
2. LILEY, P.E., REID, R.C., BUCH, E., "Physical and chemical data", Perry's Chemical Engineers' Handbook, 6^{ème} édition, section 3, pp 194-212, 1984.
3. "Handbook of Chemistry and physics", Chemical Rubber Publis. Co, 41^{ème} édition, p 2282, 1959.
4. YAWS, C.L., NI, H.M., CHIANG, P.Y., "Heat capacities for 700 compounds", Chemical Engineering, May 9, pp 91-98, 1988.
5. Handbook of Chemistry and Physics, 61st édition, CRC Press, 1980-1981.
6. GMEHLING, J., OUKEN, U., ARLT, W., "Vapor-liquid equilibrium data collection Aqueous-Organic Systems (Supp.1)", Chemistry Data Serie, Vol.1, Part 1a, pp 116-157.
7. YUAN, Q.S., BLAISE, J.C., MISSIRIAN, C., "Contribution à l'étude théorique et expérimentale et à la modélisation d'une PAC en cascade à très haute température", Bulletin de la direction des études et recherches, EDF, p 101, Août 1988, 3 série A.
8. "Giloterm DO ", Documentation technique, RHONE-POULENC Spécialités chimiques.
9. "Bubble-Tray Design Manual : prediction of fractionation efficiency", ouvrage de l'A.I.Ch.E, The Science Press, 1958.
10. REID, R.C., PRAUSNITZ, J.M., SHERWOOD, T.K., "The properties of Gases and Liquids", 3rd Ed., Mc Graw-Hill Book Company, 1977.
11. GLASSTONE, S., LAIDLER, K.J., EYRING, H., "The Theory of Rate Process", McGraw Hill Book Company, Inc., New York, 1941.

ANNEXE II
DETERMINATION DES DEBITS
ET
DE L'EFFICACITE

SOMMAIRE DE L'ANNEXE II

I - INTRODUCTION	3
II - COLONNE D'ENRICHISSEMENT	3
2.1. - Exposé du problème	3
2.2. - Organigramme du programme	6
2.3. - Listing du programme : En(MURPH).FOR	7
2.4. - Exemple numérique	12
2.5. - Précision de la méthode	17
III - COLONNE D'EPUISEMENT	21
3.1. - Exposé du problème	21
3.2. - Organigramme du programme	23
3.3. - Listing du programme : Ep(MURPH).FOR	24
3.4. - Exemple numérique	29
IV - CONCLUSION	33
BIBLIOGRAPHIE	33

DETERMINATION DES DEBITS ET DE L'EFFICACITE

I - INTRODUCTION

Lorsque les propriétés thermodynamiques (H, h, y, ...) d'un mélange binaire peuvent être estimées pour chaque composition, il est beaucoup plus rapide et plus précis d'utiliser une méthode numérique pour établir les bilans de matière et d'énergie sur chaque plateau de la colonne : cette recherche fait référence à la méthode de Sorel.

Le but de cette partie est d'élaborer un programme qui détermine à partir des compositions massiques expérimentales, les coefficients de MURPHEE globaux pour chaque plateau d'une colonne d'enrichissement ou d'épuisement. La méthode utilise les bilans de matière et d'énergie pour calculer la concentration de la vapeur, la résolution s'effectuant avec la méthode des sécantes.

II - COLONNE D'ENRICHISSEMENT

2.1. - Exposé du problème

Considérons un plateau de rang n quelconque de la colonne d'enrichissement. Isolons par la pensée un système constitué du condenseur et des (n-1) plateaux supérieurs, comme indiqué sur la figure 1.

- Le débit de vapeur qui quitte le plateau (n+1) vers le plateau n est : $V_{n+1,m}$ (en kg/s).
- Le débit de liquide qui coule du plateau n au plateau n+1 est : $L_{n,m}$ (kg/s).
- x_m est la composition massique du liquide et y_m celle de la vapeur.
- D_m est le débit de distillat (kg/s)

Le bilan global de matière pour ce système ouvert s'écrit :

$$V_{n+1,m} = D_m + L_{n,m} \quad (1)$$

De même, le bilan de matière par constituant s'écrit :

$$V_{n+1,m} y_{n+1,m} = D_m x_{D,m} + L_{n,m} x_{n,m} \quad (2)$$

Le bilan d'énergie fait intervenir la quantité de chaleur Q_C prélevée au condenseur (kW) et les quantités de chaleur prélevées sur les plateaux numérotés de 1 à n :

$$V_{n+1,m} H_{n+1,m} = D_m h_{D,m} + L_{n,m} h_{n,m} + Q_C + \sum_{i=1}^n Q_i \quad (3)$$

- h_m est l'enthalpie massique (kJ/kg) du liquide correspondant. Elle est fonction de sa composition massique. On suppose que le liquide est bouillant : $h_{n,m} = h_m(x_{n,m})$

- H_m est l'enthalpie massique (kJ/kg) de la vapeur associée. Elle est aussi une fonction implicite de la composition de cette vapeur. Dans notre cas, nous supposons que la vapeur est saturante : $H_{n+1,m} = H_m(y_{n+1,m})$

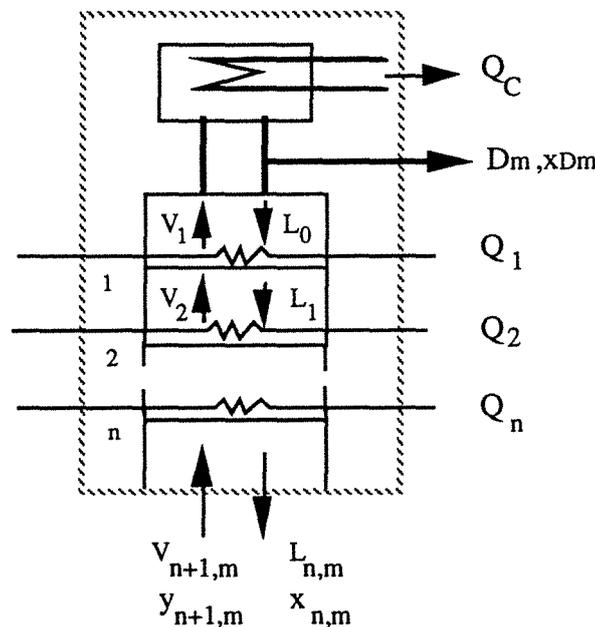


Figure 1: Système isolé servant de base pour le calcul des bilans sur le plateau n.

Nous obtenons un système de trois équations à trois inconnues. Les autres valeurs du système sont soit des valeurs données par l'expérience ($D_m, x_{D,m}, x_{n,m}, Q_C, Q_i$) soit calculées à partir de ces valeurs expérimentales ($h_{D,m}; h_{n,m}$).

Etant donné que $H_{n+1,m}$ est fonction de $y_{n+1,m}$, le système peut être résolu en utilisant une méthode numérique de recherche de racine (méthode de Newton ou méthode de la sécante (1)).

$$V_{n+1,m} = D_m \left(\frac{x_{D,m} - x_{n,m}}{y_{n+1,m} - x_{n,m}} \right) \quad (4)$$

$$L_{n,m} = D_m \left(\frac{x_{D,m} - y_{n+1,m}}{y_{n+1,m} - x_{n,m}} \right) \quad (5)$$

$$(x_{D,m} - x_{n,m}) H_m(y_{n+1,m}) - (x_{D,m} - y_{n+1,m}) h_{n,m} - \left(h_{D,m} + \frac{Q_C + \sum_{i=1}^n Q_i}{D_m} \right) (y_{n+1,m} - x_{n,m}) = 0 \quad (6)$$

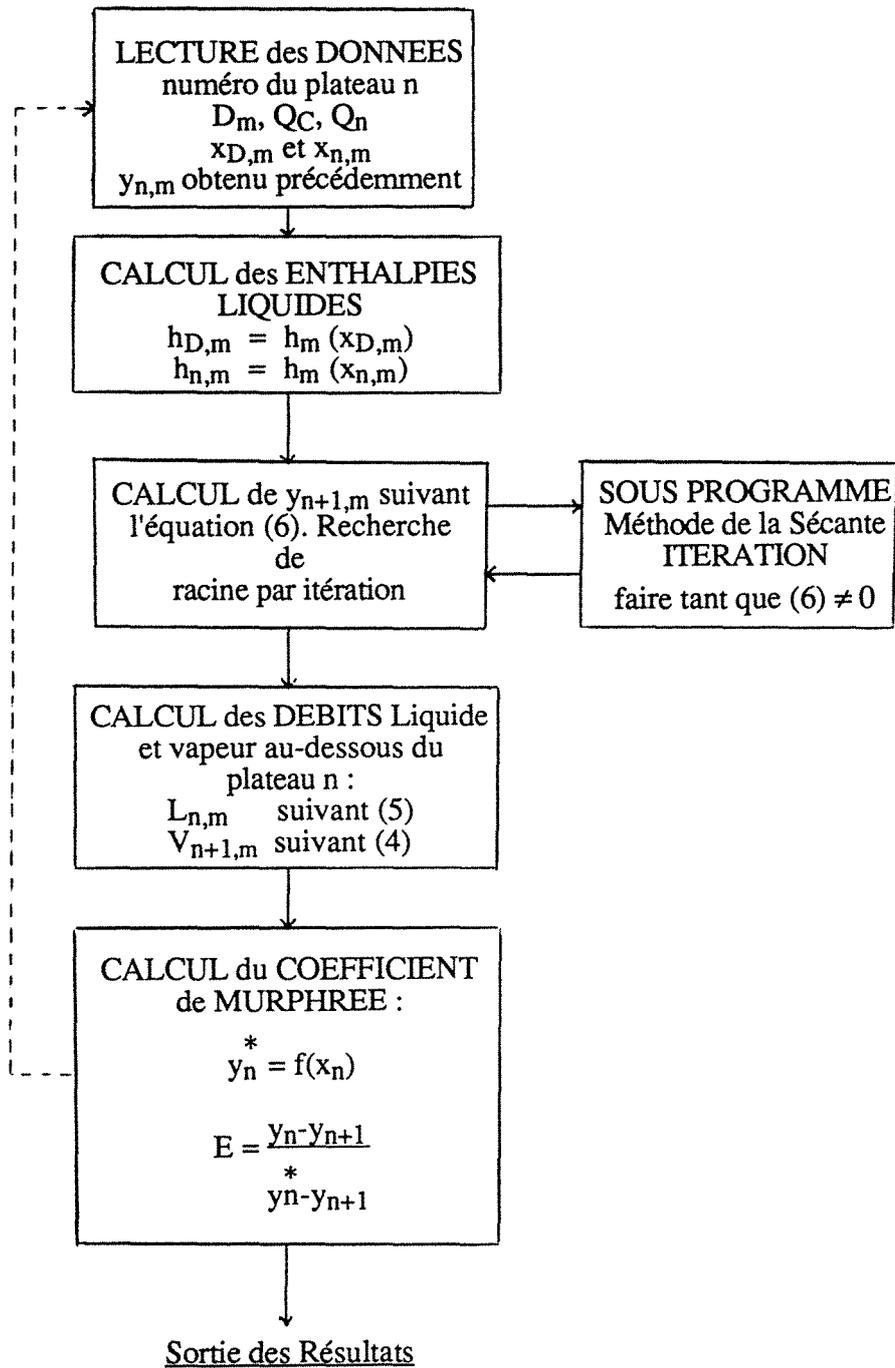
La résolution de ce système se fait étage par étage en débutant par le haut. Nous obtenons ainsi la composition massique de la vapeur, les débits liquide et vapeur sur chaque plateau.

A partir de ces données, nous pouvons calculer le COEFFICIENT de MURPHREE caractérisant l'efficacité du plateau :

$$E_n = \frac{y_n - y_{n+1}}{y_n^* - y_{n+1}} \quad (7)$$

où y_n^* est la composition molaire de la vapeur en équilibre avec le liquide sortant du plateau n. Cette composition est calculée en connaissant la fonction : $y^* = f(x)$ qui traduit l'équilibre liquide-vapeur.

2.2. - Organigramme du programme



2.3. Listing du programme : En(MURPH).FOR

1

Le programme est écrit en fortran.

```
1 C-----
2
3 C          PROGRAMME EFFICACITE DE MURPHREE
4 C          POUR UNE COLONNE D'ENRICHISSEMENT
5
6 C-----
7
8 C          Ce programme détermine à partir des compositions massiques
9 C          expérimentales les COEFFICIENTS DE MURPHREE globaux pour chaque
10 C         plateau. La méthode utilise les bilans de matière et d'énergie
11 C         pour calculer la concentration de la vapeur, la résolution
12 C         s'effectuant avec la méthode des sécantes.
13
14
15 C         estimation des propriétés à partir des données obtenues par le
16 C         simulateur général de procédés SYMPROC de
17 C         l'INSTITUT MEXICAIN DU PETROLE
18
19
20
21 C  DECLARATION DES VARIABLES ET DES FONCTIONS
22 C  -----
23      IMPLICIT DOUBLE PRECISION (a-h,o-z)
24      IMPLICIT DOUBLE PRECISION (A-H,O-Z)
25      DIMENSION Q(20)
26      DOUBLE PRECISION Lnm, LVnml, L, Ln, LVnl
27      CHARACTER rep*1, FICHER*15
28      COMMON/FONC/xDm, xnm, hnm, hdm, Qc, Qt, Dm
29
30      YF(xi)=0.0004688675+12.1431*xi-106.593*xi**2+554.297*xi**3-
31      *1764.8*xi**4+3517.9*xi**5-4368.55*xi**6+3221.49*xi**7-1212.78*
32      *xi**8+106.857*xi**9+41.0499*xi**10
33
34      HLF(xi)=407.45-17.5745*xi-83.6831*xi**2+1425.16*xi**3-
35      *10590.1*xi**4+37699.6*xi**5-73632*xi**6+80520.9*xi**7
36      *-46296*xi**8+10903.3*xi**9
37
38      HVF(xi)=2610.74-1112.45*xi-130.042*xi**2-728.492*xi**3-
39      *20937.7*xi**4+174007*xi**5-560290*xi**6+864807*xi**7-637234*
40      *xi**8+180219*xi**9
41
42      SLF(xi)=1.2473-0.460154*xi+5.53498*xi**2-33.0597*xi**3+
43      *105.544*xi**4-194.543*xi**5+205.921*xi**6-116.138*xi**7+
44      *27.0081*xi**8
45
46      SVF(xi)=7.12202-3.67202*xi+18.5859*xi**2-188.81*xi**3+
47      *886.265*xi**4-2222.83*xi**5+3003.37*xi**6-2050.09*xi**7+
48      *553.609*xi**8
49
50      XMOL(xi)=xi/(xi+46./18.*(1.-xi))
51
52
53 C  ENTREE DES DONNEES ET INITIALISATION
54 C  -----
55      WRITE(*,*) 'nom du fichier de résultats : '
56      READ(*,*) FICHER
57      OPEN (3,file=FICHER,status='new')
58
59      DO 15 i=1,20
60          Q(i)=0.0
61 15     CONTINUE
62      Qt=0.0
```

```

63     WRITE(*,*) 'xD (massique) '
64     READ(*,*) xDm
65     WRITE(*,*) 'débit du distillat (kg/s) '
66     READ(*,*) Dm
67     WRITE(*,*) 'quantité de chaleur (kW) au condenseur'
68     READ(*,*) Qc
69     WRITE(3,*) ' ---- AU DESSUS DU PLATEAU 1:'
70     WRITE(3,*) 'y (mass)=',xDm,' ou y (mol)=' ,XMOL(xDm)
71     WRITE(3,*) 'Qc=',Qc,' kW'
72     hdm=HLF(xDm)
73     Hdm=HVF(xDm)
74     Cm=Qc/(Hdm-hdm)
75     C=Cm/(XMOL(xDm)*46d-3+(1-XMOL(xDm))*18d-3)
76     L=(Cm-Dm)/(XMOL(xDm)*46d-3+(1-XMOL(xDm))*18d-3)
77     WRITE(3,*) 'enthalpies (kW):'
78     WRITE(3,*) ' hL(0)=' , (Cm-Dm)*hdm, ' HV(1)=' , Cm*Hdm
79     WRITE(3,*) ' entropies (kW/K):'
80     WRITE(3,*) ' SL(0)=' ,SLF(xDm)*(Cm-Dm), ' SV(1)=' ,SVF(xDm)*Cm
81     WRITE(3,*) 'exergies (kW):'
82     WRITE(3,*) ' ExL(0)=' , (hdm-288.71*SLF(xDm))*(Cm-Dm), '
83     * ExV(1)=' , (Hdm-288.71*SVF(xDm))*Cm
84     WRITE(3,*)
85     WRITE(3,*) 'les débits sont (kg/s) :'
86     WRITE(3,*) ' Lm(0)=' ,Cm-Dm, ' Vm(1)=' , Cm, ' LVm(1)=' , (Cm-Dm)/Cm
87     WRITE(3,*) 'ou (mol/s) :'
88     WRITE(3,*) ' L(0)=' ,L, ' V(1)=' ,C, ' LV(1)=' ,L/C
89
90
91 50  WRITE(*,*) 'numéro du plateau'
92     READ(*,*) n
93     WRITE(*,*) 'x (massique) du plateau ',n
94     READ(*,*) xnm
95     WRITE(*,*) 'y (massique) du plateau ',n
96     READ(*,*) ynm
97     WRITE(*,*) 'Chaleur extraite (kW) du plateau ',n
98     READ(*,*) Q(n)
99
100     Qt=Qt+Q(n)
101     itmax=200
102     yn=XMOL(ynm)
103     xn=XMOL(xnm)
104
105
106 C   CALCUL DES ENTHALPIES
107 C   -----
108     hnm=HLF(xnm)
109
110
111 C   CALCUL DE Y(N+1) PAR LA METHODE DE LA SECANTE
112 C   -----
113     CALL DSECl(yn1m,xnm,1d-10,itmax,res,ierr,0)
114     yn1=XMOL(yn1m)
115     WRITE(*,*)
116     WRITE(*,*) 'AU DESSUS DU PLATEAU ',n+1,' :'
117     WRITE(*,*) 'y (mass)= ',yn1m,' ou y (mol)= ',yn1
118
119
120 C   CALCUL DES DEBITS
121 C   -----
122     Lnm=((xDm-yn1m)/(yn1m-xnm))*Dm
123     Ln=Lnm/(xn*46d-3+(1-xn)*18d-3)
124     Vn1m=Lnm+Dm

```

```

125     Vn1=Vn1m/ (yn1*46d-3+(1-yn1)*18d-3)
126     LVn1=Lnm/Vn1m
127     LVn1=Ln/Vn1
128     WRITE(*,*) 'les débits sont (kg/s) :'
129     WRITE(*,*) 'L(' ,n,')=' ,Lnm, '   V(' ,n+1,')=' ,Vn1m,
130     *'   LV(' ,n+1,')=' ,LVn1m
131
132
133 C   CALCUL DU COEFFICIENT DE MURPHREE
134 C   -----
135     ynme=YF(xnm)
136     yne=XMOL(ynme)
137     En=(yn-yn1)/(yne-yn1)
138     WRITE(*,*) 'l''efficacité du plateau ',n,' est :'
139     WRITE(*,*) En
140     WRITE(3,*) 'l''efficacité du plateau ',n,' est :'
141     WRITE(3,*) '   E=' ,En
142
143
144 C   ECRITURE DES RESULTATS
145 C   -----
146     WRITE(3,*)
147     WRITE(3,*) '----- AU DESSUS DU PLATEAU ',n+1,' :'
148     WRITE(3,*) 'y(mass)= ',yn1m,'   ou y(mol)= ',yn1
149     WRITE(3,*) 'x(mass)= ',xnm,'   ou x(mol)= ',xn
150     WRITE(3,*) 'Q(' ,n,')=' ,Q(n), ' kW'
151     WRITE(3,*) 'enthalpies (kW):'
152     WRITE(3,*) '   hL(' ,n,')=' ,HLF(xnm)*Lnm, '   HV(' ,n+1,')=' ,
153     *HVF(yn1m)*Vn1m
154     WRITE(3,*) 'entropies (kW/K):'
155     WRITE(3,*) '   SL(' ,n,')=' ,SLF(xnm)*Lnm, '   SV(' ,n+1,')=' ,
156     *SVF(yn1m)*Vn1m
157     WRITE(3,*) 'exergies (kW):'
158     WRITE(3,*) '   ExL(' ,n,')=' , (HLF(xnm)-288.71*SLF(xnm))*Lnm, '
159     * ExV(' ,n+1,')=' , (HVF(yn1m)-288.71*SVF(yn1m))*Vn1m
160     WRITE(3,*)
161     WRITE(3,*) 'les débits sont (kg/s) :'
162     WRITE(3,*) '   Lm(' ,n,')=' ,Lnm, '   Vm(' ,n+1,')=' ,Vn1m,
163     *'   LVm(' ,n+1,')=' ,LVn1m
164     WRITE(3,*) 'ou (mol/s) :'
165     WRITE(3,*) '   L(' ,n,')=' ,Ln, '   V(' ,n+1,')=' ,Vn1,
166     *'   LV(' ,n+1,')=' ,LVn1
167     CALL print(yn1m,itmax,res,ierr)
168     WRITE(*,*) 'voulez-vous continuer (O,N) ?'
169     READ(*,*) rep
170     IF (rep.eq.'O') then
171         GOTO 50
172     END IF
173
174     END
175
176 C *****
177
178 C   SOUPROGRAMMES POUR LA METHODE DE LA SECANTE
179
180
181     SUBROUTINE fonc(y,f)
182 C   -----
183     IMPLICIT DOUBLE PRECISION(a-h,o-z)
184     IMPLICIT DOUBLE PRECISION(A-H,O-Z)
185     COMMON/FONC/xDm, xnm, hnm, hdm, Qc, Qt, Dm
186

```

```

187      HVF(xi)=2610.74-1112.45*xi-130.042*xi**2-728.492*xi**3-
188      *20937.7*xi**4+174007*xi**5-560290*xi**6+864807*xi**7-637234*
189      *xi**8+180219*xi**9
190
191      f=HVF(y)*(xDm-xnm)-(xDm-y)*hnm-(hdm+(Qc+Qt)/Dm)*(y-xnm)
192      return
193      end
194
195
196      SUBROUTINE print(xsol,itmax,residu,ierr)
197 C      -----
198      IMPLICIT DOUBLE PRECISION (a-h,o-z)
199      if(ierr.eq.0) then
200          write(*,100) xsol,residu,itmax
201          return
202      else
203          write(*,300) itmax
204          return
205      endif
206 C
207 100  format(//,10x,'ysol = ',d12.5,/,10x,'residu = ',d12.5,/,
208 1      10x,'iter = ',i4)
209 300  format(//,10x,'itmax depasse, iter = ',i4)
210      end
211
212
213      SUBROUTINE dsecl(xsol,x0,eps,itmax,residu,ierr,iprint)
214 C      -----
215      IMPLICIT DOUBLE PRECISION(a-h,o-z)
216 C      -----
217 C      initialisation et recherche du deuxième point de départ par
218 C      une méthode quasi-newton
219 C      -----
220      if(eps.eq.0) eps=1.0d-07
221      call fonc(x0,f0)
222      hc=eps*x0
223      xh=x0+hc
224      call fonc(xh,fh)
225      ac=(fh-f0)/hc
226      x1=x0-f0/ac
227      iter=0
228      xmoins=x0
229      xc=x1
230      call fonc(xc,fc)
231 C      -----
232 C      début de la section des itérations
233 C      -----
234 10  iter=iter+1
235      if(iprint.eq.1) write(*,*) xc,fc
236      if(itmax.gt.iter) go to 40
237          xsol=xc
238          residu=fc
239          ierr=1
240          return
241 40  call fonc(xmoins,fmoins)
242      call fonc(xc,fc)
243      ac=(fmoins-fc)/(xmoins-xc)
244 C      -----
245 C      application de la formule de la sécante , calcul de l'erreur
246 C      et test de convergence
247 C      -----
248      xplus=xc-fc/ac

```

```
249      err=abs((xplus-xc)/xplus)
250      if(err.gt.(eps*xplus)) then
251          xmoins=xc
252          xc=xplus
253          go to 10
254      else
255          ierr=0
256          xsol=xc
257          residu=fc
258          itmax=iter
259          return
260      endif
261 C          ----- fin du sous programme dsecl -----
262      end
263
264
265
266
267
```

2.4. - Exemple numérique

Pour illustrer le déroulement du programme, nous prendrons l'expérience du 15/07/91(1) qui concerne une distillation adiabatique d'enrichissement.

nom du fichier de résultat ?	E1(150791)
x_D (massique) ?	0.8780
débit du distillat (kg/s) ?	5.323 E-3
quantité de chaleur (kW) au condenseur ?	13.74
numéro du plateau ?	1
x (massique) du plateau 1 ?	0.8543
y (massique) du plateau 1 ?	0.8780
chaleur extraite (kW) du plateau 1 ?	0.
voulez-vous continuer (O,N) ?	0

Tableau 1 : Première étape de l'entrée des résultats expérimentaux dans le programme En (MURPH). FOR.

Le tableau 1 représente la première étape dans l'entrée des données expérimentales, cette première série de données conduit à la valeur de la composition $y_{2,m}$, des débits $L_{1,m}$ et $V_{2,m}$ et de l'efficacité du plateau 1. On entre ensuite successivement les compositions massiques liquides expérimentales et les compositions massiques vapeurs obtenues lors de l'étape précédente. Les calculs progressent ainsi du haut vers le bas de la colonne.

Les résultats obtenus sont regroupés dans le tableau 2 ci-dessous. Il est possible d'accéder aussi aux enthalpies, aux entropies et aux exergies de tous les flux entrant et sortant, les références ayant été définies en annexe I.

---- AU DESSUS DU PLATEAU 1 :

y(mass)= .8780 ou y(mol)= .7380

Qc= 13.74 kW

enthalpies (kW):

hL(0)= 2.800 HV(1)= 18.44

entropies (kW/K):

SL(0)= 8.7172E-03 SV(1)= 5.4129E-02

exergies (kW):

ExL(0)= .2828 ExV(1)= 2.811

les débits sont (kg/s) :

Lm(0)= 7.8628E-03 Vm(1)= 1.3186E-02 LVm(1)= .5963

ou (mol/s) :

L(0)= .2034 V(1)= .3410 LV(1)= .5963

l'efficacité du plateau 1 est :

E= .4737

---- AU DESSUS DU PLATEAU 2 :

y(mass)= .8640 ou y(mol)= .7131

x(mass)= .8543 ou x(mol)= .6965

Q(1)= .0000 kW

enthalpies (kW):

hL(1)= 2.764 HV(2)= 18.40

entropies (kW/K):

SL(1)= 8.5947E-03 SV(2)= 5.4032E-02

exergies (kW):

ExL(1)= .2822 ExV(2)= 2.803

les débits sont (kg/s) :

Lm(1)= 7.6939E-03 Vm(2)= 1.3017E-02 LVm(2)= .5911

ou (mol/s) :

L(1)= .2052 V(2)= .3428 LV(2)= .5984

l'efficacité du plateau 2 est :

E= .6899

---- AU DESSUS DU PLATEAU 3 :

y(mass)= .8430 ou y(mol)= .6776

x(mass)= .8181 ou x(mol)= .6377

Q(2)= .0000 kW

enthalpies (kW):

hL(2)= 2.718 HV(3)= 18.36

entropies (kW/K):

SL(2)= 8.4377E-03 SV(3)= 5.3881E-02

exergies (kW):

ExL(2)= .2821 ExV(3)= 2.802

les débits sont (kg/s) :

Lm(2)= 7.4750E-03 Vm(3)= 1.2798E-02 LVm(3)= .5841

ou (mol/s) :

L(2)= .2085 V(3)= .3462 LV(3)= .6023

l'efficacité du plateau 3 est :

E= .5481

---- AU DESSUS DU PLATEAU 4 :

y(mass)= .8245 ou y(mol)= .6478

x(mass)= .7856 ou x(mol)= .5891

Q(3)= .0000 kW

enthalpies (kW):

hL(3)= 2.683 HV(4)= 18.32

entropies (kW/K):

SL(3)= 8.3158E-03 SV(4)= 5.3727E-02

exergies (kW):

$$\text{ExL}(3) = .2824 \quad \text{ExV}(4) = 2.811$$

les débits sont (kg/s) :

$$\text{Lm}(3) = 7.3049\text{E-}03 \quad \text{Vm}(4) = 1.2628\text{E-}02 \quad \text{LVm}(4) = .5785$$

ou (mol/s) :

$$\text{L}(3) = .2118 \quad \text{V}(4) = .3494 \quad \text{LV}(4) = .6060$$

l'efficacité du plateau 4 est :

$$\text{E} = 1.080$$

----- AU DESSUS DU PLATEAU 5 :

$$\text{y}(\text{mass}) = .7724 \quad \text{ou } \text{y}(\text{mol}) = .5705$$

$$\text{x}(\text{mass}) = .6904 \quad \text{ou } \text{x}(\text{mol}) = .4660$$

$$\text{Q}(4) = .0000 \text{ kW}$$

enthalpies (kW):

$$\text{hL}(4) = 2.584 \quad \text{HV}(5) = 18.22$$

entropies (kW/K):

$$\text{SL}(4) = 7.9736\text{E-}03 \quad \text{SV}(5) = 5.3095\text{E-}02$$

exergies (kW):

$$\text{ExL}(4) = .2818 \quad \text{ExV}(5) = 2.894$$

les débits sont (kg/s) :

$$\text{Lm}(4) = 6.8538\text{E-}03 \quad \text{Vm}(5) = 1.2177\text{E-}02 \quad \text{LVm}(5) = .5629$$

ou (mol/s) :

$$\text{L}(4) = .2208 \quad \text{V}(5) = .3584 \quad \text{LV}(5) = .6159$$

l'efficacité du plateau 5 est :

$$\text{E} = .9100$$

----- AU DESSUS DU PLATEAU 6 :

$$\text{y}(\text{mass}) = .7037 \quad \text{ou } \text{y}(\text{mol}) = .4817$$

$$\text{x}(\text{mass}) = .5526 \quad \text{ou } \text{x}(\text{mol}) = .3258$$

$$\text{Q}(5) = .0000 \text{ kW}$$

enthalpies (kW):

$$\text{hL}(5) = 2.383 \quad \text{HV}(6) = 18.02$$

entropies (kW/K):

$$\text{SL}(5) = 7.3245\text{E-}03 \quad \text{SV}(6) = 5.1731\text{E-}02$$

exergies (kW):

$$\text{ExL}(5) = .2679 \quad \text{ExV}(6) = 3.087$$

les débits sont (kg/s) :

$$\text{Lm}(5) = 6.1410\text{E-}03 \quad \text{Vm}(6) = 1.1464\text{E-}02 \quad \text{LVm}(6) = .5357$$

ou (mol/s) :

$$\text{L}(5) = .2264 \quad \text{V}(6) = .3641 \quad \text{LV}(6) = .6219$$

l'efficacité du plateau 6 est :

$$\text{E} = .5506$$

----- AU DESSUS DU PLATEAU 7 :

$$\text{y}(\text{mass}) = .6442 \quad \text{ou } \text{y}(\text{mol}) = .4147$$

$$\text{x}(\text{mass}) = .4128 \quad \text{ou } \text{x}(\text{mol}) = .2157$$

$$\text{Q}(6) = .0000 \text{ kW}$$

enthalpies (kW):

$$\text{hL}(6) = 2.126 \quad \text{HV}(7) = 17.77$$

entropies (kW/K):

$$\text{SL}(6) = 6.5182\text{E-}03 \quad \text{SV}(7) = 5.0275\text{E-}02$$

exergies (kW):

$$\text{ExL}(6) = .2444 \quad \text{ExV}(7) = 3.251$$

les débits sont (kg/s) :

$$\text{Lm}(6) = 5.3768\text{E-}03 \quad \text{Vm}(7) = 1.0700\text{E-}02 \quad \text{LVm}(7) = .5025$$

ou (mol/s) :

$$\text{L}(6) = .2237 \quad \text{V}(7) = .3613 \quad \text{LV}(7) = .6190$$

l'efficacité du plateau 7 est :

$$\text{E} = .8985$$

----- AU DESSUS DU PLATEAU 8 :

y(mass)= .5674 ou y(mol)= .3391
 x(mass)= .1873 ou x(mol)= 8.2722E-02
 Q(7)= .0000 kW
 enthalpies (kW):
 hL(7)= 1.756 HV(8)= 17.40
 entropies (kW/K):
 SL(7)= 5.3559E-03 SV(8)= 4.8542E-02
 exergies (kW):
 ExL(7)= .2098 ExV(8)= 3.381

les débits sont (kg/s) :

Lm(7)= 4.3505E-03 Vm(8)= 9.6735E-03 LVm(8)= .4497
 ou (mol/s) :
 L(7)= .2141 V(8)= .3518 LV(8)= .6087
 l'efficacité du plateau 8 est :
 E= .4181

----- AU DESSUS DU PLATEAU 9 :

y(mass)= .5484 ou y(mol)= .3221
 x(mass)= .1219 ou x(mol)= 5.1523E-02
 Q(8)= .0000 kW
 enthalpies (kW):
 hL(8)= 1.666 HV(9)= 17.31
 entropies (kW/K):
 SL(8)= 5.0683E-03 SV(9)= 4.8175E-02
 exergies (kW):
 ExL(8)= .2029 ExV(9)= 3.397

les débits sont (kg/s) :

Lm(8)= 4.1129E-03 Vm(9)= 9.4360E-03 LVm(9)= .4359
 ou (mol/s) :
 L(8)= .2115 V(9)= .3492 LV(9)= .6058
 l'efficacité du plateau 9 est :
 E= .1283

----- AU DESSUS DU PLATEAU 10 :

y(mass)= .5447 ou y(mol)= .3189
 x(mass)= .1085 ou x(mol)= 4.5459E-02
 Q(9)= .0000 kW
 enthalpies (kW):
 hL(9)= 1.649 HV(10)= 17.29
 entropies (kW/K):
 SL(9)= 5.0123E-03 SV(10)= 4.8105E-02
 exergies (kW):
 ExL(9)= .2017 ExV(10)= 3.400

les débits sont (kg/s) :

Lm(9)= 4.0673E-03 Vm(10)= 9.3904E-03 LVm(10)= .4331
 ou (mol/s) :
 L(9)= .2110 V(10)= .3487 LV(10)= .6052
 l'efficacité du plateau 10 est :
 E= 1.5541E-02

----- AU DESSUS DU PLATEAU 11 :

y(mass)= .5443 ou y(mol)= .3185
 x(mass)= .1070 ou x(mol)= 4.4787E-02
 Q(10)= .0000 kW
 enthalpies (kW):
 hL(10)= 1.647 HV(11)= 17.29
 entropies (kW/K):

SL(10)= 5.0061E-03 SV(11)= 4.8098E-02
exergies (kW):
ExL(10)= .2015 ExV(11)= 3.400

les débits sont (kg/s) :
Lm(10)= 4.0623E-03 Vm(11)= 9.3853E-03 LVm(11)= .4328
ou (mol/s) :
L(10)= .2110 V(11)= .3487 LV(11)= .6051

2.5. - Précision de la méthode

Le calcul d'erreur due aux imprécisions de mesure est rendu très complexe par la présence d'une fonction implicite $H_m(y_{n+1,m})$. Pour alléger les calculs, nous supposons que les variations d'enthalpie liquide sont négligeables et que l'enthalpie vapeur varie linéairement avec la composition $y_{n+1,m}$:

$$H_{n+1,m} = a y_{n+1,m} + b \quad (8)$$

Les données thermodynamiques de l'eau-éthanol données en annexe I conduisent à la linéarisation suivante :

$$\begin{cases} a = -1398,2 \\ b = 2610,7 \text{ kJ/kg} \end{cases}$$

L'équation (6) donne directement la valeur de $y_{n+1,m}$ en fonction des données expérimentales :

$$y_{n+1,m} = \frac{x_{D,m} (h_{n,m} - b) + x_{n,m} \left(b - \left(h_{D,m} + \frac{Q_C + \sum Q_i}{D_m} \right) \right)}{a (x_{D,m} - x_{n,m}) + h_{n,m} - \left(h_{D,m} + \frac{Q_C + \sum Q_i}{D_m} \right)} \quad (9)$$

En notant Num le numérateur et Den le dénominateur de l'équation ci-dessus, l'erreur relative commise sur $y_{n+1,m}$ devient :

$$\begin{aligned} \frac{dy_{n+1,m}}{y_{n+1,m}} = & \left(\frac{h_{n,m} - b}{\text{Num}} + \left(\frac{x_{n,m}}{\text{Num}} - \frac{1}{\text{Den}} \right) \frac{Q}{D_m} K - \frac{a}{\text{Den}} \right) dx_{D,m} \\ & + \left(\frac{b - (h_{D,m} + Q/D_m)}{\text{Num}} + \frac{a}{\text{Den}} \right) dx_{n,m} \\ & + \frac{Q}{D_m} \cdot I \cdot \left(\frac{x_{n,m}}{\text{Num}} - \frac{1}{\text{Den}} \right) dx_{A,m} \\ & + \frac{Q}{D_m} \cdot J \cdot \left(\frac{x_{n,m}}{\text{Num}} - \frac{1}{\text{Den}} \right) dx_{S,m} \end{aligned} \quad (10)$$

$$\text{avec } Q = Q_C + \sum_{i=1}^n Q_i$$

Les valeurs de K, I et J proviennent du calcul de l'incertitude sur le débit de distillat (voir résultats expérimentaux dans le chapitre II) :

$$K = \frac{1}{x_{D,m} - x_{S,m}} \left(\frac{(h_{D,m} - h_{S,m})(x_{S,m} - x_{A,m})}{L(x_{D,m} - x_{S,m})} - 1 \right) \quad (11)$$

$$I = \left(-\frac{\partial H_A}{\partial x_A} + \frac{h_{D,m} - h_{S,m}}{x_{D,m} - x_{S,m}} \right) \frac{1}{L} + \frac{1}{x_{A,m} - x_{S,m}} \quad (12)$$

$$J = \frac{x_{A,m} - x_{D,m}}{x_{D,m} - x_{S,m}} \left(\frac{h_{D,m} - h_{S,m}}{(x_{D,m} - x_{S,m})L} + \frac{1}{x_{A,m} - x_{S,m}} \right) \quad (13)$$

$$L = H_{A,m} \frac{x_{A,m} - x_{S,m}}{x_{D,m} - x_{S,m}} h_{D,m} - \frac{x_{A,m} - x_{D,m}}{x_{S,m} - x_{D,m}} h_{S,m} \quad (14)$$

L'application numérique concernant l'expérience du 15/07/91(1) conduit à des incertitudes relativement faibles. Elles passent, en effet, de 0,5 % en haut de colonne à 1,5 % en bas de colonne. On notera sur le tableau 3 qu'en haut de colonne, l'erreur commise sur $x_{n,m}$ et $x_{D,m}$ prédomine sur l'erreur des autres données expérimentales $x_{S,m}$ et $x_{A,m}$. Par contre, en bas de colonne, seule l'erreur sur $x_{A,m}$ semble l'emporter.

	Valeurs calculées $y_{n+1,m}$	Incertitude relative %	Coefficient de			
			$dx_{D,m}$	$dx_{n,m}$	$dx_{S,m}$	$dx_{n-1,m}$
1	0,8780	0,57	1,14	-	-	-
2	0,8640	0,6	0,4486	0,6803	0,0352	- 0,0107
3	0,8430	0,62	0,4426	0,6720	0,0918	- 0,0279
4	0,8245	0,64	0,4315	0,6648	0,1457	- 0,0442
5	0,7724	0,73	0,4091	0,6449	0,3183	- 0,0966
6	0,7037	0,87	0,3352	0,6188	0,6082	- 0,1846
7	0,6442	1,04	0,2502	0,5952	0,9477	- 0,2876
8	0,5674	1,35	0,0738	0,5632	1,5860	- 0,4813
9	0,5484	1,45	0,0142	0,5550	1,7913	- 0,5436
10	0,5447	1,47	0,0015	0,5534	1,8344	- 0,5567
11	0,5443	1,5	0	0,5533	1,8393	- 0,5582

Tableau 3 : Résultats du calcul des incertitudes relatives sur la composition massique $y_{n,m}$ pour l'expérience du 15/07/91(1) (Distillation adiabatique d'enrichissement).

* Cette application numérique peut être utilisée pour le calcul de l'incertitude sur le débit vapeur :

$$\frac{dV_{n+1,m}}{V_{n+1,m}} = \frac{dD_m}{D_m} + \frac{dx_{D,m}}{(x_{D,m} - x_{n,m})} - \frac{dy_{n+1,m}}{y_{n+1,m} - x_{n,m}} + \left(\frac{x_{D,m} - y_{n+1,m}}{(x_{D,m} - x_{n,m})(y_{n+1,m} - x_{n,m})} \right) dx_{n,m} \quad (15)$$

dD_m de $dy_{n+1,m}$ peuvent être exprimés en fonction de $dx_{A,m}$, $dx_{D,m}$, $dx_{S,m}$, $dx_{n,m}$ et de dQ_C . Les résultats conduisent à des incertitudes relatives comprises entre 3,8% et 4%. La principale erreur provient de la mesure de la quantité de chaleur Q_C . Les autres mesures $dx_{D,m}$, $x_{S,m}$, $x_{n,m}$ et $x_{A,m}$ ont une influence minime. Cette tendance s'explique par le fait que le débit de vapeur est pratiquement constant le long de la colonne et est directement fonction de la quantité de chaleur que l'on extrait pour le condenser.

Un calcul identique a été mené pour le débit liquide. Il est possible d'utiliser les résultats précédents par l'intermédiaire de la relation suivante :

$$\frac{dL_{n,m}}{L_{n,m}} = \frac{1}{L_{n,m}} \left(V_{n+1,m} \left(\frac{dV_{n+1,m}}{V_{n+1,m}} \right) - D_m \left(\frac{dD_m}{D_m} \right) \right) \quad (16)$$

L'incertitude relative sur les débits liquides dépend de la valeur de Q_C mais aussi des mesures expérimentales sur les compositions liquides. Contrairement au débit vapeur, l'influence des mesures sur les compositions ne sont plus négligeables, ce qui implique des incertitudes relatives plus élevées, comprises entre 5,8 et 6,5 %.

* Malgré les faibles variations des compositions vapeur, dues aux mesures expérimentales, les répercussions sur l'efficacité peuvent être très importantes. L'erreur relative commise sur cette efficacité dépend des compositions molaires des vapeurs entrant et sortant du plateau n :

$$\frac{dE_n}{E_n} = \frac{dy_n}{y_n - y_{n+1}} + \frac{dy_n^*}{y_{n+1} - y_n^*} + \frac{(y_n - y_n^*)}{(y_n^* - y_{n+1})(y_n - y_{n+1})} dy_{n+1} \quad (17)$$

L'efficacité utilise des valeurs molaires. Le passage aux valeurs massiques fait intervenir la relation suivante, dans le cas du binaire EAU / ETHANOL :

$$dy = \frac{y}{\left(1 - \frac{28}{46} y_m\right)} \left(\frac{dy_m}{y_m} \right) \quad (18)$$

L'erreur relative $\frac{dy_m}{y_m}$ est ensuite déterminée par l'équation (10).

La composition vapeur en équilibre $y_{n,m}^*$ est uniquement fonction de la composition du liquide sur le plateau :

$$dy_{n,m}^* = \left(\frac{\partial y_m^*}{\partial x_m} \right)_{x_{n,m}} dx_n \quad (19)$$

Les propriétés thermodynamiques établies en annexe I, donnent la fonction $y_m^*(x_m)$ sous forme d'un polynôme qu'il est aisé de dériver. Le tableau 4 regroupe les résultats du calcul d'incertitude sur l'efficacité, en faisant apparaître les mesures expérimentales dont les variations sont les plus importantes.

	Valeurs calculées E_n	Incertitude relative %	Coefficients de				
			$dx_{D,m}$	$dx_{n,m}$	$dx_{A,m}$	$dx_{S,m}$	$dx_{n-1,m}$
1	0,47	41,3	58,7	- 22,4	- 1,1	0,3	-
2	0,69	25,7	13,6	- 8,6	0,4	- 0,1	28,8
3	0,55	29,5	12,2	- 13,5	1,4	- 0,4	31,4
4	1,08	12,0	7,7	0,4	2,8	- 1,9	11,2
5	0,91	10,8	4,7	- 0,8	7,3	- 1,0	7,8
6	0,55	9,1	3,0	- 2,9	3,3	- 1,0	7,8
7	0,90	9,1	2,2	- 0,8	7,5	- 2,3	5,4
8	0,42	26,9	2,0	- 10,1	18,7	- 5,7	17,2
9	0,13	100,0	2,0	- 73,5	31,9	- 9,7	83,9
10	0,02	678,0	108	- 648,2	35,3	- 10,7	660,0

Tableau 4 : Résultats du calcul des incertitudes sur l'efficacité E pour l'expérience du 15/07/91 (1)

Nous pouvons remarquer que peu de valeurs peuvent être prises en considération si l'on veut une efficacité à 20 % près. L'incertitude est surtout fonction de l'écart de composition entre deux plateaux ($y_n - y_{n+1}$). Plus cet écart est important, plus l'efficacité est facile à mesurer. La figure 2 montre que pour des écarts inférieurs à 4 %, l'efficacité calculée n'a plus de signification. Seuls quatre plateaux peuvent être considérés comme représentatifs dans le calcul de l'efficacité.

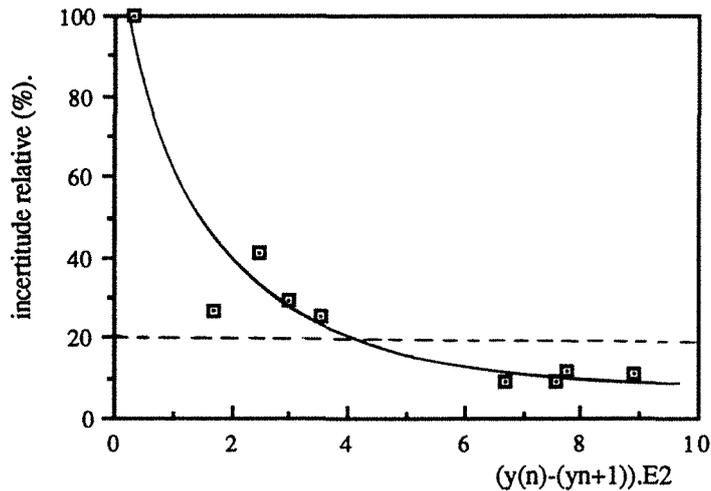


Figure 2 : Variations de l'incertitude sur l'efficacité en fonction de $(y_n - y_{n+1})$ pour l'expérience adiabatique du 15/07/91(1)

III - COLONNE D'EPUISEMENT

3.1. - Exposé du problème

Comme précédemment, isolons par la pensée un système constitué du bouilleur et des $(n_p - n)$ plateaux inférieurs, comme nous l'avons schématisé sur la figure 3 .

- n_p est le nombre total de plateau
- S_m est le débit de soutirage (kg/s)

Le bilan global de matière est défini par la relation suivante :

$$V_{n+1,m} + S_m = L_{n,m} \quad (20)$$

Par constituant, nous obtenons :

$$V_{n+1,m} y_{n+1,m} + S_m x_{S,m} = L_{n,m} x_{n,m} \quad (21)$$

La quantité de chaleur Q_B fournie au bouilleur et les quantités de chaleur cédées sur chaque plateau interviennent dans le bilan enthalpique :

$$V_{n+1,m} H_{n+1,m} + S_m h_{S,m} = L_{n,m} h_{n,m} + Q_B + \sum_{i=n+1}^{np} Q_i \quad (22)$$

Comme précédemment, les hypothèses consisteront à poser que

- le liquide est bouillant et $h_{n,m}$ est une fonction connue de $x_{n,m}$
- la vapeur est saturante et $H_{n+1,m}$ est une fonction connue de $y_{n+1,m}$.

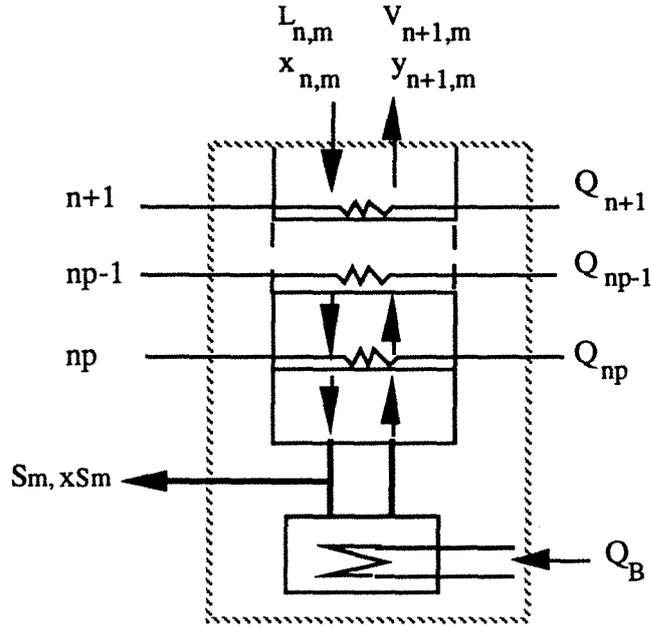


Figure 3 : Système isolé servant de base pour le calcul des bilans sur le plateau d'épuisement.

Le système de trois équations possède donc trois inconnues ($y_{n+1,m}$, $L_{n,m}$ et $V_{n+1,m}$). Etant donné que $H_{n+1,m}$ est une fonction implicite de $y_{n+1,m}$, le système peut être résolu par une méthode numérique de recherche de racine.

$$V_{n+1,m} = S_m \left(\frac{x_{S,m} - x_{n,m}}{x_{n,m} - y_{n+1,m}} \right) \quad (23)$$

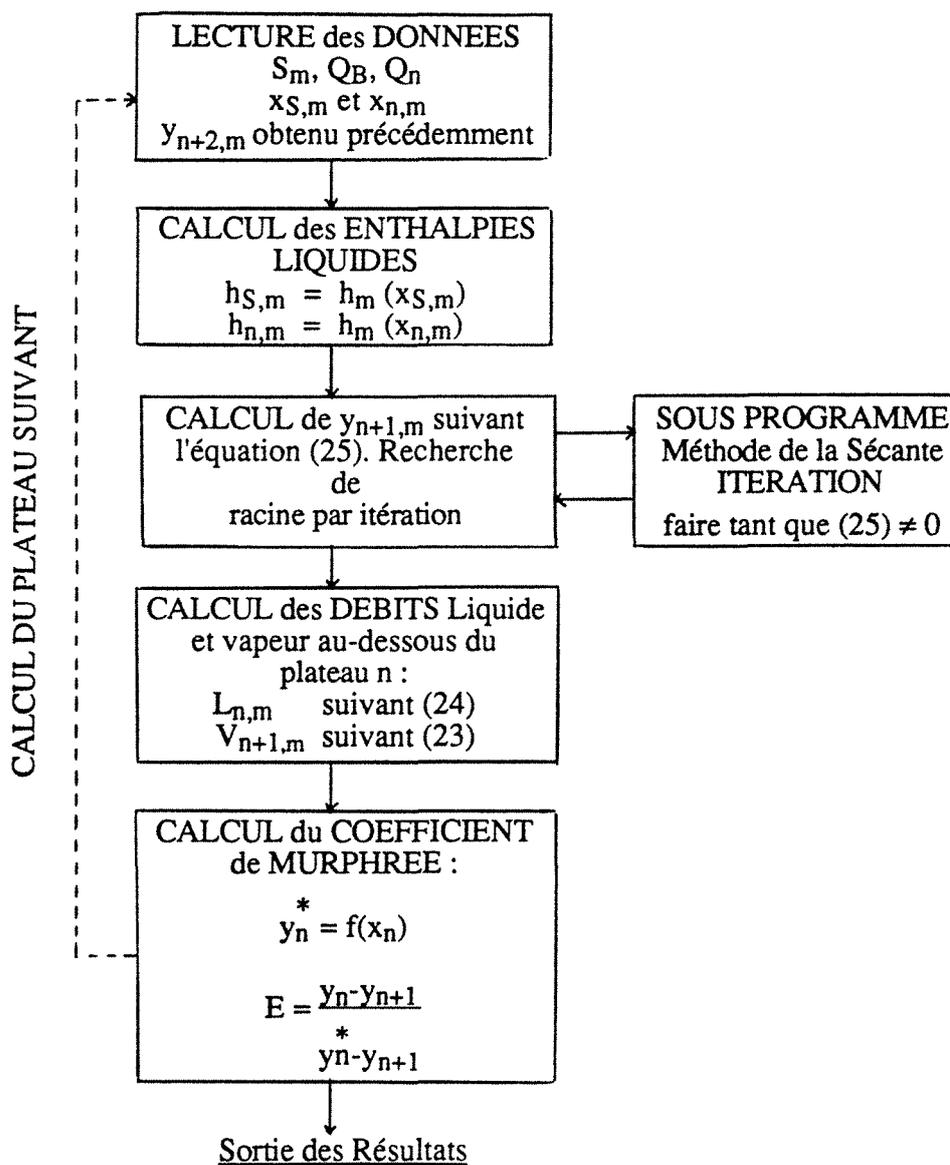
$$L_{n,m} = S_m \left(\frac{x_{S,m} - y_{n+1,m}}{x_{n,m} - y_{n+1,m}} \right) \quad (24)$$

$$(x_{S,m} - x_{n,m}) H_m(y_{n+1,m}) - (x_{S,m} - y_{n+1,m}) h_{n,m} + \left(h_{S,m} - \frac{Q_B + \sum_{i=n+1}^{np} Q_i}{S_m} \right) (x_{n,m} - y_{n+1,m}) = 0 \quad (25)$$

La résolution de ce système se fait étage par étage en commençant par le bas. Nous obtenons ainsi la composition massique de la vapeur, les débits liquide et vapeur sur chaque plateau. Pour le calcul du premier plateau de la zone d'épuisement, la composition du liquide introduit $x_{0,m}$ est une somme pondérée de la composition de l'alimentation et de celle du reflux. Dans le cas où le reflux est nul, cette composition est celle de l'alimentation. Par ailleurs, étant donné que le mélange constituant l'alimentation n'est pas à sa température d'ébullition, la première hypothèse n'est plus valable. Il est donc nécessaire de considérer $h_{0,m}$ comme une variable d'entrée et non comme un point de l'isobare de bulle à l'abscisse $x_{0,m}$.

Le coefficient de Murphree est toujours calculé suivant l'équation (7).

3.2. - Organigramme du programme



3.3. - Listing du programme : Ep(MURPH).FOR

1

```

1 C-----
2
3 C          PROGRAMME EFFICACITE DE MURPHREE
4 C          POUR UNE COLONNE D'EPUISEMENT
5
6 C-----
7
8 C    Ce programme détermine à partir des compositions massiques
9 C    expérimentales les COEFFICIENTS DE MURPHREE globaux pour chaque
10 C    plateau d'une COLONNE D'EPUISEMENT. La méthode utilise les
11 C    bilans de matière et d'énergie pour calculer la concentration de
12 C    la vapeur, la résolution s'effectuant avec la méthode des sécantes
13
14
15 C    estimation des propriétés à partir des données obtenues par le
16 C    simulateur général de procédés SYMPROC de
17 C    l'INSTITUT MEXICAIN DU PETROLE
18
19
20
21 C  DECLARATION DES VARIABLES ET DES FONCTIONS
22 C  -----
23      IMPLICIT DOUBLE PRECISION (a-h,o-z)
24      IMPLICIT DOUBLE PRECISION (A-H,O-Z)
25      DIMENSION Q(20)
26      DOUBLE PRECISION Lm,L,Lnm,LVnlm,Ln,LVnl
27      CHARACTER rep*1,FICHER*15
28      COMMON/FONC/xSm,xnm,hnm,hsm,Qb,Qt,Sm
29
30      YF(xi)=0.0004688675+12.1431*xi-106.593*xi**2+554.297*xi**3-
31      *1764.8*xi**4+3517.9*xi**5-4368.55*xi**6+3221.49*xi**7-1212.78*
32      *xi**8+106.857*xi**9+41.0499*xi**10
33
34      HLF(xi)=407.45-17.5745*xi-83.6831*xi**2+1425.16*xi**3-
35      *10590.1*xi**4+37699.6*xi**5-73632*xi**6+80520.9*xi**7
36      *-46296*xi**8+10903.3*xi**9
37
38      HVF(xi)=2610.74-1112.45*xi-130.042*xi**2-728.492*xi**3-
39      *20937.7*xi**4+174007*xi**5-560290*xi**6+864807*xi**7-637234*
40      *xi**8+180219*xi**9
41
42      SLF(xi)=1.2473-0.460154*xi+5.53498*xi**2-33.0597*xi**3+
43      *105.544*xi**4-194.543*xi**5+205.921*xi**6-116.138*xi**7+
44      *27.0081*xi**8
45
46      SVF(xi)=7.12202-3.67202*xi+18.5859*xi**2-188.81*xi**3+
47      *886.265*xi**4-2222.83*xi**5+3003.37*xi**6-2050.09*xi**7+
48      *553.609*xi**8
49
50      XMOL(xi)=xi/(xi+46./18.*(1.-xi))
51
52
53 C  ENTREE DES DONNEES ET INITIALISATION
54 C  -----
55      WRITE(*,*) 'nom du fichier de résultats :'
56      READ(*,*) FICHER
57      OPEN (3,file=FICHER,status='new')
58      DO 15 i=1,20
59          Q(i)=0.0
60 15  CONTINUE
61      Qt=0.0
62

```

```

63     WRITE(*,*) 'xs(massique) '
64     READ(*,*) xSm
65     WRITE(*,*) 'débit du soutirage (kg/s) '
66     READ(*,*) Sm
67     WRITE(*,*) 'quantité de chaleur (kW) au bouilleur '
68     READ(*,*) Qb
69     WRITE(3,*) ' ---- AU DESSOUS DU DERNIER PLATEAU : '
70     IF (Qb.NE.0) THEN
71         WRITE(3,*) 'y(mass)=' ,xSm, ' ou y(mol)=' ,XMOL(xSm)
72     ELSE
73         WRITE(3,*) 'y(mass)=' ,0, ' ou y(mol)=' ,0
74     END IF
75     WRITE(3,*) 'Qb=' ,Qb, ' kW'
76     xs=XMOL(xSm)
77     hsm=HLF(xSm)
78     Hsm=HVF(xSm)
79     Vm=Qb/(Hsm-hsm)
80     Lm=Sm+Vm
81     L=Lm/(xs*46d-3+(1-xs)*18d-3)
82     V=Vm/(xs*46d-3+(1-xs)*18d-3)
83
84     WRITE(3,*) 'enthalpies (kW): '
85     WRITE(3,*) '   hL(10)=' ,Lm*hsm, '   HV(11)=' ,Vm*Hsm
86     WRITE(3,*) 'entropies (kW/K): '
87     WRITE(3,*) '   SL(10)=' ,SLF(xSm)*Lm, '   SV(11)=' ,SVF(xSm)*Vm
88     WRITE(3,*) 'exergies (kW): '
89     WRITE(3,*) '   ExL(10)=' ,(hsm-288.71*SLF(xSm))*Lm, '
90     * ExV(11)=' ,(Hsm-288.71*SVF(xSm))*Vm
91     WRITE(3,*)
92     IF (Vm.NE.0) THEN
93         WRITE(3,*) 'les débits sont (kg/s) : '
94         WRITE(3,*) '   Lm(10)=' ,Lm, '   Vm(11)=' ,Vm,
95     *'   LVm(11)=' ,Lm/Vm
96         WRITE(3,*) 'ou (mol/s) : '
97         WRITE(3,*) '   L(10)=' ,L, '   V(11)=' ,V,
98     *'   LV(11)=' ,L/V
99     END IF
100
101     DO 20 n=9,0,-1
102     WRITE(*,*)
103     WRITE(*,*) 'Plateau n° ',n+1
104     WRITE(*,*) 'x(massique) du plateau ',n, ' ?'
105     READ(*,*) xnm
106     WRITE(*,*) 'y(massique) du plateau ',n+2, ' ?'
107     READ(*,*) yn2m
108     WRITE(*,*) 'Chaleur donnée (kW) au plateau ',n+1
109     READ(*,*) Q(n+1)
110
111     Qt=Qt+Q(n+1)
112     itmax=200
113     yn2=XMOL(yn2m)
114     xn=XMOL(xnm)
115
116
117 C   CALCUL DES ENTHALPIES
118 C   -----
119     hnm=HLF(xnm)
120     IF (n.eq.0) THEN
121         WRITE(*,*) ' Enthalpie du liquide x0 (kJ/kg) '
122         READ(*,*) hnm
123     ENDIF
124

```

```

125
126 C  CALCUL DE Y(N+1) PAR LA METHODE DE LA SECANTE
127 C  -----
128      CALL DSECl (ynlm,xnm,ld-10,itmax,res,ierr,0)
129      ynl=XMOL (ynlm)
130      WRITE (*,*)
131      WRITE (*,*) 'AU DESSUS DU PLATEAU ',n+1,' :'
132      WRITE (*,*) 'y (mass)= ',ynlm,' ou y (mol)= ',ynl
133
134
135 C  CALCUL DES DEBITS
136 C  -----
137      Lnm=(xSm-ynlm)/(xnm-ynlm)*Sm
138      Ln=Lnm/(xn*46d-3+(1-xn)*18d-3)
139      Vnlm=Lnm-Sm
140      Vnl=Vnlm/(ynl*46d-3+(1-ynl)*18d-3)
141      LVnlm=Lnm/Vnlm
142      LVnl=Ln/Vnl
143      WRITE (*,*) 'les débits sont (kg/s) :'
144      WRITE (*,*) 'Lm(',n,')=',Lnm,' Vm(',n+1,')=',Vnlm,
145      *' LVm(',n+1,')=',LVnlm
146
147
148 C  CALCUL DU COEFFICIENT DE MURPHREE
149 C  -----
150      IF (n.EQ.9) THEN
151          ynme=YF (xSm)
152      END IF
153      yne=XMOL (ynme)
154      Enl=(ynl-yn2)/(yne-yn2)
155      WRITE (*,*) 'l'efficacité du plateau ',n+1,' est :'
156      WRITE (*,*) Enl
157      WRITE (3,*) 'l'efficacité du plateau ',n+1,' est :'
158      WRITE (3,*) ' E=',Enl
159      ynme=YF (xnm)
160
161
162 C  ECRITURE DES RESULTATS
163 C  -----
164      WRITE (3,*)
165      WRITE (3,*) '---- AU DESSUS DU PLATEAU ',n+1,' :'
166      WRITE (3,*) 'y (mass)= ',ynlm,' ou y (mol)= ',ynl
167      WRITE (3,*) 'enthalpies (kW):'
168      WRITE (3,*) ' hL(',n,')=',HLF (xnm)*Lnm,' HV(',n+1,')=',
169      *HVF (ynlm)*Vnlm
170      WRITE (3,*) 'entropies (kW/K):'
171      WRITE (3,*) ' SL(',n,')=',SLF (xnm)*Lnm,' SV(',n+1,')=',
172      *SVF (ynlm)*Vnlm
173      WRITE (3,*) 'exergies (kW):'
174      WRITE (3,*) ' ExL(',n,')=',(HLF (xnm)-288.71*SLF (xnm))*Lnm,'
175      * ExV(',n+1,')=',(HVF (ynlm)-288.71*SVF (ynlm))*Vnlm
176      WRITE (3,*)
177      WRITE (3,*) 'les débits sont (kg/s) :'
178      WRITE (3,*) ' Lm(',n,')=',Lnm,' Vm(',n+1,')=',Vnlm,
179      *' LVm(',n+1,')=',LVnlm
180      WRITE (3,*) 'ou (mol/s) :'
181      WRITE (3,*) ' Lm(',n,')=',Ln,' Vm(',n+1,')=',Vnl,
182      *' LV(',n+1,')=',LVnl
183      CALL print (ynlm,itmax,res,ierr)
184 20  CONTINUE
185      END
186

```

```

187
188 C *****
189
190 C     SOUPROGRAMMES POUR LA METHODE DE LA SECANTE
191
192
193     SUBROUTINE fonc(y,f)
194 C     -----
195     IMPLICIT DOUBLE PRECISION(a-h,o-z)
196     IMPLICIT DOUBLE PRECISION(A-H,O-Z)
197     COMMON/FONC/xSm,xnm,hnm,hsm,Qb,Qt,Sm
198
199     HVF(xi)=2610.74-1112.45*xi-130.042*xi**2-728.492*xi**3-
200     *20937.7*xi**4+174007*xi**5-560290*xi**6+864807*xi**7-637234*
201     *xi**8+180219*xi**9
202
203     f=(xSm-y)*hnm-HVF(y)*(xSm-xnm)-(hsm-Qb/Sm-Qt/Sm)*(xnm-y)
204     return
205     end
206
207
208     SUBROUTINE print(xsol,itmax,residu,ierr)
209 C     -----
210     IMPLICIT DOUBLE PRECISION (a-h,o-z)
211     if(ierr.eq.0) then
212         write(*,100) xsol,residu,itmax
213         return
214     else
215         write(*,300) itmax
216         return
217     endif
218 C
219 100 format(//,10x,'ysol = ',d12.5,/,10x,'residu = ',d12.5,/,
220 1      10x,'iter = ',i4)
221 300 format(//,10x,'itmax depasse, iter = ',i4)
222     end
223
224
225     SUBROUTINE dsecl(xsol,x0,eps,itmax,residu,ierr,iprint)
226 C     -----
227     IMPLICIT DOUBLE PRECISION(a-h,o-z)
228     if(eps.eq.0) eps=1.0d-07
229     call fonc(x0,f0)
230     hc=eps*x0
231     xh=x0+hc
232     call fonc(xh,fh)
233     ac=(fh-f0)/hc
234     x1=x0-f0/ac
235     iter=0
236     xmoins=x0
237     xc=x1
238     call fonc(xc,fc)
239 10 iter=iter+1
240     if(iprint.eq.1) write(*,*) xc,fc
241     if(itmax.gt.iter) go to 40
242         xsol=xc
243         residu=fc
244         ierr=1
245     return
246 40 call fonc(xmoins,fmoins)
247     call fonc(xc,fc)
248     ac=(fmoins-fc)/(xmoins-xc)

```

```
249      xplus=xc-fc/ac
250      err=abs((xplus-xc)/xplus)
251      if(err.gt.(eps*xplus)) then
252          xmoins=xc
253          xc=xplus
254          go to 10
255      else
256          ierr=0
257          xsol=xc
258          residu=fc
259          itmax=iter
260          return
261      endif
262 C      ----- fin du sous programme dsecl -----
263      end
264
265
266
267
268
```

3.4. - Exemple numérique

L'expérience du 15/01/92(1) sera prise comme exemple pour illustrer le déroulement du programme. Il s'agit d'une distillation diabatique d'épuisement sans reflux (DA1). Les six serpentins placés aux extrêmes (1, 2, 3, 8, 9 et 10) sont en série avec le bouilleur.

nom du fichier de résultats :	E1(150192)
x_S (massique)	0.0027
débit du soutirage (kg/s)	6.95 E-4
quantité de chaleur (kW) au bouilleur	8.66
Plateau n° 10	
x (massique) du plateau 9	0.0032
y (massique) du plateau 11	0.0027
Chaleur donnée (kW) au plateau 10	1.17

Tableau 5 : Première étape de l'entrée des résultats expérimentaux dans le programme Ep(MURPH).FOR.

Le tableau 5 représente la première étape dans l'entrée des données expérimentales de l'expérience du 15/01/92(1) : cette première série de données donnent naissance à la composition de la vapeur sortant du 10^{ième} plateau $y_{10,m}$, ainsi qu'aux débits $L_{9,m}$ et $V_{10,m}$. On entre ensuite successivement les compositions massiques liquides expérimentales et les compositions massiques vapeurs obtenues lors de l'étape précédente. Les calculs progressent ainsi du bas vers le haut de la colonne.

Le tableau 6 regroupe l'ensemble des résultats obtenus sur chaque plateau de la colonne diabatique. Il est possible d'accéder aussi aux enthalpies, aux entropies et aux exergies de tous les flux entrant et sortant, les références ayant été définies en annexe I.

L'étude de la précision des résultats conduit aux mêmes conclusions que dans le cas enrichissement :

- les débits sont déterminés avec une précision inférieure à 7%.
- l'incertitude relative des compositions vapeurs est d'environ 2%
- l'efficacité d'un plateau ne peut être pris en compte si les variations de composition ne dépassent pas les 4%.

Tableau 6 : Fichier de résultats pour l'expérience du 15.01.92(1)

E1(1501)

1

----- AU DESSOUS DU DERNIER PLATEAU :

y(mass)= 2.7200E-03 ou y(mol)= 1.0661E-03
 Qb= 8.659 kW
 enthalpies (kW):
 hL(10)= 1.887 HV(11)= 10.26
 entropies (kW/K):
 SL(10)= 5.7706E-03 SV(11)= 2.7990E-02
 exergies (kW):
 ExL(10)= .2206 ExV(11)= 2.182

les débits sont (kg/s) :
 Lm(10)= 4.6310E-03 Vm(11)= 3.9355E-03 LVm(11)= 1.177
 ou (mol/s) :
 L(10)= .2569 V(11)= .2183 LV(11)= 1.177
 l'efficacité du plateau 10 est :
 E= 1.7687E-02

----- AU DESSUS DU PLATEAU 10 :

y(mass)= 3.3094E-03 ou y(mol)= 1.2976E-03
 enthalpies (kW):
 hL(9)= 2.103 HV(10)= 11.64
 entropies (kW/K):
 SL(9)= 6.4314E-03 SV(10)= 3.1759E-02
 exergies (kW):
 ExL(9)= .2462 ExV(10)= 2.476

les débits sont (kg/s) :
 Lm(9)= 5.1622E-03 Vm(10)= 4.4667E-03 LVm(10)= 1.156
 ou (mol/s) :
 Lm(9)= .2862 Vm(10)= .2477 LV(10)= 1.156
 l'efficacité du plateau 9 est :
 E= .2087

----- AU DESSUS DU PLATEAU 9 :

y(mass)= 1.0801E-02 ou y(mol)= 4.2544E-03
 enthalpies (kW):
 hL(8)= 2.287 HV(9)= 12.78
 entropies (kW/K):
 SL(8)= 6.9810E-03 SV(9)= 3.4851E-02
 exergies (kW):
 ExL(8)= .2713 ExV(9)= 2.722

les débits sont (kg/s) :
 Lm(8)= 5.6150E-03 Vm(9)= 4.9195E-03 LVm(9)= 1.141
 ou (mol/s) :
 Lm(8)= .3101 Vm(9)= .2715 LV(9)= 1.142
 l'efficacité du plateau 8 est :
 E= 1.096

----- AU DESSUS DU PLATEAU 8 :

y(mass)= .1186 ou y(mol)= 5.0012E-02
 enthalpies (kW):
 hL(7)= 2.441 HV(8)= 13.18
 entropies (kW/K):
 SL(7)= 7.4201E-03 SV(8)= 3.6022E-02
 exergies (kW):
 ExL(7)= .2989 ExV(8)= 2.778

les débits sont (kg/s) :
 Lm(7)= 6.0211E-03 Vm(8)= 5.3257E-03 LVm(8)= 1.131
 ou (mol/s) :
 Lm(7)= .3131 Vm(8)= .2745 LV(8)= 1.141

l'efficacité du plateau 7 est :
E= .4701

---- AU DESSUS DU PLATEAU 7 :
y(mass)= .3685 ou y(mol)= .1859
enthalpies (kW):
hL(6)= 2.795 HV(7)= 13.53
entropies (kW/K):
SL(6)= 8.5520E-03 SV(7)= 3.7237E-02
exergies (kW):
ExL(6)= .3256 ExV(7)= 2.781

les débits sont (kg/s) :
Lm(6)= 7.0070E-03 Vm(7)= 6.3116E-03 LVm(7)= 1.110
ou (mol/s) :
Lm(6)= .3106 Vm(7)= .2720 LV(7)= 1.142
l'efficacité du plateau 6 est :
E= .5347

---- AU DESSUS DU PLATEAU 6 :
y(mass)= .5874 ou y(mol)= .3578
enthalpies (kW):
hL(5)= 3.389 HV(6)= 14.13
entropies (kW/K):
SL(5)= 1.0416E-02 SV(6)= 3.9536E-02
exergies (kW):
ExL(5)= .3817 ExV(6)= 2.711

les débits sont (kg/s) :
Lm(5)= 8.7181E-03 Vm(6)= 8.0227E-03 LVm(6)= 1.087
ou (mol/s) :
Lm(5)= .3249 Vm(6)= .2863 LV(6)= 1.135
l'efficacité du plateau 5 est :
E= .8387

---- AU DESSUS DU PLATEAU 5 :
y(mass)= .7499 ou y(mol)= .5399
enthalpies (kW):
hL(4)= 3.883 HV(5)= 14.62
entropies (kW/K):
SL(4)= 1.1987E-02 SV(5)= 4.2414E-02
exergies (kW):
ExL(4)= .4222 ExV(5)= 2.374

les débits sont (kg/s) :
Lm(4)= 1.0324E-02 Vm(5)= 9.6285E-03 LVm(5)= 1.072
ou (mol/s) :
Lm(4)= .3293 Vm(5)= .2907 LV(5)= 1.133
l'efficacité du plateau 4 est :
E= .6750

---- AU DESSUS DU PLATEAU 4 :
y(mass)= .8013 ou y(mol)= .6122
enthalpies (kW):
hL(3)= 3.969 HV(4)= 14.71
entropies (kW/K):
SL(3)= 1.2280E-02 SV(4)= 4.3029E-02
exergies (kW):
ExL(3)= .4240 ExV(4)= 2.283

les débits sont (kg/s) :
Lm(3)= 1.0693E-02 Vm(4)= 9.9978E-03 LVm(4)= 1.070

ou (mol/s) :

$$Lm(3) = .3231 \quad Vm(4) = .2845 \quad LV(4) = 1.136$$

l'efficacité du plateau 3 est :

$$E = .5628$$

---- AU DESSUS DU PLATEAU 3 :

$$y(\text{mass}) = .8250 \quad \text{ou } y(\text{mol}) = .6484$$

enthalpies (kW):

$$hL(2) = 4.483 \quad HV(3) = 16.65$$

entropies (kW/K):

$$SL(2) = 1.3888E-02 \quad SV(3) = 4.8836E-02$$

exergies (kW):

$$ExL(2) = .4734 \quad ExV(3) = 2.555$$

les débits sont (kg/s) :

$$Lm(2) = 1.2176E-02 \quad Vm(3) = 1.1481E-02 \quad LVm(3) = 1.061$$

ou (mol/s) :

$$Lm(2) = .3561 \quad Vm(3) = .3175 \quad LV(3) = 1.121$$

l'efficacité du plateau 2 est :

$$E = .5522$$

---- AU DESSUS DU PLATEAU 2 :

$$y(\text{mass}) = .8414 \quad \text{ou } y(\text{mol}) = .6749$$

enthalpies (kW):

$$hL(1) = 4.807 \quad HV(2) = 17.86$$

entropies (kW/K):

$$SL(1) = 1.4906E-02 \quad SV(2) = 5.2410E-02$$

exergies (kW):

$$ExL(1) = .5035 \quad ExV(2) = 2.726$$

les débits sont (kg/s) :

$$Lm(1) = 1.3132E-02 \quad Vm(2) = 1.2436E-02 \quad LVm(2) = 1.056$$

ou (mol/s) :

$$Lm(1) = .3756 \quad Vm(2) = .3371 \quad LV(2) = 1.114$$

l'efficacité du plateau 1 est :

$$E = .9269$$

---- AU DESSUS DU PLATEAU 1 :

$$y(\text{mass}) = .8613 \quad \text{ou } y(\text{mol}) = .7084$$

enthalpies (kW):

$$hL(0) = 4.810 \quad HV(1) = 17.74$$

entropies (kW/K):

$$SL(0) = 1.4929E-02 \quad SV(1) = 5.2084E-02$$

exergies (kW):

$$ExL(0) = .4996 \quad ExV(1) = 2.702$$

les débits sont (kg/s) :

$$Lm(0) = 1.3218E-02 \quad Vm(1) = 1.2523E-02 \quad LVm(1) = 1.056$$

ou (mol/s) :

$$Lm(0) = .3696 \quad Vm(1) = .3310 \quad LV(1) = 1.117$$

IV - CONCLUSION

La méthode numérique élaborée ci-dessus donne une bonne approximation des compositions massiques vapeurs, des débits liquide et vapeur tout le long de la colonne. Ces valeurs sont fonctions des mesures expérimentales et dépendent donc de leur précision. L'exemple d'une distillation adiabatique d'enrichissement a montré cependant, que les efficacités étaient à prendre avec beaucoup de précaution car l'erreur commise sur le calcul dépassaient les 20% si l'écart entre les compositions des plateaux étaient trop faible. Seuls quatre plateaux peuvent être représentatifs pour le calcul de cette efficacité.

BIBLIOGRAPHIE

1. DAROUX, M., 'Analyse numérique appliquée', ouvrage interne au Laboratoire des Sciences du Génie Chimique, CNRS Nancy, 1991.

ANNEXE III
SIMULATION D'UNE COLONNE
D'ENRICHISSEMENT
et
D'EPUISEMENT

SOMMAIRE DE L'ANNEXE III

I - INTRODUCTION	4
II - MODELISATION DE LA COLONNE D'ENRICHISSEMENT	4
2.1. - Module de base	4
2.2. - Variations de la composition du distillat	6
III - PROGRAMME DE SIMULATION D'UNE COLONNE D'ENRICHISSEMENT	6
3.1. - Organigramme du programme DE.FOR	7
3.2. - Listing du programme DE.FOR	7
3.3. - Exemple numérique	16
IV - VARIANTE DU PROGRAMME : VALIDATION DES RESULTATS EXPERIMENTAUX	19
4.1. - Exposé du problème	19
4.2. - Organigramme du programme SDAE.FOR	20
4.3. - Listing du programme SDAE.FOR	21
4.4. - Exemple numérique	30
4.5. - Conclusion	33
V - MODELISATION DE LA COLONNE D'EPUISEMENT	33
5.1. - Module de base	33
5.2. - Variations de la composition du soutirage	36

**VI - PROGRAMME DE SIMULATION D'UNE COLONNE
D'EPUISEMENT**

36

6.1. - Organigramme du programme DA.FOR

37

6.2. - Listing du programme DA.FOR

38

6.3. - Exemple numérique

46

SIMULATION D'UNE COLONNE D'ENRICHISSEMENT

I - INTRODUCTION

La construction du diagramme de PONCHON-SAVARIT nécessite la connaissance de la composition du distillat et de la quantité de chaleur Q_C prélevée au condenseur. Pour un nombre d'étages fixés, nous déterminons les compositions à chaque niveau et en particulier la concentration du mélange. Suivant notre objectif, cette méthode paraît désavantageuse, car $x_{A,m}$ est une donnée initiale et $x_{D,m}$ un paramètre.

Nous nous proposons dans cette présente étude, d'élaborer un programme simulant la construction de PONCHON-SAVARIT avec une efficacité constante sur tous les plateaux. Ce module de base sera itéré en variant la valeur de $x_{D,m}$, jusqu'à obtenir la concentration donnée $x_{A,m}$.

Par ailleurs, une variante du programme est fournie pour la partie exploitation de la colonne adiabatique d'enrichissement, dans le but de comparer les résultats expérimentaux et les résultats d'une simulation avec une efficacité optimisée. Dans ce cas, l'efficacité des plateaux est considérée comme une variable que l'on calculera en recherchant le minimum des écarts types entre les compositions du liquide obtenues réellement et par le programme.

II - MODELISATION DE LA COLONNE D'ENRICHISSEMENT

2.1. - Module de base

La construction classique de PONCHON-SAVARIT fait appel aux bilans de matière et d'enthalpie dans toute la partie supérieure de l'appareil jusqu'à un plan coupant la colonne au-dessus du $n^{\text{ième}}$ plateau :

$$V_{n+1,m} - L_{n,m} = D_m \quad (1)$$

$$V_{n+1,m} y_{n+1,m} - L_{n,m} x_{n,m} = D_m x_{D,m} \quad (2)$$

$$V_{n+1,m} H_{n+1,m} - L_{n,m} h_{n,m} = D_m \left(h_{D,m} + \frac{1}{D_m} \left(Q_C + \sum_{i=1}^n Q_i \right) \right) \quad (3)$$

- L_m et V_m sont les débits massiques du liquide et de la vapeur

- x_m et y_m sont les compositions massiques du liquide et de la vapeur

Dans le cas idéal, le liquide et la vapeur sortant d'un même plateau sont en équilibre. Dans notre cas, nous supposons que le plateau travaille avec une efficacité constante E . Par conséquent :

$$y_{n+1} = \frac{y_n - E y_n^*}{1-E} \quad (4)$$

où $\begin{cases} y_n^* \text{ est la composition molaire de la vapeur en équilibre avec le liquide } x_n \\ y_n \text{ est la composition molaire de la vapeur sortant du plateau } n \text{ et déterminée} \\ \text{lors de l'étape précédente.} \end{cases}$

- H_m et h_m sont les enthalpies massiques : elles sont fonctions de la composition de la vapeur ou du liquide. Dans notre étude, nous supposons que le liquide est bouillant et la vapeur saturante. Les fonctions thermodynamiques H_m et h_m ont été déterminées pour chaque composition dans le cas du binaire EAU/ETHANOL dans l'annexe I.

- Q_C est le flux de chaleur quittant le condenseur et Q_i est la quantité de chaleur retirée sur le plateau i (cette quantité est nulle dans le cas d'un plateau adiabatique).

Le système, établi ci-dessus, devient :

$$L_{n,m} = D_m \left(\frac{y_{n+1,m} - x_{D,m}}{x_{n,m} - y_{n+1,m}} \right) \quad (5)$$

$$V_{n+1,m} = D_m \left(\frac{x_{n,m} - x_{D,m}}{x_{n,m} - y_{n+1,m}} \right) \quad (6)$$

$$\begin{aligned} (x_{D,m} - y_{n+1,m}) h_{n,m} + (y_{n+1,m} - x_{n,m}) \left(h_{D,m} + \frac{1}{D_m} (Q_C + \sum_{i=1}^n Q_i) \right) \\ + (x_{n,m} - x_{D,m}) H_{n+1,m} = 0 \end{aligned} \quad (7)$$

$y_{n+1,m}$ est une fonction implicite de $x_{n,m}$ suivant l'équation (4) et $h_{n+1,m}$ est fonction de $y_{n+1,m}$ donc indirectement de $x_{n,m}$.

Remarque : l'efficacité fait intervenir des valeurs molaires, le passage aux valeurs massiques pour le couple EAU/ETHANOL se fait par l'équation suivante :

$$y_{n+1,m} = \frac{y_{n+1}}{y_{n+1} + \frac{18}{46}(1 - y_{n+1})} \quad (8)$$

L'équation (7) dépend uniquement de la composition massique du liquide $x_{n,m}$. Connaissant $(x_{D,m})$, (Q_C/D_m) , (Q_i/D_m) et $y_{n,m}$, il est possible de résoudre l'équation (7). La recherche de racine se fait par l'intermédiaire d'une méthode numérique comme la méthode de Newton ou la méthode de la sécante (1). Par conséquent, il est possible d'accéder à la valeur de la composition massique du liquide $x_{n,m}$. Les autres équations (4), (5) et (6) fournissent la composition de la vapeur et les différents débits liquide et vapeur.

Ce module de base qui n'est autre que la traduction de la construction de PONCHON-SAVARIT, permet à partir des valeurs $x_{D,m}$, $\frac{Q_C}{D_m}$, $\frac{Q_i}{D_m}$ et le nombre d'étages, de déterminer toutes les compositions.

2.2. - Variations de la composition du distillat

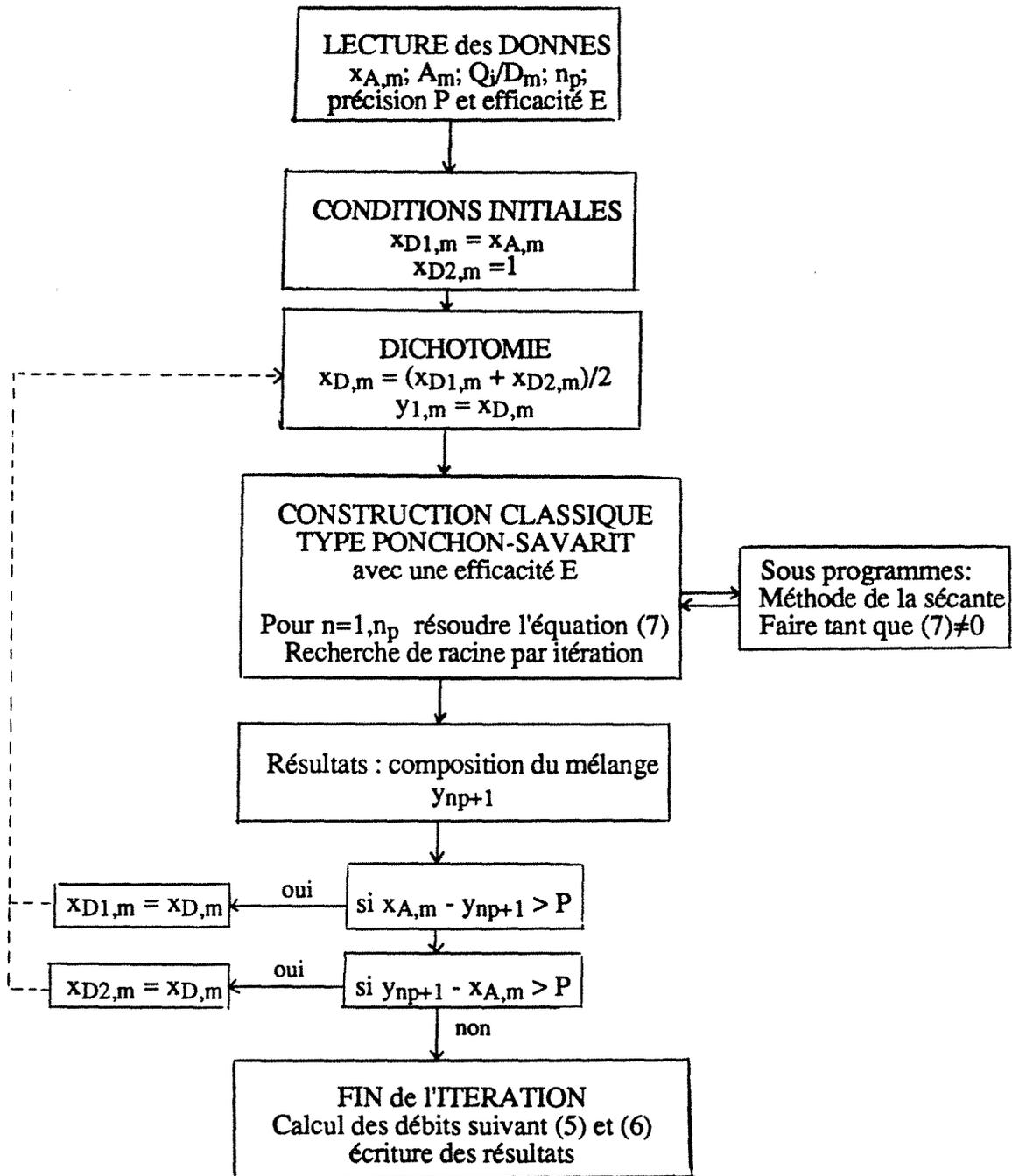
Le module de base établi ci-dessus, présente l'inconvénient de partir de la valeur $x_{D,m}$ pour accéder à la composition du mélange $x_{A,m}$. Lors de nos expériences, la démarche est inverse, nous fixons au départ la composition du mélange $x_{A,m}$.

Pour un nombre d'étages fixé et pour des quantité de chaleur données, la composition de l'alimentation $x_{A,m}$ est une fonction croissante de $x_{D,m}$. Nous utiliserons cette remarque pour itérer sur la valeur de $x_{D,m}$ jusqu'à obtenir la valeur de $x_{A,m}$ donnée initialement. L'itération peut être une simple dichotomie. La méthode utilisée sera évidemment numérique car chaque itération nécessite la construction d'un PONCHON-SAVARIT.

III - PROGRAMME DE SIMULATION D'UNE COLONNE D'ENRICHISSEMENT

Ce programme est établi pour une colonne d'enrichissement diabatique ou non. Nous le nommerons DE.FOR.

3.1. - Organigramme du programme DE.FOR



3.2. - Listing du programme DE.FOR

Le programme simule une colonne d'enrichissement pour la séparation du binaire EAU/ETHANOL. Il est écrit dans le langage fortran et utilise les propriétés

thermodynamiques sous forme polynomiale, définies en annexe I. Le programme fait appel à la méthode numérique des sécantes pour résoudre une équation non-algébrique (1). Pour éviter des problèmes de convergence dans la recherche de la composition $x_{n,m}$, nous plaçons le point de départ près de la composition du liquide en équilibre avec la vapeur $y_{n,m}$.

```

11 C-----
12 C
13 C   PROGRAMME DE CALCUL D'UNE COLONNE D'ENRICHISSEMENT
14 C       AVEC EFFICACITE
15 C       SYSTEME EAU-ETHANOL
16 C
17 C-----
18 C
19 C   estimation de propriétés à base des données obtenues par le
20 C       simulateur général de procédés SYMPROC de
21 C       l'INSTITUT MEXICAIN DU PETROLE
22
23
24
25
26 C   DECLARATION DES VARIABLES ET DES FONCTIONS
27 C-----
28 C   IMPLICIT DOUBLE PRECISION (a-h,o-z)
29 C   IMPLICIT DOUBLE PRECISION (A-H,O-Z)
30 C   CHARACTER*15 FICHER
31
32 C   DIMENSION xm(20),ym(21),x(20),y(20),T(20),h(20),H(20),
33 C       *hL(20),HV(20),Hd(20),Hdiff(20),Sl(20),Sv(20),SL(20),SV(20),
34 C       *Exl(20),Exv(20),ExL(20),ExV(20),Vm(20),V(20),qc(20)
35 C       DOUBLE PRECISION Lm(20),L(20),LVm(20),LV(20),
36 C       *LOm,LO,LDm,Mdiff(20)
37 C       COMMON/FONC/xDm,xm,ym,y
38 C       COMMON/DON/E,n,Hd
39
40 C       YF(xi)=0.0004688675+12.1431*xi-106.593*xi**2+554.297*xi**3-
41 C       *1764.8*xi**4+3517.9*xi**5-4368.55*xi**6+3221.49*xi**7-1212.78*
42 C       *xi**8+106.857*xi**9+41.0499*xi**10
43
44 C       HLF(xi)=407.45-17.5745*xi-83.6831*xi**2+1425.16*xi**3-
45 C       *10590.1*xi**4+37699.6*xi**5-73632*xi**6+80520.9*xi**7
46 C       *-46296*xi**8+10903.3*xi**9
47
48 C       HVF(xi)=2610.74-1112.45*xi-130.042*xi**2-728.492*xi**3-
49 C       *20937.7*xi**4+174007*xi**5-560290*xi**6+864807*xi**7-637234*
50 C       *xi**8+180219*xi**9
51
52 C       TF(xi)= 99.9973-148.247*xi+714.159*xi**2-2316.05*xi**3+
53 C       *4873.24*xi**4-6712.81*xi**5+6925.88*xi**6-7295.24*xi**7+
54 C       *7474.48*xi**8-4839.55*xi**9+1302.46*xi**10
55
56 C       TVF(xi)=100.001-18.0835*xi+130.115*xi**2-980.373*xi**3+
57 C       *3001.57*xi**4-3494.17*xi**5-1401.41*xi**6+6879.27*xi**7-
58 C       *5675.23*xi**8+1536.62*xi**9
59
60 C       SLF(xi)=1.2473-0.460154*xi+5.53498*xi**2-33.0597*xi**3+
61 C       *105.544*xi**4-194.543*xi**5+205.921*xi**6-116.138*xi**7+
62 C       *27.0081*xi**8

```

```

63
64      SVF(xi)=7.12202-3.67202*xi+18.5859*xi**2-188.81*xi**3+
65      *886.265*xi**4-2222.83*xi**5+3003.37*xi**6-2050.09*xi**7+
66      *553.609*xi**8
67
68      XMOL(xi)=xi/(xi+46./18.*(1.-xi))
69
70
71 C  ENTREE DES DONNEES ET INITIALISATION
72 C  -----
73      WRITE(*,*) 'nom du fichier de résultats :'
74      READ(*,*) FICHER
75      OPEN (3, file=FICHER,status='new')
76      WRITE(*,*) 'xAm(massique)'
77      READ(*,*) xAm
78      WRITE(*,*) 'alimentation (kg/s)'
79      READ(*,*) Am
80      WRITE(*,*) 'nb de plateaux'
81      READ(*,*) np
82      WRITE(*,*) 'efficacité du plateau (coeff. de Murphree)'
83      READ(*,*) E
84      WRITE(*,*) 'précision sur xAm'
85      READ(*,*) P
86      WRITE(*,*) 'QC/Dm (kJ/kg)'
87      READ(*,*) qc0
88      DO 25 i=1,np
89          WRITE(*,*) 'QC(',i,')/Dm (kJ/kg)'
90          READ(*,*) qc(i)
91 25  CONTINUE
92
93
94 C  CALCUL DES CONDITIONS INITIALES
95 C  -----
96      xDm1=xAm
97      xDm2=1.
98 500  xDm=(xDm1+xDm2)/2.
99      ym(1)=xDm
100     y(1)=XMOL(ym(1))
101     Hd0=qc0+HLF(xDm)
102     Hd(1)=Hd0+qc(1)
103     DO 26 i=2,np
104     Hd(i)=Hd(i-1)+qc(i)
105 26  CONTINUE
106
107
108 C  CALCUL DANS LES PLATEAUX
109 C  -----
110     DO 1000 n=1,np
111         itmax1=200
112         itmax2=200
113         CALL DSEC1(xm(n),0.5,ld-7,itmax1,RES1,IERR1,0)
114         CALL DSEC2(xm(n),xm(n),ld-7,itmax2,RES2,IERR2,0)
115         IF (itmax1.GE.200.OR.itmax2.GE.200) THEN
116             WRITE(*,*) 'L'itération dépasse 200'
117         END IF
118         ymth=YF(xm(n))
119         y(n+1)=(y(n)-E*XMOL(ymth))/(1-E)
120         ym(n+1)=y(n+1)/(y(n+1)+18./46.*(1-y(n+1)))
121 1000 CONTINUE
122     WRITE(*,*) 'xDm =',xDm,' xAm =',ym(np+1)
123     IF ((ym(np+1)-xAm).GT.P) THEN
124         xDm2=xDm

```

```

125         GOTO 500
126     END IF
127     IF ((xAm-ym(np+1)).GT.P) THEN
128         xDm1=xDm
129         GOTO 500
130     END IF
131     xSm=xm(np)
132     WRITE(*,*) ' FIN DE L''ITERATION AVEC : '
133     WRITE(*,*) ' xDm= ',xDm
134     WRITE(*,*) ' xAm= ',ym(np+1)
135     WRITE(*,*) ' xSm= ',xSm
136     DO 600 n=1,np
137         WRITE(*,*) ' xm(',n,')= ',xm(n), ' ym(',n,')=',ym(n)
138 600     CONTINUE
139
140
141 C   CONCENTRATIONS MOLAIRES
142 C   -----
143     DO 1600 n=1,np
144         x(n)=XMOL(xm(n))
145         y(n)=XMOL(ym(n))
146 1600     CONTINUE
147         xA=XMOL(xAm)
148         y(np+1)=XMOL(ym(np+1))
149
150
151 C   CALCUL DES ENTHALPIES ET TEMPERATURES
152 C   -----
153     DO 1500 n=1,np
154         h(n)=HLF(xm(n))
155         H(n)=HVF(ym(n))
156         T(n)=TF(xm(n))
157 1500     CONTINUE
158
159
160 C   BILAN DE MATIERE
161 C   -----
162     Dm=(xAm-xSm)/(xDm-xSm)*Am
163     Sm=(xDm-xAm)/(xDm-xSm)*Am
164     Qcond=qc0*Dm
165     Qevap=(HVF(xAm)-HLF(xAm))*Am
166     LDm=(Hd0-HVF(xDm))/(HVF(xDm)-HLF(xDm))
167     L0m=LDm*Dm
168     Vm(1)=Dm+L0m
169     Vm(2)=(Vm(1)*(ym(1)-xm(1))+L0m*(xm(1)-xDm))/(ym(2)-xm(1))
170     Lm(1)=Vm(2)-Vm(1)+L0m
171     LVm(1)=L0m/Vm(1)
172     LVm(2)=Lm(1)/Vm(2)
173     Vm(np+1)=Am
174
175
176 C   CALCUL DES DEBITS DE LIQUIDE ET VAPEUR DANS LES PLATEAUX
177 C   -----
178     DO 5000 n=3,np
179         Vm(n)=(Vm(n-1)*(ym(n-1)-xm(n-1))+Lm(n-2)*(xm(n-1)-xm(n-2)))/
180     * (ym(n)-xm(n-1))
181         Lm(n-1)=Vm(n)-Vm(n-1)+Lm(n-2)
182         LVm(n)=Lm(n-1)/Vm(n)
183 5000     CONTINUE
184         Lm(np)=Sm
185         LVm(np+1)=Lm(np)/Vm(np+1)
186         L0=L0m/(y(1)*46d-3+(1-y(1))*18d-3)

```

```

187      V(1)=Vm(1)/(y(1)*46d-3+(1-y(1))*18d-3)
188      LV(1)=L0/V(1)
189      DO 5500 n=2,np+1
190          L(n-1)=Lm(n-1)/(x(n-1)*46d-3+(1-x(n-1))*18d-3)
191          V(n)=Vm(n)/(y(n)*46d-3+(1-y(n))*18d-3)
192          LV(n)=L(n-1)/V(n)
193 5500 CONTINUE
194
195
196 C   CALCUL DES ENTHALPIES TOTALES
197 C   -----
198      hL0=L0m*HLF(xDm)
199      HV(np+1)=HVF(xAm)*Am
200      hLD=HLF(xDm)*Dm
201      DO 7100 n=1,np
202          hL(n)=Lm(n)*h(n)
203          HV(n)=Vm(n)*H(n)
204 7100 CONTINUE
205
206
207 C   ESTIMATION DES ENTROPIES
208 C   -----
209      SL0=L0m*SLF(xDm)
210      SV(np+1)=SVF(xAm)*Vm(np+1)
211      SLD=SLF(xDm)*Dm
212      DO 1501 n=1,np
213          Sl(n)=SLF(xm(n))
214          Sv(n)=SVF(ym(n))
215          SL(n)=Lm(n)*Sl(n)
216          SV(n)=Vm(n)*Sv(n)
217 1501 CONTINUE
218
219
220 C   CALCUL DES EXERGIES
221 C   -----
222      ExL0=L0m*(HLF(xDm)-((60-32)/1.8+273.15)*SLF(xDm))
223      ExlA=HLF(xAm)-((60-32)/1.8+273.15)*SLF(xAm)
224      Exv(np+1)=HVF(xAm)-((60-32)/1.8+273.15)*SVF(xAm)
225      ExV(np+1)=Vm(np+1)*Exv(np+1)
226      ExlA=Am*ExlA
227      ExLD=Dm*(HLF(xDm)-((60-32)/1.8+273.15)*SLF(xDm))
228      DO 7000 n=1,np
229          Exl(n)=h(n)-((60-32)/1.8+273.15)*Sl(n)
230          Exv(n)=H(n)-((60-32)/1.8+273.15)*Sv(n)
231          ExL(n)=Lm(n)*Exl(n)
232          ExV(n)=Vm(n)*Exv(n)
233 7000 CONTINUE
234
235
236 C   VERIFICATION DES BILANS
237 C   -----
238      Hdifff(1)=HV(2)+hL0-(HV(1)+hL(1))-qc(1)*Dm
239      DO 9500 n=2,np
240          Hdifff(n)=HV(n+1)+hL(n-1)-(HV(n)+hL(n))-qc(n)*Dm
241 9500 CONTINUE
242      Mdifff(1)=L0m+Vm(2)-Vm(1)-Lm(1)
243      DO 9600 n=2,np
244          Mdifff(n)=Lm(n-1)+Vm(n+1)-Vm(n)-Lm(n)
245 9600 CONTINUE
246
247
248 C   IMPRESSION DES RESULTATS

```

```

249
250     WRITE (3, '(A,$)') 'DISTILLATION SUR UNE COLONNE'
251     WRITE (3,*) ' D'ENRICHISSEMENT DE ',np,' PLATEAUX '
252     WRITE (3,*) ' AYANT UNE EFFICACITE DE ',E*100,'% '
253     WRITE (3,40) 'xDm=',xDm
254     WRITE (3,40) 'xSm=',xSm
255     WRITE (3,40) 'xAm=',xAm
256     WRITE (3,15) 'Qc=',qc0*Dm
257 15   FORMAT (A3,E10.4,2X,'kW')
258     WRITE (3,*)
259     WRITE (3,16) 'mass','mol.','mass','mol.','°C','kW'
260 16   FORMAT (T9,A4,3X,A4,10X,A4,3X,A4,8X,A2,13X,A2)
261     DO 2000 n=1,np
262         WRITE (3,10) 'x(',n,')=',xm(n),x(n),'y(',n,')=',ym(n),
263         *y(n),'T(',n,')=',T(n),'Q(',n,')=',qc(n)*Dm
264 10   FORMAT (2(A2,I2,A2,F6.4,1X,F6.4,2X),A2,I2,A2,F6.2,2X,
265         *A2,I2,A2,E10.4)
266 2000 CONTINUE
267
268     WRITE (3,*)
269     WRITE (3,20) 'hL(kW)', 'HV(kW)', 'SL(kW/°C)', 'SV(kW/°C)',
270     *'ExL(kW)', 'ExV(kW)'
271 20   FORMAT (6(A10,2X))
272     DO 3000 n=1,np
273         WRITE (3,30) hL(n),HV(n),SL(n),SV(n),ExL(n),ExV(n)
274 30   FORMAT (6(E10.4,2X))
275 3000 CONTINUE
276
277     WRITE (3,*)
278     WRITE (3,*) 'AU BOUILLEUR : '
279     WRITE (3,*) '   Qevap=',Qevap,' kW'
280     WRITE (3,40) 'yAm=',xAm,'mol:',xA,'TvA=',TVF(xAm),'HVA=',
281     *HV(np+1),'SVA=',SV(np+1),'ExVA=',ExV(np+1)
282     WRITE (3,40) 'xAm=',xAm,'mol:',xA,'TlA=',TF(xAm),'hLA=',
283     *HLF(xAm)*Am,'SLA=',SLF(xAm)*Am,'ExLA=',ExLA
284     WRITE (3,*) 'SOUTIRAGE : '
285     WRITE (3,40) 'xSm=',xSm,'mol:',x(np),'TS =',TF(xSm),
286     *'hLS=',hL(np),'SLS=',SL(np),'ExLS=',ExL(np)
287     WRITE (3,*)
288     WRITE (3,*) 'AU CONDENSEUR : '
289     WRITE (3,*) '   Qcond=',Qcond,' kW'
290     WRITE (3,40) 'yDm=',xDm,'mol:',y(1),'TvC=',T(1),'HVC=',
291     *HV(1),'SVC=',SV(1),'ExVC=',ExV(1)
292     WRITE (3,40) 'xDm=',xDm,'mol:',y(1),'TlC=',TF(xDm),
293     *'hLC=',hL0+hLD,'SLC=',SL0+SLD,'ExLC=',ExL0+ExLD
294     WRITE (3,*) 'DISTILLAT : '
295     WRITE (3,40) 'xDm=',xDm,'mol:',y(1),'TD =',TF(xDm),'hLD=',hLD
296     *,'SLD=',SLD,'ExLD=',ExLD
297 40   FORMAT (A4,F6.4,2X,A4,F6.4,4X,A4,F6.2,4X,2(A4,E10.4,4X),A5,E10.4)
298     WRITE (3,*)
299     WRITE (3,*) 'DEBITS (kg/s): '
300     WRITE (3,*) '   Am=',Am,' Dm=',Dm,' Sm=',Sm
301     WRITE (3,50) 'Lm(',0,')=',L0m,'Vm(',1,')=',Vm(1),'LVm(',1,')='
302     *,LVm(1)
303     DO 6000 n=1,np
304         WRITE (3,50) 'Lm(',n,')=',Lm(n),'Vm(',n+1,')=',Vm(n+1),'LVm
305     *(',n+1,')=',LVm(n+1)
306 6000 CONTINUE
307 50   FORMAT (2(A3,I2,A2,E10.4,3X),A4,I2,A2,F6.4)
308     WRITE (3,*)
309     WRITE (3,*) 'DEBITS (mol/s): '
310     WRITE (3,*) '   A=',V(np+1),' D= ',V(np+1)-L(np),' S= ',L(np)

```

```

311     WRITE (3, 50) 'L(', 0, ')=', L0, 'V(', 1, ')=', V(1), 'LV(', 1, ')=', LV(1)
312     DO 6500 n=1, np
313         WRITE (3, 50) 'L(', n, ')=', L(n), 'V(', n+1, ')=', V(n+1), 'LV
314 *(', n+1, ')=', LV(n+1)
315 6500 CONTINUE
316
317     WRITE (3, *)
318     WRITE (3, *) 'TAUX DE REFLUX Lm/Dm= ', LDm
319     WRITE (3, *)
320     WRITE (3, *) ' VERIFICATION DES BILANS '
321     DO 9700 n=1, np
322     WRITE (3, 60) 'Mdiff(', n, ')= ', Mdiff(n), 'Hdiff(', n, ')= ', Hdiff(n)
323 9700 CONTINUE
324 60  FORMAT (2 (A6, I2, A2, E10.3, 3X))
325     PAUSE
326     END
327
328
329 C *****
330
331 C  SOUSPROGRAMME POUR RESOUDRE L'EQUATION DE 'Y' D'EQUILIBRE
332
333
334
335     SUBROUTINE XEQ(xi, f)
336 C -----
337     IMPLICIT DOUBLE PRECISION (a-h, o-z)
338     IMPLICIT DOUBLE PRECISION (A-H, O-Z)
339
340     DIMENSION xm(20), ym(20), y(20), Hd(20)
341     COMMON/FONC/xDm, xm, ym, y
342     COMMON/DON/E, n, Hd
343
344     YF=4.688675d-4+12.1431*xi-106.593*xi**2+554.297*xi**3-
345 *1764.8*xi**4+3517.9*xi**5-4368.55*xi**6+3221.49*xi**7-1212.78*
346 *xi**8+106.857*xi**9+41.0499*xi**10
347     f=YF-ym(n)
348     RETURN
349     END
350
351
352     SUBROUTINE DSEC1(xsol, x0, eps, itmax, residu, ierr, iprint)
353 C -----
354     IMPLICIT DOUBLE PRECISION (a-h, o-z)
355     IMPLICIT DOUBLE PRECISION (A-H, O-Z)
356
357     if(eps.eq.0) eps=1.0d-07
358     call XEQ(x0, f0)
359     hc=eps*x0
360     xh=x0+hc
361     call XEQ(xh, fh)
362     ac=(fh-f0)/hc
363     x1=x0-f0/ac
364     iter=0
365     xmoins=x0
366     xc=x1
367     call XEQ(xc, fc)
368 10  iter=iter+1
369     if(iprint.eq.1) write(*, *) xc, fc
370     if(itmax.gt.iter) go to 40
371         xsol=xc
372         residu=fc

```

```

373         ierr=1
374         return
375 40      call XEQ(xmoins, fmoins)
376         call XEQ(xc, fc)
377         ac=(fmoins-fc)/(xmoins-xc)
378         xplus=xc-fc/ac
379         err=abs((xplus-xc)/xplus)
380         if(err.gt.(eps*xplus)) then
381             xmoins=xc
382             xc=xplus
383             go to 10
384         else
385             ierr=0
386             xsol=xc
387             residu=fc
388             itmax=iter
389             return
390         endif
391     end
392 C          ----- fin du sous programme dsecl -----
393
394
395     SUBROUTINE XREL(xi, f)
396 C     -----
397     IMPLICIT DOUBLE PRECISION (a-h, o-z)
398     IMPLICIT DOUBLE PRECISION (A-H, O-Z)
399     DIMENSION xm(20), ym(21), y(20), Hd(20)
400     COMMON/FONC/xDm, xm, ym, y
401     COMMON/DON/E, n, Hd
402
403     YF=0.0004688675+12.1431*xi-106.593*xi**2+554.297*xi**3-
404     *1764.8*xi**4+3517.9*xi**5-4368.55*xi**6+3221.49*xi**7-1212.78*
405     *xi**8+106.857*xi**9+41.0499*xi**10
406
407     XMOL=YF/(YF+46./18.*(1-YF))
408     yi=(y(n)-E*XMOL)/(1-E)
409     yim=yi/(yi+18./46.*(1-yi))
410
411     HLF=407.45-17.5745*xi-83.6831*xi**2+1425.16*xi**3-
412     *10590.1*xi**4+37699.6*xi**5-73632*xi**6+80520.9*xi**7
413     *-46296*xi**8+10903.3*xi**9
414
415     HVF=2610.74-1112.45*yim-130.042*yim**2-728.492*yim**3-
416     *20937.7*yim**4+174007*yim**5-560290*yim**6+864807*yim**7-637234*
417     *yim**8+180219*yim**9
418
419     f=HLF*(yim-xDm)+(xDm-xi)*HVF+Hd(n)*(xi-yim)
420     RETURN
421     END
422
423
424     SUBROUTINE DSEC2(xsol, x0, eps, itmax, residu, ierr, iprint)
425 C     -----
426     IMPLICIT DOUBLE PRECISION (a-h, o-z)
427     IMPLICIT DOUBLE PRECISION (A-H, O-Z)
428
429     if(eps.eq.0) eps=1.0d-07
430     call XREL(x0, f0)
431     hc=eps*x0
432     xh=x0+hc
433     call XREL(xh, fh)
434     ac=(fh-f0)/hc

```

```
435      x1=x0-f0/ac
436      iter=0
437      xmoins=x0
438      xc=x1
439      call XREL(xc,fc)
440 10    iter=iter+1
441      if(iprint.eq.1) write(*,*) xc,fc
442      if(itmax.gt.iter) go to 40
443          xsol=xc
444          residu=fc
445          ierr=1
446          return
447 40    call XREL(xmoins,fmoins)
448      call XREL(xc,fc)
449      ac=(fmoins-fc)/(xmoins-xc)
450      xplus=xc-fc/ac
451      err=abs((xplus-xc)/xplus)
452      if(err.gt.(eps*xplus)) then
453          xmoins=xc
454          xc=xplus
455          go to 10
456      else
457          ierr=0
458          xsol=xc
459          residu=fc
460          itmax=iter
461          return
462      endif
463 c      ----- fin du sous programme dsecl -----
464      end
465
```

3.3. - Exemple numérique

Pour illustrer le déroulement du programme, nous prendrons les conditions opératoires de la distillation diabatique effectuée au laboratoire le 16.05.91(1)

Nom du fichier de résultats :	S1(1605)
x_{Am} (massique)	0.2788
alimentation (kg/s)	6.99e-3
nombre de plateaux	10
Efficacité du plateau (coeff. de Murphree)	0.78
précision sur x_{Am}	0.00001
Q_C/D_m (kJ/kg)	1041
$Q_C(1)/D_m$ (kJ/kg)	1129
$Q_C(2)/D_m$ (kJ/kg)	940
$Q_C(3)/D_m$ (kJ/kg)	655
$Q_C(4)/D_m$ (kJ/kg)	536
$Q_C(5)/D_m$ (kJ/kg)	532
$Q_C(6)/D_m$ (kJ/kg)	638
$Q_C(7)/D_m$ (kJ/kg)	469
$Q_C(8)/D_m$ (kJ/kg)	165
$Q_C(9)/D_m$ (kJ/kg)	71
$Q_C(10)/D_m$ (kJ/kg)	38

Tableau 1 : Entrée des conditions opératoires pour une distillation simulée avec une colonne d'enrichissement d'efficacité 0,78.

Le tableau 1 regroupe les données d'entrée. Après plusieurs itérations, le programme écrit les résultats dans un fichier (dans l'exemple, il s'agit de S1(1605)). Il est alors possible d'avoir accès à toutes les caractéristiques de la vapeur et du liquide sur chaque étage (compositions, débits, enthalpies, entropies et exergies avec les références définies en annexe I), comme l'indique le tableau 2 ci-dessous.

Tableau 2 : Résultats de la simulation (DE.FOR) d'une colonne diabatique d'enrichissement

DISTILLATION SUR UNE COLONNE D'ENRICHISSEMENT DE 10 PLATEAUX
AYANT UNE EFFICACITE DE 78.00%

xDm= .8540
xSm= .0298
xAm= .2788
Qc=0.2200E+01 kW

	mass	mol.		mass	mol.	°C		kW
x(1)=	.7952	.6030	y(1)=	.8540	.6960	T(1)=	79.08	Q(1)=0.2385E+01
x(2)=	.7351	.5206	y(2)=	.8247	.6480	T(2)=	79.66	Q(2)=0.1986E+01
x(3)=	.6222	.3919	y(3)=	.7781	.5784	T(3)=	80.81	Q(3)=0.1384E+01
x(4)=	.3626	.1821	y(4)=	.6965	.4731	T(4)=	83.38	Q(4)=0.1133E+01
x(5)=	.1062	.0444	y(5)=	.5318	.3077	T(5)=	90.07	Q(5)=0.1126E+01
x(6)=	.0482	.0194	y(6)=	.3760	.1908	T(6)=	94.27	Q(6)=0.1347E+01
x(7)=	.0362	.0145	y(7)=	.3173	.1539	T(7)=	95.46	Q(7)=0.9911E+00
x(8)=	.0318	.0127	y(8)=	.2923	.1391	T(8)=	95.94	Q(8)=0.3490E+00
x(9)=	.0303	.0121	y(9)=	.2837	.1342	T(9)=	96.10	Q(9)=0.1492E+00
x(10)=	.0298	.0119	y(10)=	.2804	.1323	T(10)=	96.16	Q(10)=0.8068E-01

hL (kW)	HV (kW)	SL (kW/°C)	SV (kW/°C)	ExL (kW)	ExV (kW)
0.7695E+00	0.2942E+01	0.2386E-02	0.8638E-02	0.8067E-01	0.4484E+00
0.1392E+01	0.6113E+01	0.4304E-02	0.1793E-01	0.1495E+00	0.9379E+00
0.1716E+01	0.8722E+01	0.5285E-02	0.2544E-01	0.1905E+00	0.1378E+01
0.1600E+01	0.1043E+02	0.4899E-02	0.2989E-01	0.1855E+00	0.1802E+01
0.1518E+01	0.1145E+02	0.4614E-02	0.3181E-01	0.1858E+00	0.2264E+01
0.1714E+01	0.1249E+02	0.5205E-02	0.3438E-01	0.2109E+00	0.2564E+01
0.1886E+01	0.1403E+02	0.5732E-02	0.3853E-01	0.2307E+00	0.2909E+01
0.1946E+01	0.1520E+02	0.5917E-02	0.4169E-01	0.2373E+00	0.3161E+01
0.1972E+01	0.1561E+02	0.5997E-02	0.4279E-01	0.2402E+00	0.3250E+01
0.1986E+01	0.1578E+02	0.6041E-02	0.4327E-01	0.2418E+00	0.3288E+01

AU BOUILLLEUR :

Qevap= 13.07 kW
yAm= .2788 mol: .1314 TvA= 96.13 HVA=0.1588E+02 SVA=0.4353E-01
ExVA=0.3309E+01
xAm= .2788 mol: .1314 TlA= 84.65 hLA=0.2803E+01 SLA=0.8569E-02
ExLA=0.3293E+00
SOUTIRAGE :
xSm= .0298 mol: .0119 TS = 96.16 hLS=0.1986E+01 SLS=0.6041E-02
ExLS=0.2418E+00

AU CONDENSEUR :

Qcond= 2.200 kW
yDm= .8540 mol: .6960 TvC= 79.08 HVC=0.2942E+01 SVC=0.8638E-02
ExVC=0.4484E+00
xDm= .8540 mol: .6960 TlC= 78.57 hLC=0.7423E+00 SLC=0.2308E-02
ExLC=0.7582E-01
DISTILLAT :
xDm= .8540 mol: .6960 TD = 78.57 hLD=0.7590E+00 SLD=0.2360E-02
ExLD=0.7753E-01

DEBITS (kg/s):

Am= 6.9936E-03 Dm= 2.1129E-03 Sm= 4.8807E-03
Lm(0)=0.0000E-00 Vm(1)=0.2066E-02 LVm(1)= .0000
Lm(1)=0.2101E-02 Vm(2)=0.4214E-02 LVm(2)= .4986
Lm(2)=0.3735E-02 Vm(3)=0.5848E-02 LVm(3)= .6387
Lm(3)=0.4482E-02 Vm(4)=0.6595E-02 LVm(4)= .6796
Lm(4)=0.4024E-02 Vm(5)=0.6136E-02 LVm(5)= .6557
Lm(5)=0.3744E-02 Vm(6)=0.5857E-02 LVm(6)= .6392
Lm(6)=0.4216E-02 Vm(7)=0.6328E-02 LVm(7)= .6661
Lm(7)=0.4636E-02 Vm(8)=0.6749E-02 LVm(8)= .6869
Lm(8)=0.4782E-02 Vm(9)=0.6895E-02 LVm(9)= .6936

S1(1605)

Lm(9)=0.4846E-02 Vm(10)=0.6959E-02 LVm(10)= .6964
Lm(10)=0.4881E-02 Vm(11)=0.6994E-02 LVm(11)= .6979

DEBITS (mol/s):

A= .3226 D= 5.6363E-02 S= .2662

L(0)=0.0000E-00	V(1)=0.5512E-01	LV(1)= .0000
L(1)=0.6022E-01	V(2)=0.1166E+00	LV(2)= .5166
L(2)=0.1147E+00	V(3)=0.1710E+00	LV(3)= .6705
L(3)=0.1547E+00	V(4)=0.2111E+00	LV(4)= .7330
L(4)=0.1742E+00	V(5)=0.2306E+00	LV(5)= .7555
L(5)=0.1945E+00	V(6)=0.2509E+00	LV(6)= .7754
L(6)=0.2273E+00	V(7)=0.2837E+00	LV(7)= .8013
L(7)=0.2519E+00	V(8)=0.3082E+00	LV(8)= .8171
L(8)=0.2605E+00	V(9)=0.3169E+00	LV(9)= .8221
L(9)=0.2642E+00	V(10)=0.3206E+00	LV(10)= .8242
L(10)=0.2662E+00	V(11)=0.3226E+00	LV(11)= .8253

TAUX DE REFLUX Lm/Dm= 0.0000

VERIFICATION DES BILANS

Mdiff(1)= 0.000E+00	Hdiff(1)= 0.147E-07
Mdiff(2)= 0.434E-18	Hdiff(2)= 0.129E-06
Mdiff(3)= 0.000E+00	Hdiff(3)=-0.144E-06
Mdiff(4)= 0.000E+00	Hdiff(4)=-0.147E-08
Mdiff(5)=-0.867E-18	Hdiff(5)= 0.188E-08
Mdiff(6)=-0.867E-18	Hdiff(6)= 0.703E-10
Mdiff(7)= 0.000E+00	Hdiff(7)=-0.255E-07
Mdiff(8)= 0.000E+00	Hdiff(8)= 0.253E-07
Mdiff(9)=-0.867E-18	Hdiff(9)= 0.154E-09
Mdiff(10)= 0.173E-17	Hdiff(10)=-0.384E-03

IV - VARIANTE DU PROGRAMME : VALIDATION DES RESULTATS EXPERIMENTAUX

Le principe de cette partie est d'utiliser le module de base défini ci-dessus en faisant varier l'efficacité.

4.1. - Exposé du problème

Lors de l'exploitation des résultats des distillations diabatiques, étant donné les fortes imprécisions sur le calcul de l'efficacité d'un plateau, il nous a paru plus judicieux de valider les données expérimentales en les comparant à une simulation du type PONCHON-SAVARIT avec une efficacité E, que l'on peut faire varier.

En d'autres termes, nous avons essayé de rechercher l'efficacité pour laquelle l'écart type entre les valeurs expérimentales et simulées était minimal.

Notons \bar{E}_C la moyenne des écarts entre les compositions molaires du liquide simulées $x_{n,sim}$ et expérimentales x_n sur chaque plateau n ainsi que pour le distillat :

$$\bar{E}_C = \left[\sum_{n=1}^{np} |x_{n,sim} - x_n| + |x_{D,sim} - x_D| \right] \frac{1}{np+1} \quad (9)$$

L'écart type vérifie :

$$\sigma = \left[\frac{\sum_{n=1}^{np} (x_{n,sim} - x_n)^2 + (x_{D,sim} - x_D)^2}{np+1} - (\bar{E}_C)^2 \right]^{1/2} \quad (10)$$

Etant donné que nous travaillons à une échelle pilote avec un diamètre de colonne de 150 mm, les plateaux peuvent être considérés comme des "réacteurs" parfaitement agités : l'efficacité sur le plateau est la même en tout point et reste inférieure à 1. Nous avons calculé l'écart type pour différentes simulations, avec une efficacité variant de 0,7 à 1 et avec les conditions opératoires de la distillation adiabatique d'enrichissement du 15/07/91 à 14H30. La figure (1) représente les variations de l'écart type en fonction de l'efficacité : la courbe possède un minimum aux environs de $E = 0,86$.

La forme parabolique de la courbe nous incite à itérer le programme en variant l'efficacité comme un système amorti oscillant autour d'un minimum.

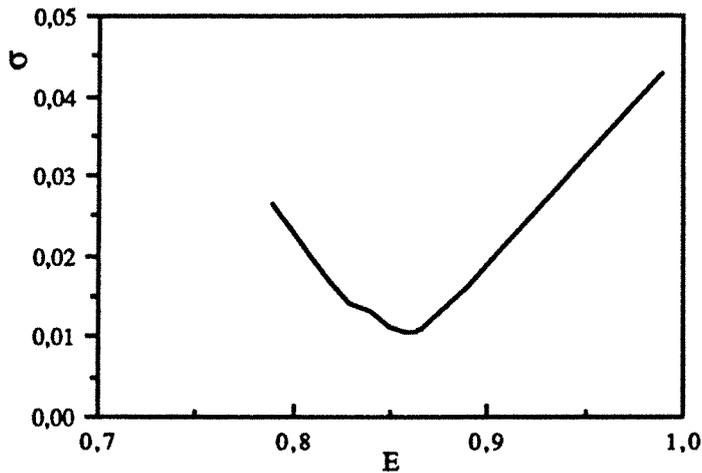
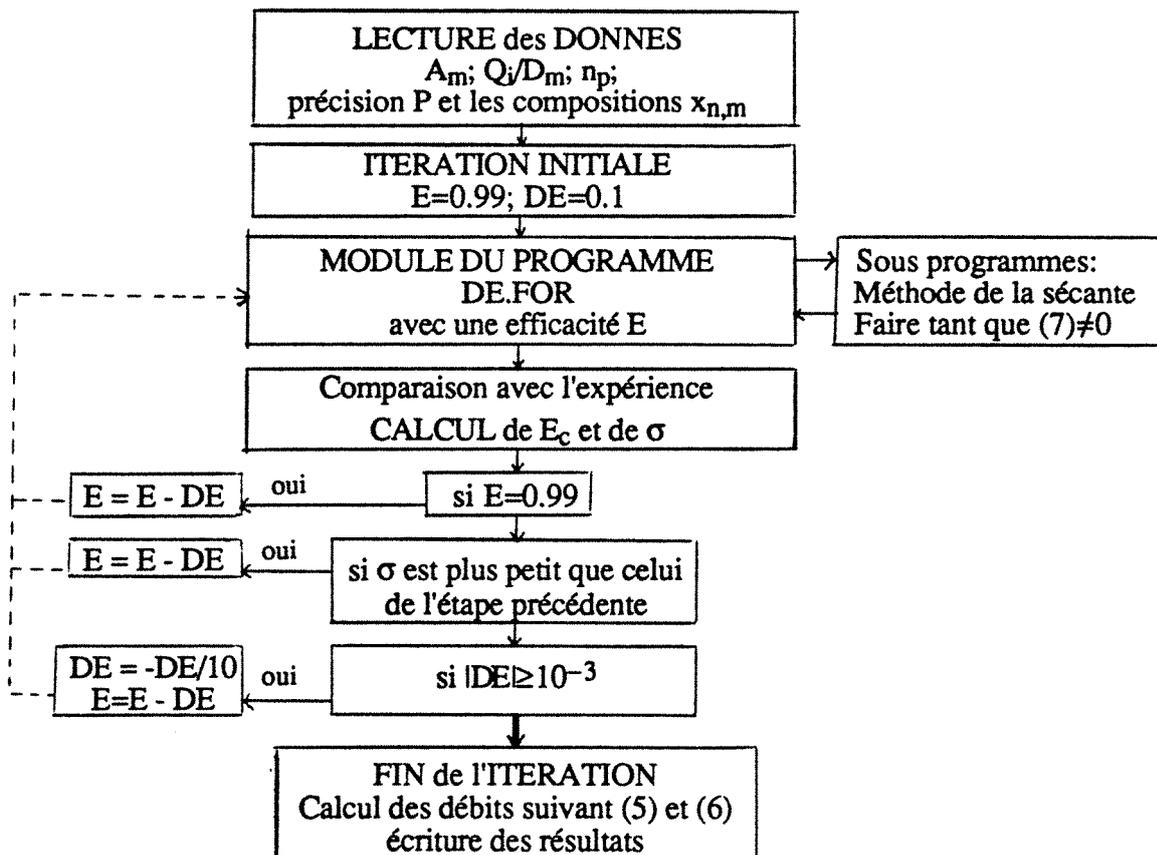


Figure 1 : Variations de l'écart type en fonction de l'efficacité.

En partant de l'unité, nous diminuons l'efficacité de 10 % jusqu'à ce que l'écart type augmente. Nous revenons en arrière en augmentant l'efficacité de 1 % jusqu'à ce que l'écart type augmente, etc... Nous nous rapprochons ainsi du minimum de l'écart type correspondant à l'efficacité globale de la colonne.

4.2. - Organigramme du programme SDAE.FOR



4.3. - Listing du programme SDAE.FOR

Le programme est écrit en fortran. Les fonctions thermodynamiques utilisées concernent le système EAU/ETHANOL, elles sont estimées à partir des données obtenues par le simulateur général de procédés SYMPROC de l'Institut Mexicain du Pétrole.

```
C-----
C
C   PROGRAMME DE SIMULATION D'UNE COLONNE ADIABATIQUE DE DISTILLATION
C           AVEC RECHERCHE DE L'EFFICACITE
C           SECTION D'ENRICHISSEMENT / SYSTEME EAU-ETHANOL
C-----
C
C   estimation des propriétés à partir des données obtenues par le
C           simulateur général de procédés SYMPROC de
C           l'INSTITUT MEXICAIN DU PETROLE

C  DECLARATION DES VARIABLES ET DES FONCTIONS
C  -----
C      IMPLICIT DOUBLE PRECISION (a-h,o-z)
C      IMPLICIT DOUBLE PRECISION (A-H,O-Z)
C      CHARACTER*15 FICHER

C      DIMENSION xm(20),ym(20),x(20),y(20),xe(20),T(20),h(20),H(20),
C      *hL(20),HV(20),Hdiff(20),Sl(20),Sv(20),SL(20),SV(20),
C      *Exl(20),Exv(20),ExL(20),ExV(20),Vm(20),V(20),Ec(20)
C      DOUBLE PRECISION Lm(20),LVm(20),LOm,LDm,LDmin,L(20),LV(20),
C      *LO,Mdiff(20)
C      COMMON/FONC/xDm,xm,ym,y,E,n,Hd

C      YF(xi)=0.0004688675+12.1431*xi-106.593*xi**2+554.297*xi**3-
C      *1764.8*xi**4+3517.9*xi**5-4368.55*xi**6+3221.49*xi**7-1212.78*
C      *xi**8+106.857*xi**9+41.0499*xi**10

C      HLF(xi)=407.45-17.5745*xi-83.6831*xi**2+1425.16*xi**3-
C      *10590.1*xi**4+37699.6*xi**5-73632*xi**6+80520.9*xi**7
C      *-46296*xi**8+10903.3*xi**9

C      HVF(xi)=2610.74-1112.45*xi-130.042*xi**2-728.492*xi**3-
C      *20937.7*xi**4+174007*xi**5-560290*xi**6+864807*xi**7-637234*
C      *xi**8+180219*xi**9

C      TF(xi)= 99.9973-148.247*xi+714.159*xi**2-2316.05*xi**3+
C      *4873.24*xi**4-6712.81*xi**5+6925.88*xi**6-7295.24*xi**7+
C      *7474.48*xi**8-4839.55*xi**9+1302.46*xi**10

C      TVF(xi)=100.001-18.0835*xi+130.115*xi**2-980.373*xi**3+
C      *3001.57*xi**4-3494.17*xi**5-1401.41*xi**6+6879.27*xi**7-
C      *5675.23*xi**8+1536.62*xi**9

C      SLF(xi)=1.2473-0.460154*xi+5.53498*xi**2-33.0597*xi**3+
C      *105.544*xi**4-194.543*xi**5+205.921*xi**6-116.138*xi**7+
C      *27.0081*xi**8
```

$$SVF(xi) = 7.12202 - 3.67202 * xi + 18.5859 * xi^2 - 188.81 * xi^3 + 886.265 * xi^4 - 2222.83 * xi^5 + 3003.37 * xi^6 - 2050.09 * xi^7 + 553.609 * xi^8$$

$$XMOL(xi) = xi / (xi + 46. / 18. * (1. - xi))$$

C ENTREE DES DONNEES ET INITIALISATION

```
C -----
  WRITE(*,*) 'nom du fichier de résultats : '
  READ(*,*) FICHIER
  OPEN (3,file=FICHIER,status='new')
  WRITE(*,*) 'xAm(massique) '
  READ(*,*) xAm
  WRITE(*,*) 'QC/Dm(kJ/kg) '
  READ(*,*) qc
  WRITE(*,*) 'alimentation (kg/s) '
  READ(*,*) Am
  WRITE(*,*) 'nb de plateaux'
  READ(*,*) np
  WRITE(*,*) 'compositions molaires expérimentales'
  WRITE(*,'(A,$)') 'du distillat:'
  READ(*,*) xed
  DO 300 n=1,np
  WRITE(*,'(A13,I2,A1,$)') 'du plateau n°',n,': '
  READ(*,*) xe(n)
300 CONTINUE
  WRITE(*,*) 'précision sur xAm'
  READ(*,*) P
```

C ITERATION INITIALE

```
C -----
  DE=0.1
  E=0.99
  k=0
```

C CALCUL DES CONDITIONS INITIALES

```
C -----
400 WRITE(*,*) 'SIMULATION D''UNE DAE AVEC UNE EFFICACITE DE',E
  xDm1=xAm
  xDm2=1.
500 xDm=(xDm1+xDm2)/2
  ym(1)=xDm
  y(1)=XMOL(ym(1))
  Hd=qc+HLF(xDm)
```

C CALCUL DANS LES PLATEAUX

```
C -----
  DO 1000 n=1,np
    itmax1=200
    itmax2=200
    CALL DSEC1(xm(n),0.5,1d-10,itmax1,RES1,IERR1,0)
    CALL DSEC2(xm(n),xm(n),1d-10,itmax2,RES1,IERR1,0)
    IF (itmax1.GE.200) THEN
      WRITE(*,*) 'L''itération dépasse 200'
    END IF
    ymth=YF(xm(n))
    y(n+1)=(y(n)-E*XMOL(ymth))/(1-E)
```

```

      ym(n+1)=y(n+1)/(y(n+1)+18./46.*(1-y(n+1)))
1000 CONTINUE
      IF((ym(np+1)-xAm).GT.P) THEN
          xDm2=xDm
          GOTO 500
      END IF
      IF((xAm-ym(np+1)).GT.P) THEN
          xDm1=xDm
          GOTO 500
      END IF
      xSm=xm(np)
      WRITE(*,*) 'FIN DE LA SIMULATION AVEC : '
      WRITE(*,*) 'xDm= ',xDm
      WRITE(*,*) 'xAm= ',ym(np+1)
      WRITE(*,*) 'xSm= ',xSm

C  CONCENTRATION MOLAIRES
C  -----
      DO 1600 n=1,np
          x(n)=XMOL(xm(n))
          y(n)=XMOL(ym(n))
1600 CONTINUE
          xA=XMOL(xAm)
          y(np+1)=XMOL(ym(np+1))

C  COMPARAISON AVEC L'EXPERIENCE
C  -----
      Ecd=ABS(xed-y(1))
      Ecb=Ecd
      Ec2=Ecd**2
      DO 1700 n=1,np
          Ec(n)=ABS(xe(n)-x(n))
          Ecb=Ecb+Ec(n)
          Ec2=Ec2+Ec(n)**2
1700 CONTINUE
      Ecb=Ecb/(np+1)
      Et=(Ec2/(np+1)-Ecb**2)**0.5
      WRITE(*,*) 'Ecart type= ',Et
      IF(k.EQ.1) THEN
          GOTO 600
      END IF
      IF(E.EQ.0.99) THEN
          Etr=Et
          E=E-DE
          GOTO 400
      END IF
      IF(Et.LT.Etr) THEN
          Etr=Et
          E=E-DE
          GOTO 400
      END IF
      IF(ABS(DE).GE.1E-3) THEN
          DE=-DE/10.
          Etr=Et
          E=E-DE
          GOTO 400
      END IF
      E=E+DE
      WRITE(*,*) 'L'EFFICACITE GLOBALE RETENUE EST E=',E

```

C CALCUL DE LA DISTILLATION D'EFFICACITE E

C -----
 k=1
 GOTO 400

C CALCUL DES ENTHALPIES ET TEMPERATURES

C -----
 600 DO 1500 n=1, np
 h(n)=HLF(xm(n))
 H(n)=HVF(ym(n))
 T(n)=TF(xm(n))
 1500 CONTINUE

C BILAN DE MATIERE

C -----
 Dm=(xAm-xSm)/(xDm-xSm)*Am
 Sm=(xDm-xAm)/(xDm-xSm)*Am
 Qcond=qc*Dm
 Qevap=(HVF(xAm)-HLF(xAm))*Am
 LDm=(Hd-HVF(xDm))/(HVF(xDm)-HLF(xDm))
 L0m=Ld*Dm
 Vm(1)=Dm+L0m
 Vm(2)=(Vm(1)*(ym(1)-xm(1))+L0m*(xm(1)-xDm))/(ym(2)-xm(1))
 Lm(1)=Vm(2)-Vm(1)+L0m
 LVm(1)=L0m/Vm(1)
 LVm(2)=Lm(1)/Vm(2)
 Vm(np+1)=Am

C CALCUL DU REFLUX MINIMUM

C -----
 ymth=YF(xAm)
 Hdmin=((xDm-xAm)*(HVF(ymth)-HLF(xAm))/(ymth-xAm)+HLF(xAm))*Dm
 Qcmin=Hdmin-HLF(xDm)*Dm
 LDmin=(Hdmin/Dm-HVF(xDm))/(HVF(xDm)-HLF(xDm))
 WRITE(*,*) 'REFLUX MINIMUM :'
 WRITE(*,*) 'ymth= ',ymth,' Hdmin= ',Hdmin,
 *' Qcmin= ',Qcmin,' Lm/Dmin= ',LDmin

C CALCUL DES DEBITS DE LIQUIDE ET VAPEUR DANS LES PLATEAUX

C -----
 DO 5000 n=3, np
 Vm(n)=(Vm(n-1)*(ym(n-1)-xm(n-1))+Lm(n-2)*(xm(n-1)-xm(n-2)))/
 * (ym(n)-xm(n-1))
 Lm(n-1)=Vm(n)-Vm(n-1)+Lm(n-2)
 LVm(n)=Lm(n-1)/Vm(n)
 5000 CONTINUE
 Lm(np)=Sm
 LVm(np+1)=Lm(np)/Vm(np+1)
 L0=L0m/(y(1)*46d-3+(1-y(1))*18d-3)
 V(1)=Vm(1)/(y(1)*46d-3+(1-y(1))*18d-3)
 LV(1)=L0/V(1)
 DO 5500 n=2, np+1
 L(n-1)=Lm(n-1)/(x(n-1)*46d-3+(1-x(n-1))*18d-3)
 V(n)=Vm(n)/(y(n)*46d-3+(1-y(n))*18d-3)
 LV(n)=L(n-1)/V(n)
 5500 CONTINUE

C CALCUL DES ENTHALPIES TOTALES

```

C -----
      hL0=L0m*HLF (xDm)
      HV (np+1)=HVF (xAm) *Am
      hLD=HLF (xDm) *Dm
      DO 7100 n=1, np
          hL (n)=Lm (n) *h (n)
          HV (n)=Vm (n) *H (n)
7100 CONTINUE

```

C ESTIMATION DES ENTROPIES

```

C -----
      SL0=L0m*SLF (xDm)
      SV (np+1)=SVF (xAm) *Vm (np+1)
      SLD=SLF (xDm) *Dm
      DO 1501 n=1, np
          Sl (n)= SLF (xm (n))
          Sv (n)=SVF (ym (n))
          SL (n)=Lm (n) *Sl (n)
          SV (n)=Vm (n) *Sv (n)
1501 CONTINUE

```

C CALCUL DES EXERGIES

```

C -----
      ExL0=L0m* (HLF (xDm) - ( (60-32) /1.8+273.15) *SLF (xDm) )
      ExlA=HLF (xAm) - ( (60-32) /1.8+273.15) *SLF (xAm)
      Exv (np+1)=HVF (xAm) - ( (60-32) /1.8+273.15) *SVF (xAm)
      ExV (np+1)=Vm (np+1) *Exv (np+1)
      ExLA=Am*ExlA
      ExLD=Dm* (HLF (xDm) - ( (60-32) /1.8+273.15) *SLF (xDm) )
      DO 7000 n=1, np
          Exl (n)=h (n) - ( (60-32) /1.8+273.15) *Sl (n)
          Exv (n)=H (n) - ( (60-32) /1.8+273.15) *Sv (n)
          ExL (n)=Lm (n) *Exl (n)
          ExV (n)=Vm (n) *Exv (n)
7000 CONTINUE

```

C VERIFICATION DES BILANS

```

C -----
      Hdif f (1)=HV (2) +hL0- (HV (1) +hL (1) )
      DO 9500 n=2, np
          Hdif f (n)=HV (n+1) +hL (n-1) - (HV (n) +hL (n) )
9500 CONTINUE

      Mdif f (1)=L0m+Vm (2) -Vm (1) -Lm (1)
      DO 9600 n=2, np
          Mdif f (n)=Lm (n-1) +Vm (n+1) -Vm (n) -Lm (n)
9600 CONTINUE

```

C IMPRESSION DES RESULTATS

```

C -----
      WRITE (3, ' (A, $) ') 'DISTILLATION ADIABATIQUE SUR UNE COLONNE'
      WRITE (3, *) ' D' ENRICHISSEMENT DE ', np
      WRITE (3, *) ' PLATEAUX AYANT UNE EFFICACITE DE ', E*100, '%'
      WRITE (3, 40) ' xDm=', xDm
      WRITE (3, 40) ' xSm=', xSm
      WRITE (3, 40) ' yAm=', xAm

```

```

WRITE (3,15) 'Qc=',qc*Dm
15  FORMAT (A3,E10.4,2X,'kW')
    WRITE (3,*)
    WRITE (3,16) 'mass','mol.','mass','mol.'
16  FORMAT (T9,A4,5X,A4,11X,A4,5X,A4)
    DO 2000 n=1,np
        WRITE (3,10) 'x(',n,')=',xm(n),x(n),'y(',n,')=',ym(n),
*        y(n),'T(',n,')=',T(n)
10  FORMAT (2(A2,I2,A2,F6.4,3X,F6.4,3X),A2,I2,A2,F6.2,'°C')
2000 CONTINUE

    WRITE (3,*)
    WRITE (3,20) 'hL(kW)', 'HV(kW)', 'SL(kW/K)', 'SV(kW/K)',
* 'ExL(kW)', 'ExV(kW)'
20  FORMAT (6(A10,2X))
    DO 3000 n=1,np
        WRITE (3,30) hL(n),HV(n),SL(n),SV(n),ExL(n),ExV(n)
30  FORMAT (6(E10.4,2X))
3000 CONTINUE

    WRITE (3,*)
    WRITE (3,*) 'AU BOUILLEUR : '
    WRITE (3,*) '    Qevap=',Qevap,' kW'
    WRITE (3,40) 'yAm=',xAm,'mol:',xA,'TvA=',TVF(xAm),'HVA=',
* HV(np+1),'SVA=',SV(np+1),'ExVA=',ExV(np+1)
    WRITE (3,40) 'xAm=',xAm,'mol:',xA,'TlA=',TF(xAm),'hLA=',
* HLF(xAm)*Am,'SLA=',SLF(xAm)*Am,'ExLA=',ExLA
    WRITE (3,*) 'SOUTIRAGE : '
    WRITE (3,40) 'xSm=',xSm,'mol:',x(10),'TS =',TF(xSm),
* 'hLS=',hL(10),'SLS=',SL(10),'ExLS=',ExL(10)
    WRITE (3,*)
    WRITE (3,*) 'AU CONDENSEUR : '
    WRITE (3,*) '    Qcond=',Qcond,' kW'
    WRITE (3,40) 'yDm=',xDm,'mol:',y(1),'TvC=',T(1),'HVC=',
* HV(1),'SVC=',SV(1),'ExVC=',ExV(1)
    WRITE (3,40) 'xDm=',xDm,'mol:',y(1),'TlC=',TF(xDm),
* 'hLC=',hL0+hLD,'SLC=',SL0+SLD,'ExLC=',ExL0+ExLD
    WRITE (3,*) 'DISTILLAT : '
    WRITE (3,40) 'xDm=',xDm,'mol:',y(1),'TD =',TF(xDm),'hLD=',hLD
* 'SLD=',SLD,'ExLD=',ExLD
40  FORMAT (A4,F6.4,2X,A4,F6.4,4X,A4,F6.2,4X,2(A4,E10.4,4X),A5,E10.4)
    WRITE (3,*)
    WRITE (3,*) 'DEBITS (kg/s): '
    WRITE (3,*) '    Am=',Am,' Dm= ',Dm,' Sm= ',Sm
    WRITE (3,50) 'Lm(',0,')=',L0m,'Vm(',1,')=',Vm(1),'LVm(',1,')=',
* LVm(1)
    DO 6000 n=1,np
        WRITE (3,50) 'Lm(',n,')=',Lm(n),'Vm(',n+1,')=',Vm(n+1),'LVm
* (' ,n+1,')=',LVm(n+1)
6000 CONTINUE
50  FORMAT (2(A3,I2,A2,E10.4,3X),A4,I2,A2,F6.4)
    WRITE (3,*)
    WRITE (3,*) 'DEBITS (mol/s): '
    WRITE (3,*) '    A=',V(np+1),' D= ',V(np+1)-L(np),' S= ',L(np)
    WRITE (3,50) 'L(',0,')=',L0,'V(',1,')=',V(1),'LV(',1,')=',LV(1)
    DO 6500 n=1,np
        WRITE (3,50) 'L(',n,')=',L(n),'V(',n+1,')=',V(n+1),'LV
* (' ,n+1,')=',LV(n+1)
6500 CONTINUE

    WRITE (3,*)
    WRITE (3,*) 'TAUX DE REFLUX Lm/Dm=',LDm

```

```

WRITE(3,*) 'TAUX DE REFLUX MINIMUM'
WRITE(3,*) 'yeqm= ',ymth,' Hdmin= ',Hdmin,
*' Qcmin= ',Qcmin,' Lm/Dmin=',LDmin

WRITE(3,*)
WRITE(3,*) ' VERIFICATION DES BILANS '
DO 9700 n=1,np
WRITE(3,60)'Mdiff(',n,')= ',Mdiff(n),'Hdiff(',n,')= ',Hdiff(n)
9700 CONTINUE
60 FORMAT (2(A6,I2,A2,E10.3,3X))
WRITE(3,*)
WRITE(3,*) ' COMPARAISON AVEC L''EXPERIENCE '
WRITE(3,80) 'Ec(d) =',Ecd
DO 9800 n=1,np
WRITE(3,70) 'Ec(',n,')= ',Ec(n)
9800 CONTINUE
WRITE(3,*) 'ECART TYPE :',Etr
70 FORMAT (A3,I2,A2,F7.5)
80 FORMAT (A7,F7.5)

PAUSE
END

C *****
C SOUPROGRAMMES POUR RESOUDRE L'EQUATION DE 'Y' D'EQUILIBRE

SUBROUTINE XEQ(xi,f)
C -----
IMPLICIT DOUBLE PRECISION (a-h,o-z)
IMPLICIT DOUBLE PRECISION (A-H,O-Z)

DIMENSION xm(20),ym(20),y(20),h(20)
COMMON/FONC/xDm,xm,ym,y,E,n,Hd

YF=4.688675d-4+12.1431*xi-106.593*xi**2+554.297*xi**3-
*1764.8*xi**4+3517.9*xi**5-4368.55*xi**6+3221.49*xi**7-1212.78*
*xi**8+106.857*xi**9+41.0499*xi**10
f=YF-ym(n)
RETURN
END

SUBROUTINE DSEC1(xsol,x0,eps,itmax,residu,ierr,iprint)
C -----
IMPLICIT DOUBLE PRECISION (a-h,o-z)
IMPLICIT DOUBLE PRECISION (A-H,O-Z)

if(eps.eq.0) eps=1.0d-07
call XEQ(x0,f0)
hc=eps*x0
xh=x0+hc
call XEQ(xh,fh)
ac=(fh-f0)/hc
x1=x0-f0/ac
iter=0
xmoins=x0
xc=x1
call XEQ(xc,fc)

```

```

10  iter=iter+1
    if(iprint.eq.1) write(*,*) xc,fc
    if(itmax.gt.iter) go to 40
        xsol=xc
        residu=fc
        ierr=1
        return
40  call XEQ(xmoins,fmoins)
    call XEQ(xc,fc)
    ac=(fmoins-fc)/(xmoins-xc)
    xplus=xc-fc/ac
    err=abs((xplus-xc)/xplus)
    if(err.gt.(eps*xplus)) then
        xmoins=xc
        xc=xplus
        go to 10
    else
        ierr=0
        xsol=xc
        residu=fc
        itmax=iter
        return
    endif
end
C          ----- fin du sous programme dsec1 -----

```

```

C  SUBROUTINE XREL(xi,f)
    -----
    IMPLICIT DOUBLE PRECISION (a-h,o-z)
    IMPLICIT DOUBLE PRECISION (A-H,O-Z)

    DIMENSION xm(20),ym(20),y(20),h(20)
    COMMON/FONC/xDm,xm,ym,y,E,n,Hd

    YF=4.688675d-4+12.1431*xi-106.593*xi**2+554.297*xi**3-
*1764.8*xi**4+3517.9*xi**5-4368.55*xi**6+3221.49*xi**7-1212.78*
*xi**8+106.857*xi**9+41.0499*xi**10

    XMOL=YF/(YF+46./18.*(1-YF))
    yi=(y(n)-E*XMOL)/(1-E)
    yim=yi/(yi+18./46.*(1-yi))

    HLF=407.45-17.5745*xi-83.6831*xi**2+1425.16*xi**3-
*10590.1*xi**4+37699.6*xi**5-73632*xi**6+80520.9*xi**7
*-46296*xi**8+10903.3*xi**9

    HVF=2610.74-1112.45*yim-130.042*yim**2-728.492*yim**3-
*20937.7*yim**4+174007*yim**5-560290*yim**6+864807*yim**7-637234*
*yim**8+180219*yim**9

    f=HLF*(yim-xDm)+(xDm-xi)*HVF+Hd*(xi-yim)
    RETURN
    END

```

```

C  SUBROUTINE DSEC2(xsol,x0,eps,itmax,residu,ierr,iprint)
    -----
    IMPLICIT DOUBLE PRECISION (a-h,o-z)
    IMPLICIT DOUBLE PRECISION (A-H,O-Z)

```

```
    if(eps.eq.0) eps=1.0d-07
    call XREL(x0,f0)
    hc=eps*x0
    xh=x0+hc
    call XREL(xh,fh)
    ac=(fh-f0)/hc
    x1=x0-f0/ac
    iter=0
    xmoins=x0
    xc=x1
10   call XREL(xc,fc)
    iter=iter+1
    if(iprint.eq.1) write(*,*) xc,fc
    if(itmax.gt.iter) go to 40
        xsol=xc
        residu=fc
        ierr=1
        return
40   call XREL(xmoins,fmoins)
    call XREL(xc,fc)
    ac=(fmoins-fc)/(xmoins-xc)
    xplus=xc-fc/ac
    err=abs((xplus-xc)/xplus)
    if(err.gt.(eps*xplus)) then
        xmoins=xc
        xc=xplus
        go to 10
    else
        ierr=0
        xsol=xc
        residu=fc
        itmax=iter
        return
    endif
end
end
```

C ----- fin du sous programme dsec2 -----

4.4. - Exemple numérique

Pour illustrer le déroulement du programme, nous prendrons l'expérience du 15/07/91(1)

Nom du fichier de résultats	S1 (1507)
x_A (massique)	0.5443
Q_C/D (kJ/kg)	2582
alimentation (kg/s)	9.39e-3
nombre de plateaux	10
composition molaires expérimentales	
du distillat	0.7378
du plateau n°1	0.6963
du plateau n°2	0.6375
n°3	0.5890
n°4	0.4658
n°5	0.3257
n°6	0.2156
n°7	0.0827
n°8	0.0515
n°9	0.0448
n°10	0.0454
précision sur x_A	0.00001

Tableau 3 : Entrée des données expérimentales pour la recherche de l'efficacité optimale.

Après avoir entré les conditions opératoires et les résultats expérimentaux, comme indiqué dans le tableau 3, le programme simule une vingtaine de distillation tout en recherchant celle qui se rapproche le plus de l'expérience :

- le module de base calcule une dizaine d'itérations pour chaque composition
- les variations de x_D entraînent une dizaine d'itérations
- les variations de E nécessitent une vingtaine d'itérations.

L'efficacité retenue est de 85,2 %. Les résultats de la distillation correspondante sont regroupés dans le tableau 4 ci-dessous. Il est possible d'accéder aussi aux enthalpies, aux entropies et aux exergies de tous les flux entrant et sortant, les références ayant été définies en annexe I. L'écart entre les compositions molaires théoriques et expérimentales ne dépassent pas 0,0033.

Tableau 4 : Résultats de la simulation (SDAE.FOR) d'une colonne adiabatique d'enrichissement.

DISTILLATION ADIABATIQUE SUR UNE COLONNE D'ENRICHISSEMENT DE 10
PLATEAUX AYANT UNE EFFICACITE DE 85.20%

xDm= .8879
xSm= .0936
yAm= .5443
Qc=0.1375E+02 kW

	mass	mol.		mass	mol.	
x(1)=	.8517	.6921	y(1)=	.8879	.7560	T(1)= 78.59°C
x(2)=	.8125	.6290	y(2)=	.8665	.7174	T(2)= 78.92°C
x(3)=	.7641	.5590	y(3)=	.8438	.6789	T(3)= 79.37°C
x(4)=	.6957	.4722	y(4)=	.8166	.6353	T(4)= 80.06°C
x(5)=	.5874	.3578	y(5)=	.7793	.5802	T(5)= 81.14°C
x(6)=	.3760	.1908	y(6)=	.7242	.5067	T(6)= 83.21°C
x(7)=	.1765	.0774	y(7)=	.6341	.4041	T(7)= 87.10°C
x(8)=	.1075	.0450	y(8)=	.5679	.3396	T(8)= 90.00°C
x(9)=	.0954	.0396	y(9)=	.5481	.3219	T(9)= 90.70°C
x(10)=	.0936	.0388	y(10)=	.5448	.3189	T(10)= 90.81°C

	hL (kW)	HV (kW)	SL (kW/K)	SV (kW/K)	ExL (kW)	ExV (kW)
	0.2777E+01	0.1848E+02	0.8636E-02	0.5422E-01	0.2840E+00	0.2821E+01
	0.2727E+01	0.1842E+02	0.8462E-02	0.5407E-01	0.2837E+00	0.2806E+01
	0.2675E+01	0.1837E+02	0.8282E-02	0.5391E-01	0.2841E+00	0.2803E+01
	0.2604E+01	0.1831E+02	0.8037E-02	0.5367E-01	0.2835E+00	0.2820E+01
	0.2458E+01	0.1824E+02	0.7562E-02	0.5321E-01	0.2748E+00	0.2880E+01
	0.2080E+01	0.1810E+02	0.6370E-02	0.5220E-01	0.2406E+00	0.3026E+01
	0.1759E+01	0.1772E+02	0.5362E-02	0.5003E-01	0.2107E+00	0.3275E+01
	0.1665E+01	0.1740E+02	0.5060E-02	0.4855E-01	0.2037E+00	0.3381E+01
	0.1649E+01	0.1730E+02	0.5011E-02	0.4817E-01	0.2025E+00	0.3397E+01
	0.1647E+01	0.1729E+02	0.5003E-02	0.4811E-01	0.2023E+00	0.3400E+01

AU BOUILLLEUR :

Qevap= 13.64 kW
yAm= .5443 mol: .3185 TvA= 90.78 HVA=0.1729E+02 SVA=0.4810E-01
ExVA=0.3400E+01
xAm= .5443 mol: .3185 T1A= 81.55 hLA=0.3646E+01 SLA=0.1121E-01
ExLA=0.4105E+00

SOUTIRAGE :

xSm= .0936 mol: .0388 TS = 90.81 hLS=0.1647E+01 SLS=0.5003E-02
ExLS=0.2023E+00

AU CONDENSEUR :

Qcond= 13.75 kW
yDm= .8879 mol: .7560 TvC= 78.59 HVC=0.1848E+02 SVC=0.5422E-01
ExVC=0.2821E+01
xDm= .8879 mol: .7560 T1C= 78.33 hLC=0.4726E+01 SLC=0.1472E-01
ExLC=0.4754E+00

DISTILLAT :

xDm= .8879 mol: .7560 TD = 78.33 hLD=0.1889E+01 SLD=0.5884E-02
ExLD=0.1900E+00

DEBITS (kg/s):

Am= 9.3850E-03 Dm= 5.3254E-03 Sm= 4.0596E-03
Lm(0)=0.7999E-02 Vm(1)=0.1332E-01 LVm(1)= .6003
Lm(1)=0.7725E-02 Vm(2)=0.1305E-01 LVm(2)= .5919
Lm(2)=0.7485E-02 Vm(3)=0.1281E-01 LVm(3)= .5843
Lm(3)=0.7237E-02 Vm(4)=0.1256E-01 LVm(4)= .5761
Lm(4)=0.6916E-02 Vm(5)=0.1224E-01 LVm(5)= .5650
Lm(5)=0.6375E-02 Vm(6)=0.1170E-01 LVm(6)= .5449
Lm(6)=0.5238E-02 Vm(7)=0.1056E-01 LVm(7)= .4958
Lm(7)=0.4354E-02 Vm(8)=0.9680E-02 LVm(8)= .4498
Lm(8)=0.4106E-02 Vm(9)=0.9432E-02 LVm(9)= .4354

S1(1507)

Lm(9)=0.4066E-02 Vm(10)=0.9391E-02 LVm(10)= .4329
Lm(10)=0.4060E-02 Vm(11)=0.9385E-02 LVm(11)= .4326

DEBITS (mol/s):

A= .3486 D= .1360 S= .2127

L(0)=0.2042E+00	V(1)=0.3402E+00	LV(1)= .6003
L(1)=0.2067E+00	V(2)=0.3426E+00	LV(2)= .6032
L(2)=0.2102E+00	V(3)=0.3461E+00	LV(3)= .6072
L(3)=0.2151E+00	V(4)=0.3510E+00	LV(4)= .6127
L(4)=0.2215E+00	V(5)=0.3575E+00	LV(5)= .6197
L(5)=0.2275E+00	V(6)=0.3635E+00	LV(6)= .6260
L(6)=0.2244E+00	V(7)=0.3603E+00	LV(7)= .6227
L(7)=0.2159E+00	V(8)=0.3519E+00	LV(8)= .6136
L(8)=0.2132E+00	V(9)=0.3492E+00	LV(9)= .6106
L(9)=0.2128E+00	V(10)=0.3487E+00	LV(10)= .6101
L(10)=0.2127E+00	V(11)=0.3486E+00	LV(11)= .6100

TAUX DE REFLUX Lm/Dm= 1.502

TAUX DE REFLUX MINIMUM

yeqm= .7765 Hdmin= 10.77 Qcmin= 8.881 Lm/Dmin= .6160

VERIFICATION DES BILANS

Mdiff(1)= 0.000E+00	Hdiff(1)=-0.108E-06
Mdiff(2)=-0.173E-17	Hdiff(2)= 0.580E-07
Mdiff(3)= 0.173E-17	Hdiff(3)= 0.222E-07
Mdiff(4)=-0.173E-17	Hdiff(4)= 0.183E-07
Mdiff(5)= 0.173E-17	Hdiff(5)=-0.483E-08
Mdiff(6)= 0.000E+00	Hdiff(6)= 0.457E-08
Mdiff(7)= 0.000E+00	Hdiff(7)= 0.281E-08
Mdiff(8)= 0.000E+00	Hdiff(8)= 0.831E-09
Mdiff(9)= 0.000E+00	Hdiff(9)= 0.522E-09
Mdiff(10)= 0.000E+00	Hdiff(10)=-0.476E-03

COMPARAISON AVEC L'EXPERIENCE

Ec(d) = .01818
Ec(1)= .00425
Ec(2)= .00849
Ec(3)= .03003
Ec(4)= .00644
Ec(5)= .03211
Ec(6)= .02478
Ec(7)= .00531
Ec(8)= .00649
Ec(9)= .00576
Ec(10)= .00595
ECART TYPE : 1.0279E-02

4.5. - Conclusion

Le programme SDAE.FOR élaboré pour une distillation adiabatique d'enrichissement permet de trouver l'efficacité globale de la colonne en comparant les résultats de plusieurs distillations simulées avec ceux de l'expérience. L'écart type pour l'expérience du 15/07/91 à 14H30 est très faible : il est d'environ 1 %.

Le programme tient compte de l'écart de tous les points expérimentaux. Mais il est évident que les plateaux qui travaillent le plus - c'est-à-dire où l'écart des compositions d'entrée et de sortie est supérieur à 0,04 - sont déterminant dans la recherche de cette efficacité. En bas et en haut de colonne, sur les plateaux où la composition varie très peu, l'influence sur l'écart type est minime. Par exemple, pour l'expérience du 15/07/91 à 14H30, les plateaux 4, 5, 6 et 7 sont ceux qui déterminent l'efficacité. Si l'on prend la moyenne des efficacités calculées sur chaque plateau, la valeur est voisine de celle trouvée par la simulation :

$$\bar{E} = 0,86.$$

V - MODELISATION DE LA COLONNE D'EPUISEMENT

5.1. - Module de base

La construction classique de PONCHON-SAVARIT, à partir du soutirage dont les caractéristiques sont connues, est la traduction graphique des bilans de matière et d'enthalpie dans toute la partie inférieure de l'appareil jusqu'à un plan coupant la colonne au-dessus du $n^{\text{ième}}$ plateau :

$$L_{n-1,m} - V_{n,m} = S_m \quad (11)$$

$$L_{n-1,m} x_{n-1,m} - V_{n,m} y_{n,m} = S_m x_{S,m} \quad (12)$$

$$L_{n-1,m} h_{n-1,m} - V_{n,m} H_{n,m} = S_m \left(h_{S,m} - \frac{1}{S_m} \left(Q_B + \sum_{i=1}^n Q_i \right) \right) \quad (13)$$

- H_m et h_m sont les enthalpies massiques : elles sont fonctions de la composition de la vapeur ou du liquide. Dans notre étude, nous supposerons que le liquide est bouillant et la vapeur saturante.

- Q_B est le flux de chaleur fourni au rebouilleur et Q_i la quantité de chaleur donnée sur le plateau i (cette dernière quantité est nulle dans le cas d'un plateau adiabatique).

- Le plateau travaille avec une efficacité constante E , la composition molaire de la vapeur est donc directement reliée à celle du plateau inférieure :

$$y_n = E y_n^* + (1 - E) y_{n+1} \quad (14)$$

Les bilans conduisent au système d'équations suivant :

$$L_{n-1,m} = S_m \left(\frac{x_{S,m} - y_{n,m}}{x_{n-1,m} - y_{n,m}} \right) \quad (15)$$

$$V_{n,m} = S_m \left(\frac{x_{S,m} - x_{n-1,m}}{x_{n-1,m} - y_{n,m}} \right) \quad (16)$$

$$\begin{aligned} (x_{S,m} - y_{n,m}) h_{n-1,m} + (y_{n,m} - x_{n-1,m}) \left(h_{S,m} - \frac{1}{S_m} \left(Q_B + \sum_{i=1}^n Q_i \right) \right) \\ + (x_{n-1,m} - x_{S,m}) H_{n,m} = 0 \end{aligned} \quad (17)$$

$y_{n,m}$ est calculée à partir du plateau précédent selon l'équation 14. La vapeur entrant dans la colonne sous le dernier plateau a pour composition celle du soutirage. L'équation 17 dépend donc uniquement de la composition $x_{n-1,m}$. La recherche de racine se fait par l'intermédiaire d'une méthode numérique comme la méthode de la sécante. Il est ainsi possible d'accéder à la valeur de la composition massique du liquide et aux différents débits liquide et vapeur situés au-dessus de chaque plateau.

Le haut de colonne présente une particularité : le liquide arrivant sur le plateau (qui est en fait, l'alimentation dans le cas de non reflux) n'est pas toujours un liquide bouillant. L'enthalpie de l'alimentation bouillante ou sous-bouillante, sera une donnée d'entrée et entrera dans le calcul de la composition du liquide arrivant sur le premier plateau (dans le cas où $n=1$, $h_{n-1}=h_A$).

Par ailleurs, le haut de la colonne d'épuisement peut être avec ou sans reflux, ce qui revient à placer une partie enrichissement au-dessus du plateau d'alimentation. Dans

le cas simple sans reflux, la composition obtenue au-dessus du premier plateau $x_{0,m}$ n'est autre que celle de l'alimentation.

Dans le cas plus complexe d'un reflux, $x_{0,m}$ est une combinaison linéaire de la composition du reflux $x_{R,m}$ et de celle de l'alimentation. Connaissant la quantité de chaleur QC_1 condensant une partie de la vapeur issue du premier plateau, il est possible de déterminer la composition à partir d'un bilan sur le condenseur :

$$\frac{QC_1}{A_m} \frac{(x_{D,m} - x_{S,m})}{(x_{A,m} - x_{S,m})} (y_{1,m} - x_{R,m}) + (x_{D,m} - y_{1,m}) h_{R,m} + H_{D,m} (y_{1,m} - x_{R,m}) - H_{1,m} (x_{D,m} - x_{R,m}) = 0 \quad (18)$$

Pour le calcul de cette composition, nous supposons que la composition de l'alimentation est connue (nous introduirons celle que nous essayons d'atteindre) et que le distillat vapeur sortant du condenseur est en équilibre avec le reflux :

$$y_R^* = x_D$$

L'équation 18 possède ainsi une seule inconnue, la résolution de cette équation algébrique non-linéaire se fait par une méthode numérique. La suite du calcul conduit au débit du reflux :

$$R_m = A_m \frac{(x_{A,m} - x_{S,m}) (y_{1,m} - x_{D,m})}{(x_{D,m} - x_{S,m}) (x_{R,m} - y_{1,m})} \quad (19)$$

Le calcul de l'enthalpie du liquide arrivant sur le premier plateau est fonction de ce reflux et de l'enthalpie de l'alimentation bouillante ou sous-bouillante :

$$h_{0,m} = \frac{A_m}{R_m + A_m} (h_{A,m} + \frac{R_m}{A_m} h_{R,m}) \quad (20)$$

Cette enthalpie permet le calcul de la composition $x_{0,m}$ du liquide en haut de colonne, par l'intermédiaire de l'équation 17 ($h_{0,m} = h_{n-1,m}$). La composition du mélange devient :

$$x_{A,m} = x_{0,m} + \frac{R_m}{A_m} (x_{0,m} - x_{R,m})$$

Ce module de base n'est autre que la méthode de Sorel, il permet à partir de la composition du soutirage $x_{S,m}$, $\frac{Q_B}{S_m}$, $\frac{Q_i}{S_m}$ et le nombre d'étage, de déterminer toutes les compositions.

5.2. - Variations de la composition du soutirage

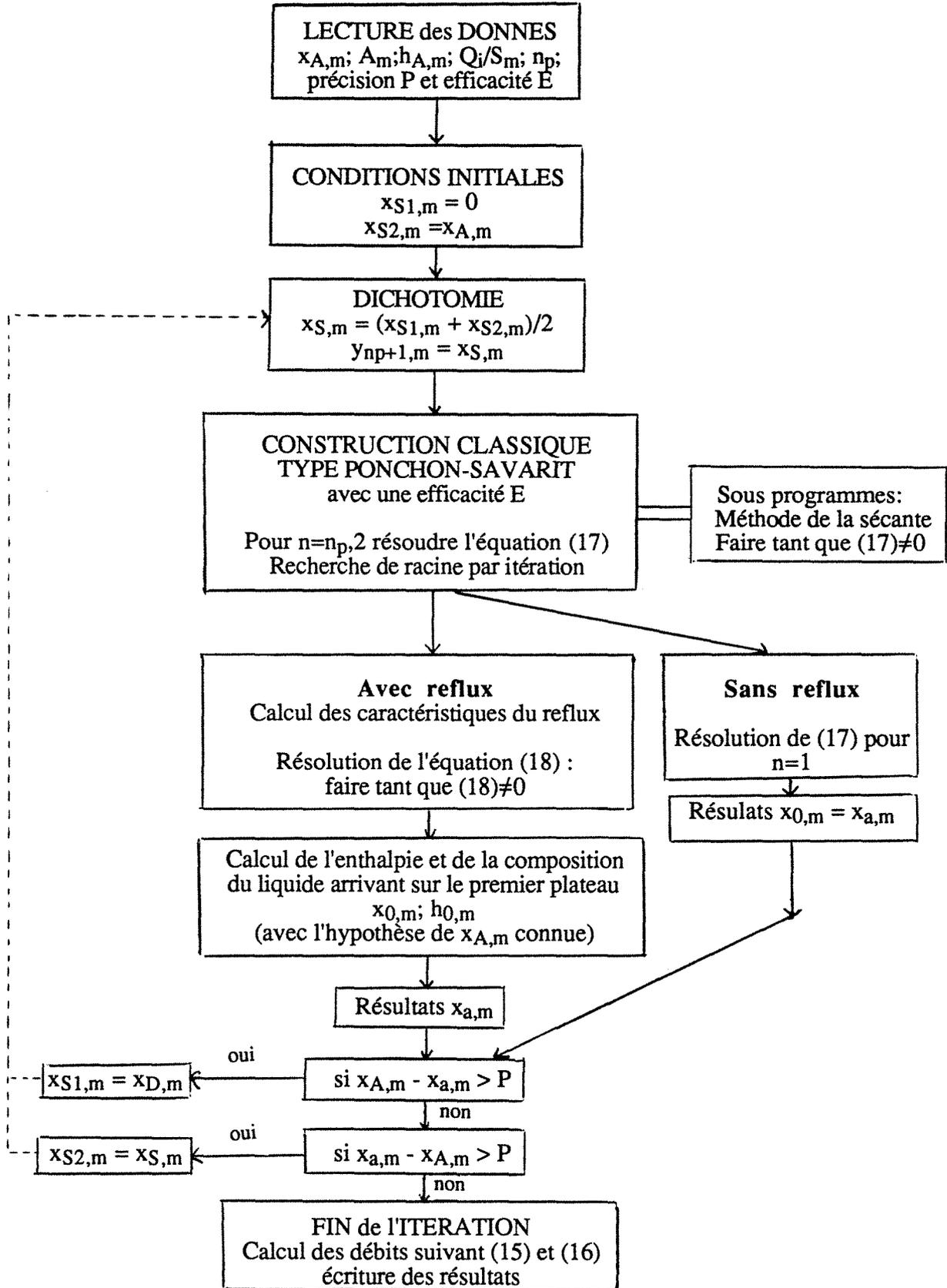
Le module de base établi ci-dessus, présente l'inconvénient de partir de la valeur de $x_{S,m}$, pour accéder à la composition du mélange $x_{A,m}$. Les expériences ont une démarche inverse car l'alimentation a des caractéristiques fixées par le manipulateur.

Pour un nombre d'étage fixé et pour des quantités de chaleur données, la composition de l'alimentation est une fonction croissante de $x_{S,m}$. Cette remarque permet d'itérer sur la valeur de $x_{S,m}$, afin d'obtenir la valeur de $x_{A,m}$ initialement fixée par l'expérience (dans le cas de comparaison avec les manipulations).

VI - PROGRAMME DE SIMULATION D'UNE COLONNE D'EPUISEMENT

Ce programme est établi pour une colonne adiabatique ou non.

6.1. - Organigramme du programme DA.FOR



6.2. - Listing du programme DA.FOR

Le programme simule une colonne d'épuisement, avec reflux ou non, pour la séparation du binaire EAU/ETHANOL. Il est écrit dans le langage fortran et utilise les propriétés thermodynamiques établies dans l'annexe I.

```
11 C-----
12 C
13 C          PROGRAMME DE CALCUL D'UNE COLONNE D'EPUISEMENT
14 C                AVEC EFFICACITE
15 C                SYSTEME  EAU-ETHANOL
16 C
17 C-----
18 C
19 C          estimation des proprietés à partir des données obtenues par le
20 C                simulateur général de procédés SYMPROC de
21 C                l'INSTITUT MEXICAIN DU PETROLE
22 C
23 C
24 C
25 C
26 C          DECLARATION DES VARIABLES ET DES FONCTIONS
27 C-----
28 C          IMPLICIT DOUBLE PRECISION (a-h,o-z)
29 C          IMPLICIT DOUBLE PRECISION (A-H,O-Z)
30 C          CHARACTER*15 FICHER
31 C
32 C          DIMENSION xm(20),ym(20),x(20),y(20),T(20),h(20),H(20),
33 C          *hL(20),HV(20),Hs(20),Hdiff(20),Sl(20),Sv(20),SL(20),SV(20),
34 C          *Exl(20),Exv(20),ExL(20),ExV(20),Vm(20),V(20),qb(20)
35 C          DOUBLE PRECISION Lm(20),L(20),LVm(20),LV(20),
36 C          *L0m,L0,Mdiff(20)
37 C          COMMON/FONC/xSm,xm,ym,Hs,H
38 C          COMMON/NC/n,qc1,xAm
39 C
40 C
41 C          YF(xi)=0.0004688675+12.1431*xi-106.593*xi**2+554.297*xi**3-
42 C          *1764.8*xi**4+3517.9*xi**5-4368.55*xi**6+3221.49*xi**7-1212.78*
43 C          *xi**8+106.857*xi**9+41.0499*xi**10
44 C
45 C          HLF(xi)=407.45-17.5745*xi-83.6831*xi**2+1425.16*xi**3-
46 C          *10590.1*xi**4+37699.6*xi**5-73632*xi**6+80520.9*xi**7
47 C          *-46296*xi**8+10903.3*xi**9
48 C
49 C          HVF(xi)=2610.74-1112.45*xi-130.042*xi**2-728.492*xi**3-
50 C          *20937.7*xi**4+174007*xi**5-560290*xi**6+864807*xi**7-637234*
51 C          *xi**8+180219*xi**9
52 C
53 C          TF(xi)= 99.9973-148.247*xi+714.159*xi**2-2316.05*xi**3+
54 C          *4873.24*xi**4-6712.81*xi**5+6925.88*xi**6-7295.24*xi**7+
55 C          *7474.48*xi**8-4839.55*xi**9+1302.46*xi**10
56 C
57 C          TVF(xi)=100.001-18.0835*xi+130.115*xi**2-980.373*xi**3+
58 C          *3001.57*xi**4-3494.17*xi**5-1401.41*xi**6+6879.27*xi**7-
59 C          *5675.23*xi**8+1536.62*xi**9
60 C
61 C          SLF(xi)=1.2473-0.460154*xi+5.53498*xi**2-33.0597*xi**3+
62 C          *105.544*xi**4-194.543*xi**5+205.921*xi**6-116.138*xi**7+
```

```

63      *27.0081*xi**8
64
65      SVF(xi)=7.12202-3.67202*xi+18.5859*xi**2-188.81*xi**3+
66      *886.265*xi**4-2222.83*xi**5+3003.37*xi**6-2050.09*xi**7+
67      *553.609*xi**8
68
69      XMOL(xi)=xi/(xi+46./18.*(1.-xi))
70
71
72 C   ENTREE DES DONNEES ET INITIALISATION
73 C   -----
74      WRITE(*,*) 'nom du fichier de résultats : '
75      READ(*,*) FICHER
76      OPEN (3,file=FICHER,status='new')
77      WRITE(*,*) 'xAm(massique) '
78      READ(*,*) xAm
79      WRITE(*,*) 'alimentation (kg/s) '
80      READ(*,*) Am
81      WRITE(*,*) 'Enthalpie de l'alimentation (kJ/kg) '
82      READ(*,*) ha
83      WRITE(*,*) 'nombre de plateaux'
84      READ(*,*) np
85      WRITE (*,*) 'QB/Sm(kJ/kg) '
86      READ (*,*) qs
87      DO 25 i=1,np
88          WRITE(*,*) 'Qb(' ,i,')/SM (kJ/kg) '
89          READ(*,*) qb(i)
90 25  CONTINUE
91      WRITE(*,*) 'Reflux ? (non:1/oui:2) '
92      READ(*,*) j
93      Rm=0
94      RA=0
95      IF (j.EQ.2) THEN
96          WRITE(*,*) 'Quantité de chaleur (kW) au 1er condenseur'
97          READ(*,*) Qc1
98          qc1=Qc1/Am
99      END IF
100     WRITE (*,*) 'efficacité du plateau (Coeff. de Murphree) '
101     READ(*,*) E
102     WRITE(*,*) 'précision sur xAm'
103     READ(*,*) P
104
105
106 C   CALCUL DES CONDITIONS INITIALES
107 C   -----
108     xSm1=0
109     xSm2=xAm
110 500  xSm=(xSm1+xSm2)/2.
111     xm(np)=xSm
112     ym(np+1)=xSm
113     y(np+1)=XMOL(ym(np+1))
114     Hs(np+1)=HLF(xSm)-qs
115     DO 26 i=np,1,-1
116         Hs(i)=Hs(i+1)-qb(i)
117 26  CONTINUE
118     H(np+1)=HVF(ym(np+1))
119
120
121 C   CALCUL DANS LES PLATEAUX
122 C   -----
123     DO 1000 n=np,2,-1
124         itmax=200

```

```

125     ymth=YF(xm(n))
126     y(n)=E*XMOL(ymth)+(1-E)*y(n+1)
127     ym(n)=y(n)/(y(n)+18./46.*(1-y(n)))
128     H(n)=HVF(ym(n))
129     CALL DSEC(xm(n-1),xm(n),ld-10,itmax,RES,IERR,0)
130     IF (itmax.GE.200) THEN
131         WRITE(*,*)'1'itération dépasse 200'
132     END IF
133 1000 CONTINUE
134
135     n=1
136     itmax=200
137     ymth=YF(xm(1))
138     y(n)=E*XMOL(ymth)+(1-E)*y(n+1)
139     ym(n)=y(n)/(y(n)+18./46.*(1-y(n)))
140     H(n)=HVF(ym(n))
141     IF (j.EQ.1) THEN
142         h0=hA
143         x0m=(ym(1)*(h0-Hs(1))+xSm*(H(1)-h0))/(H(1)-Hs(1))
144         xam=x0m
145         xDm=ym(1)
146     END IF
147     IF (j.EQ.2) THEN
148         CALL DSEC1(xRm,xm(1),ld-10,itmax,RES,IERR,0)
149         IF (itmax.GE.200) THEN
150             WRITE(*,*)'trop d'itérations dans le calcul du reflux'
151         END IF
152         xDm=YF(xRm)
153         RA=(xAm-xSm)/(xDm-xSm)*(ym(1)-xDm)/(xRm-ym(1))
154         h0=(hA+RA*HLF(xRm))/(1+RA)
155         x0m=(ym(1)*(h0-Hs(1))+xSm*(H(1)-h0))/(H(1)-Hs(1))
156         xam=x0m+RA*(x0m-xRm)
157     END IF
158     WRITE(*,*)'xSm =',xSm,' xAm =',xam
159     IF ((xam-xAm).GT.P) THEN
160         xSm2=xSm
161         GOTO 500
162     END IF
163     IF ((xAm-xam).GT.P) THEN
164         xSm1=xSm
165         GOTO 500
166     END IF
167     WRITE(*,*)'FIN DE L'ITERATION AVEC : '
168     WRITE(*,*)'xDm= ',xDm
169     WRITE(*,*)'xAm= ',xam
170     WRITE(*,*)'xSm= ',xSm
171     DO 600 n=1,np
172         WRITE(*,*)'xm(',n,')= ',xm(n),' ym(',n,')= ',ym(n)
173 600 CONTINUE
174
175
176 C CONCENTRATIONS MOLAIRES
177 C -----
178     DO 1600 n=1,np
179         x(n)=XMOL(xm(n))
180         y(n)=XMOL(ym(n))
181 1600 CONTINUE
182         x0=XMOL(x0m)
183         y(np+1)=XMOL(ym(np+1))
184         xD=XMOL(xDm)
185         xS=x(np)
186         xa=XMOL(xam)

```

```

187
188
189 C  CALCUL DES ENTHALPIES ET TEMPERATURES
190 C  -----
191      DO 1500 n=1, np
192          h(n)=HLF(xm(n))
193          T(n)=TF(xm(n))
194 1500 CONTINUE
195
196
197 C  BILAN DE MATIERE
198 C  -----
199      Dm=(xam-xSm)/(xDm-xSm)*Am
200      Sm=(xDm-xam)/(xDm-xSm)*Am
201
202      IF(j.EQ.1) THEN
203          Qcond=(HVF(ym(1))-HLF(ym(1)))*Dm
204      END IF
205      IF(j.EQ.2) THEN
206          Qd=Dm*(HVF(xDm)-HLF(xDm))
207          Qcond=Qc1+Qd
208      END IF
209
210
211 C  CALCUL DES DEBITS DE LIQUIDE ET DE VAPEUR DANS LES PLATEAUX
212 C  -----
213      Vm(np+1)=qs*Sm/(HVF(xSm)-HLF(xSm))
214      Lm(np)=Vm(np+1)+Sm
215      LVm(np+1)=Lm(np)/Vm(np+1)
216      DO 5000 n=1, np-1
217          Vm(n+1)=Sm*(xSm-xm(n))/(xm(n)-ym(n+1))
218          Lm(n)=Sm*(xSm-ym(n+1))/(xm(n)-ym(n+1))
219          LVm(n+1)=Lm(n)/Vm(n+1)
220 5000 CONTINUE
221      IF(j.EQ.1) THEN
222          L0m=Am
223      END IF
224      IF(j.EQ.2) THEN
225          Rm=Am*RA
226          L0m=Am*(1+RA)
227      END IF
228      Vm(1)=L0m-Sm
229      LVm(1)=L0m/Vm(1)
230      A=Am/(xa*46d-3+(1-xa)*18d-3)
231      D=Dm/(xD*46d-3+(1-xD)*18d-3)
232      S=Sm/(xS*46d-3+(1-xS)*18d-3)
233      L0=L0m/(x0*46d-3+(1-x0)*18d-3)
234      V(1)=Vm(1)/(y(1)*46d-3+(1-y(1))*18d-3)
235      LV(1)=L0/V(1)
236      DO 5500 n=2, np+1
237          L(n-1)=Lm(n-1)/(x(n-1)*46d-3+(1-x(n-1))*18d-3)
238          V(n)=Vm(n)/(y(n)*46d-3+(1-y(n))*18d-3)
239          LV(n)=L(n-1)/V(n)
240 5500 CONTINUE
241
242
243 C  CALCUL DES ENTHALPIES TOTALES
244 C  -----
245      hL0=L0m*h0
246      HV(np+1)=Vm(np+1)*H(np+1)
247      hLD=HLF(xDm)*Dm
248      hLS=HLF(xSm)*Sm

```

```

249      DO 7100 n=1,np
250          hL(n)=Lm(n)*h(n)
251          HV(n)=Vm(n)*H(n)
252 7100  CONTINUE
253
254
255 C  ESTIMATION DES ENTROPIES
256 C  -----
257      SLO=L0m*SLF(x0m)
258      SV(np+1)=SVF(ym(np+1))*Vm(np+1)
259      SLS=SLF(xSm)*Sm
260      SLD=SLF(xDm)*Dm
261      DO 1501 n=1,np
262          Sl(n)=SLF(xm(n))
263          Sv(n)=SVF(ym(n))
264          SL(n)=Lm(n)*Sl(n)
265          SV(n)=Vm(n)*Sv(n)
266 1501  CONTINUE
267
268
269 C  CALCUL DES EXERGIES
270 C  -----
271      ExL0=L0m*(HLF(x0m)-((60-32)/1.8+273.15)*SLF(x0m))
272      ExV(np+1)=Vm(np+1)*(H(np+1)-((60-32)/1.8+273.15)*SVF(ym(np+1)))
273      ExLS=Sm*(HLF(xSm)-((60-32)/1.8+273.15)*SLF(xSm))
274      ExLD=Dm*(HLF(xDm)-((60-32)/1.8+273.15)*SLF(xDm))
275      ExVD=Dm*(HVF(xDm)-((60-32)/1.8+273.15)*SVF(xDm))
276      IF(j.EQ.2) THEN
277          ExLR=Am*RA*(HLF(xRm)-((60-32)/1.8+273.15)*SLF(xRm))
278      END IF
279      DO 7000 n=1,np
280          Exl(n)=h(n)-((60-32)/1.8+273.15)*Sl(n)
281          Exv(n)=H(n)-((60-32)/1.8+273.15)*Sv(n)
282          ExL(n)=Lm(n)*Exl(n)
283          ExV(n)=Vm(n)*Exv(n)
284 7000  CONTINUE
285
286
287 C  VERIFICATION DES BILANS
288 C  -----
289      Hdifff(1)=HV(2)+hL0-(HV(1)+hL(1))+qb(1)*Sm
290      DO 9500 n=2,np
291          Hdifff(n)=HV(n+1)+hL(n-1)-(HV(n)+hL(n))+qb(n)*Sm
292 9500  CONTINUE
293      Mdifff(1)=L0m+Vm(2)-Vm(1)-Lm(1)
294      DO 9600 n=2,np
295          Mdifff(n)=Lm(n-1)+Vm(n+1)-Vm(n)-Lm(n)
296 9600  CONTINUE
297
298
299 C  IMPRESSION DES RESULTATS
300 C  -----
301      WRITE(3,'(A,$)') 'DISTILLATION SUR UNE COLONNE'
302      WRITE(3,*) ' D' 'EPUISEMENT DE ',np,' PLATEAUX '
303      WRITE(3,*) ' AYANT UNE EFFICACITE DE ',E*100,'% '
304      WRITE(3,40) 'xDm=',xDm
305      WRITE(3,40) 'xSm=',xSm
306      WRITE(3,40) 'xAm=',xAm
307      IF(j.EQ.2) THEN
308          WRITE(3,40) 'xRm=',xRm
309          WRITE(3,40) 'x0m=',x0m
310      END IF

```

```

311      WRITE (3,*)
312      WRITE (3,16) 'mass', 'mol.', 'mass', 'mol.', '°C', 'kW'
313 16    FORMAT (T9,A4,3X,A4,10X,A4,3X,A4,8X,A2,13X,A2)
314      DO 2000 n=1,np
315          WRITE (3,10) 'x(',n,')=',xm(n),x(n),'y(',n,')=',ym(n),
316      *y(n),'T(',n,')=',T(n),'Q(',n,')=',qb(n)*Sm
317 10    FORMAT (2(A2,I2,A2,F6.4,X,F6.4,2X),A2,I2,A2,F6.2,2X,
318      *A2,I2,A2,E10.4)
319 2000  CONTINUE
320
321      WRITE (3,*)
322      WRITE (3,20) 'hL(kW)', 'HV(kW)', 'SL(kW/°C)', 'SV(kW/°C)',
323      *'ExL(kW)', 'ExV(kW)'
324 20    FORMAT (6(A10,2X))
325      DO 3000 n=1,np
326          WRITE (3,30) hL(n),HV(n),SL(n),SV(n),ExL(n),ExV(n)
327 30    FORMAT (6(E10.4,2X))
328 3000  CONTINUE
329
330      WRITE (3,*)
331      WRITE (3,*) 'AU BOUILLEUR : '
332      WRITE (3,*) '    Qb=',qs*Sm,' kW'
333      WRITE (3,40) 'yB =',xSm,'mol:',xS,'TvB=',TVF(xSm),'HVB=',
334      *HV(np+1),'SVB=',SV(np+1),'ExVB=',ExV(np+1)
335      WRITE (3,40) 'xB=',xSm,'mol:',xS,'TlB=',TF(xSm),'hLB=',
336      *HLF(xSm)*Vm(np+1),'SLB=',SLF(xSm)*Vm(np+1),'ExLB=',
337      *ExLS*Vm(np+1)/Sm
338      WRITE (3,*) 'SOUTIRAGE : '
339      WRITE (3,40) 'xSm=',xSm,'mol:',x(np),'TS =',TF(xSm),
340      *'hLs=',hLS,'SLS=',SLS,'ExLS=',ExLS
341      WRITE (3,*)
342      WRITE (3,*) 'AU CONDENSEUR : '
343      IF (j.EQ.1) THEN
344          WRITE (3,*) '    Qcond=',Qcond,' kW'
345          WRITE (3,40) 'yDm=',xDm,'mol:',xD,'TvC=',T(1),'HVC=',
346      *HV(1),'SVC=',SV(1),'ExVC=',ExV(1)
347          WRITE (3,*) 'DISTILLAT : '
348          WRITE (3,40) 'xDm=',xDm,'mol:',xD,'TD=',TF(xDm),
349      *'hLD=',hLD,'SLD=',SLD,'ExLD=',ExLD
350      END IF
351      IF (j.EQ.2) THEN
352          WRITE (3,*) 'Qttotal=',Qcond,' kW'
353          WRITE (3,*) '    Qd=',Qd,' kW'
354          WRITE (3,40) 'y1 =',ym(1),'mol:',xD,'TvC=',TVF(ym(1)), 'HVC=',
355      *HV(1),'SVC=',SV(1),'ExVC=',ExV(1)
356          WRITE (3,*) 'DISTILLAT : '
357          WRITE (3,40) 'xDm=',xDm,'mol:',xD,'TD =',TF(xDm),'hLD=',hLD
358      *, 'SLD=',SLD,'ExLD=',ExLD
359          WRITE (3,*) 'REFLUX : '
360          WRITE (3,*) '    Qr=',Qc1
361          WRITE (3,40) 'xRm=',xRm,'mol:',XMOL(xRm),'TR =',TF(xRm),'hLR=',
362      *HLF(xRm)*Rm,'SLR=',SLF(xRm)*Rm,'ExLR=',ExLR
363      END IF
364 40    FORMAT (A4,F6.4,2X,A4,F6.4,4X,A4,F6.2,4X,2(A4,E10.4,4X),A5,E10.4)
365      WRITE (3,*)
366      WRITE (3,*) 'DEBITS (kg/s) : '
367      WRITE (3,*) '    Am=',Am,' Dm=',Dm,' Sm=',Sm,' Rm=',Rm
368      WRITE (3,50) 'Lm(',0,')=',LOm,'Vm(',1,')=',Vm(1),'LVm(',1,
369      *')=',LVm(1)
370      DO 6000 n=1,np
371          WRITE (3,50) 'Lm(',n,')=',Lm(n),'Vm(',n+1,')=',Vm(n+1),'LVm
372      *(',n+1,')=',LVm(n+1)

```

```

373 6000 CONTINUE
374 50  FORMAT (2(A3,I2,A2,E10.4,3X),A4,I2,A2,F6.4)
375     WRITE(3,*)
376     WRITE(3,*) 'DEBITS (mol/s):'
377     WRITE(3,*) '  A=',A,'  D=',V(1)-L0+A,'  S=',L(np)-
378     *V(np+1),'  R=',L0-A
379     WRITE(3,50) 'L(',0,')=',L0,'V(',1,')=',V(1),'LV(',1,')=',LV(1)
380     DO 6500 n=1,np
381         WRITE(3,50) 'L(',n,')=',L(n),'V(',n+1,')=',V(n+1),'LV
382     *(',n+1,')=',LV(n+1)
383 6500 CONTINUE
384     WRITE(3,*)
385     WRITE(3,*) 'TAUX DE REBOUILLAGE  Vm/Sm=',Vm(np+1)/Sm
386     WRITE(3,*)
387     WRITE(3,*) ' VERIFICATION DES BILANS '
388     DO 9700 n=1,np
389     WRITE(3,60) 'Mdiff(',n,')= ',Mdiff(n),'Hdiff(',n,')= ',Hdiff(n)
390 9700 CONTINUE
391 60  FORMAT (2(A6,I2,A2,E10.3,3X))
392     PAUSE
393     END
394
395
396
397 C *****
398
399 C  SOUPROGRAMMES POUR RESOUDRE L'EQUATION DE 'Y' D'EQUILIBRE
400
401
402
403     SUBROUTINE XREL(xi,F)
404 C -----
405     IMPLICIT DOUBLE PRECISION (a-h,o-z)
406     IMPLICIT DOUBLE PRECISION (A-H,O-Z)
407     DIMENSION xm(20),ym(20),H(20),Hs(20)
408     COMMON/FONC/xSm,xm,ym,Hs,H
409     COMMON/NC/n,qc1,xAm
410
411     HLF=407.45-17.5745*xi-83.6831*xi**2+1425.16*xi**3-
412     *10590.1*xi**4+37699.6*xi**5-73632*xi**6+80520.9*xi**7
413     *-46296*xi**8+10903.3*xi**9
414
415     F=(xSm-ym(n))*HLF-(xSm-xi)*H(n)-Hs(n)*(xi-ym(n))
416     RETURN
417     END
418
419
420     SUBROUTINE DSEC(xsol,x0,eps,itmax,residu,ierr,iprint)
421 C -----
422     IMPLICIT DOUBLE PRECISION (a-h,o-z)
423     IMPLICIT DOUBLE PRECISION (A-H,O-Z)
424
425     if(eps.eq.0) eps=1.0d-07
426     call XREL(x0,f0)
427     hc=eps*x0
428     xh=x0+hc
429     call XREL(xh,fh)
430     ac=(fh-f0)/hc
431     x1=x0-f0/ac
432     iter=0
433     xmoins=x0
434     xc=x1

```

```

435     call XREL(xc,fc)
436 10   iter=iter+1
437     if(iprint.eq.1) write(*,*) xc,fc
438     if(itmax.gt.iter) go to 40
439         xsol=xc
440         residu=fc
441         ierr=1
442         return
443 40   call XREL(xmoins,fmoins)
444     call XREL(xc,fc)
445     ac=(fmoins-fc)/(xmoins-xc)
446     xplus=xc-fc/ac
447     err=abs((xplus-xc)/xplus)
448     if(err.gt.(eps*xplus)) then
449         xmoins=xc
450         xc=xplus
451         go to 10
452     else
453         ierr=0
454         xsol=xc
455         residu=fc
456         itmax=iter
457         return
458     endif
459 C           ----- fin du sous programme dsec -----
460     end
461
462
463     SUBROUTINE XREL1(xi,F)
464 C     -----
465     IMPLICIT DOUBLE PRECISION (a-h,o-z)
466     IMPLICIT DOUBLE PRECISION (A-H,O-Z)
467     DIMENSION xm(20),ym(20),H(20),Hs(20)
468     COMMON/FONC/xSm,xm,ym,Hs,H
469     COMMON/NC/n,qc1,xAm
470
471     hr=407.45-17.5745*xi-83.6831*xi**2+1425.16*xi**3-
472     *10590.1*xi**4+37699.6*xi**5-73632*xi**6+80520.9*xi**7
473     *-46296*xi**8+10903.3*xi**9
474     xDm=0.0004688675+12.1431*xi-106.593*xi**2+554.297*xi**3-
475     *1764.8*xi**4+3517.9*xi**5-4368.55*xi**6+3221.49*xi**7-1212.78*
476     *xi**8+106.857*xi**9+41.0499*xi**10
477     Hd=2610.74-1112.45*xDm-130.042*xDm**2-728.492*xDm**3-
478     *20937.7*xDm**4+174007*xDm**5-560290*xDm**6+864807*xDm**7-637234*
479     *xDm**8+180219*xDm**9
480
481
482     F=qc1*(xDm-xSm)/(xAm-xSm)*(ym(1)-xi)+(xDm-ym(1))*hr+Hd*
483     *(ym(1)-xi)-H(1)*(xDm-xi)
484     RETURN
485     END
486
487     SUBROUTINE DSEC1(xsol,x0,eps,itmax,residu,ierr,iprint)
488 C     -----
489     IMPLICIT DOUBLE PRECISION (a-h,o-z)
490     IMPLICIT DOUBLE PRECISION (A-H,O-Z)
491
492     if(eps.eq.0) eps=1.0d-07
493     call XREL1(x0,f0)
494     hc=eps*x0
495     xh=x0+hc
496     call XREL1(xh,fh)

```

```
497      ac=(fh-f0)/hc
498      x1=x0-f0/ac
499      iter=0
500      xmoins=x0
501      xc=x1
502      call XREL1(xc,fc)
503 10    iter=iter+1
504      if(iprint.eq.1) write(*,*) xc,fc
505      if(itmax.gt.iter) go to 40
506          xsol=xc
507          residu=fc
508          ierr=1
509          return
510 40    call XREL1(xmoins,fmoins)
511      call XREL1(xc,fc)
512      ac=(fmoins-fc)/(xmoins-xc)
513      xplus=xc-fc/ac
514      err=abs((xplus-xc)/xplus)
515      if(err.gt.(eps*xplus)) then
516          xmoins=xc
517          xc=xplus
518          go to 10
519      else
520          ierr=0
521          xsol=xc
522          residu=fc
523          itmax=iter
524          return
525      endif
526 C          ----- fin du sous programme dsecl -----
527      end
```

6.3. - Exemple numérique

Pour illustrer le déroulement du programme, nous prendrons les conditions opératoires de la distillation adiabatique avec reflux effectuée au laboratoire le 13.12.91(3)

Nom du fichier de résultats :	S3(1312)
x_{Am} (massique)	0.4225
alimentation (kg/s)	1.59e-2
enthalpie de l'alimentation (kJ/kg)	373
nombre de plateaux	10
Q_B/S_m (kJ/kg)	1.11e3
$Q_b(1)/S_m$ (kJ/kg)	0
$Q_b(2)/S_m$ (kJ/kg)	0
$Q_b(3)/S_m$ (kJ/kg)	0
$Q_b(4)/S_m$ (kJ/kg)	0
$Q_b(5)/S_m$ (kJ/kg)	0
$Q_b(6)/S_m$ (kJ/kg)	0
$Q_b(7)/S_m$ (kJ/kg)	0
$Q_b(8)/S_m$ (kJ/kg)	0
$Q_b(9)/S_m$ (kJ/kg)	0
$Q_b(10)/S_m$ (kJ/kg)	0
Reflux ? (non:1/oui:2)	2
Quantité de chaleur (kW) au 1er condenseur	9.78
Efficacité du plateau (coeff. de Murphree)	0.71
précision sur x_{Am}	0.00001

Tableau 5 : Entrée des conditions opératoires pour une distillation simulée avec une colonne d'épuisement d'efficacité 0,71.

Le tableau 5 regroupe les données d'entrée, correspondant à une expérience adiabatique d'épuisement avec reflux. Après plusieurs itérations, le programme écrit les résultats dans un fichier. Il est ainsi possible d'avoir accès à toutes les caractéristiques de la vapeur et du liquide sur chaque plateau, comme l'indique le tableau 6 ci-dessous.

Tableau 6 : Résultats de la simulation (DA.FOR) d'une colonne adiabatique d'épuisement.

DISTILLATION SUR UNE COLONNE D'EPUISEMENT DE 10 PLATEAUX
 AYANT UNE EFFICACITE DE 71.00%

xDm= .8420
 xSm= .3054
 xAm= .4225
 xRm= .7483
 xOm= .5363

mass		mol.		mass		mol.		°C		kW	
x(1)=	.5398	.3146	y(1)=	.7753	.5746	T(1)=	81.59	Q(1)=	0.0000E+00		
x(2)=	.5397	.3145	y(2)=	.7753	.5745	T(2)=	81.59	Q(2)=	0.0000E+00		
x(3)=	.5395	.3144	y(3)=	.7752	.5743	T(3)=	81.59	Q(3)=	0.0000E+00		
x(4)=	.5391	.3140	y(4)=	.7749	.5739	T(4)=	81.59	Q(4)=	0.0000E+00		
x(5)=	.5380	.3130	y(5)=	.7741	.5728	T(5)=	81.60	Q(5)=	0.0000E+00		
x(6)=	.5351	.3105	y(6)=	.7722	.5702	T(6)=	81.63	Q(6)=	0.0000E+00		
x(7)=	.5277	.3042	y(7)=	.7673	.5634	T(7)=	81.70	Q(7)=	0.0000E+00		
x(8)=	.5079	.2877	y(8)=	.7547	.5463	T(8)=	81.88	Q(8)=	0.0000E+00		
x(9)=	.4518	.2438	y(9)=	.7211	.5030	T(9)=	82.40	Q(9)=	0.0000E+00		
x(10)=	.3054	.1468	y(10)=	.6242	.3939	T(10)=	84.19	Q(10)=	0.0000E+00		

hL (kW)	HV (kW)	SL (kW/°C)	SV (kW/°C)	ExL (kW)	ExV (kW)
0.9635E+01	0.1793E+02	0.2961E-01	0.5226E-01	0.1086E+01	0.2840E+01
0.9635E+01	0.1846E+02	0.2961E-01	0.5383E-01	0.1086E+01	0.2925E+01
0.9634E+01	0.1846E+02	0.2961E-01	0.5382E-01	0.1086E+01	0.2925E+01
0.9632E+01	0.1846E+02	0.2960E-01	0.5382E-01	0.1085E+01	0.2926E+01
0.9627E+01	0.1846E+02	0.2959E-01	0.5381E-01	0.1085E+01	0.2928E+01
0.9613E+01	0.1846E+02	0.2954E-01	0.5377E-01	0.1084E+01	0.2932E+01
0.9576E+01	0.1844E+02	0.2942E-01	0.5369E-01	0.1081E+01	0.2943E+01
0.9463E+01	0.1841E+02	0.2907E-01	0.5345E-01	0.1071E+01	0.2974E+01
0.9042E+01	0.1829E+02	0.2774E-01	0.5273E-01	0.1033E+01	0.3069E+01
0.7975E+01	0.1787E+02	0.2439E-01	0.5036E-01	0.9332E+00	0.3333E+01

AU BOUILLLEUR :

Qb= 13.80 kW
 yB = .3054 mol: .1468 TvB= 95.69 HVB=0.1680E+02 SVB=0.4612E-01
 ExVB=0.3489E+01
 xB= .3054 mol: .1468 TlB= 84.19 hLB=0.3008E+01 SLB=0.9200E-02
 ExLB=0.3520E+00
 SOUTIRAGE :
 xSm= .3054 mol: .1468 TS = 84.19 hLs=0.4967E+01 SLS=0.1519E-01
 ExLS=0.5812E+00

AU CONDENSEUR :

Qtotal= 13.51 kW
 Qd= 3.726 kW
 y1 = .7753 mol: .6759 TvC= 81.63 HVC=0.1793E+02 SVC=0.5226E-01
 ExVC=0.2840E+01
 DISTILLAT :
 xDm= .8420 mol: .6759 TD = 78.67 hLD=0.1251E+01 SLD=0.3887E-02
 ExLD=0.1285E+00
 REFLUX :
 Qr= 9.782
 xRm= .7483 mol: .5377 TR = 79.53 hLR=0.3169E+01 SLR=0.9802E-02
 ExLR=0.3387E+00

DEBITS (kg/s):

Am= 1.5890E-02 Dm= 3.4672E-03 Sm= 1.2422E-02 Rm= 8.5339E-03
 Lm(0)=0.2442E-01 Vm(1)=0.1200E-01 LVm(1)=2.0351
 Lm(1)=0.2478E-01 Vm(2)=0.1236E-01 LVm(2)=2.0050
 Lm(2)=0.2478E-01 Vm(3)=0.1236E-01 LVm(3)=2.0051
 Lm(3)=0.2478E-01 Vm(4)=0.1236E-01 LVm(4)=2.0053
 Lm(4)=0.2477E-01 Vm(5)=0.1235E-01 LVm(5)=2.0059

S3(1312)

Lm(5)=0.2475E-01	Vm(6)=0.1233E-01	LVm(6)=2.0074
Lm(6)=0.2471E-01	Vm(7)=0.1228E-01	LVm(7)=2.0112
Lm(7)=0.2458E-01	Vm(8)=0.1216E-01	LVm(8)=2.0216
Lm(8)=0.2422E-01	Vm(9)=0.1180E-01	LVm(9)=2.0528
Lm(9)=0.2297E-01	Vm(10)=0.1055E-01	LVm(10)=2.1778
Lm(10)=0.1995E-01	Vm(11)=0.7523E-02	LVm(11)=2.6513

DEBITS (mol/s):

A= .6557	D= 9.3900E-02	S= .5618	R= .2582
L(0)=0.9139E+00	V(1)=0.3521E+00	LV(1)=2.5958	
L(1)=0.9245E+00	V(2)=0.3626E+00	LV(2)=2.5493	
L(2)=0.9245E+00	V(3)=0.3626E+00	LV(3)=2.5493	
L(3)=0.9245E+00	V(4)=0.3627E+00	LV(4)=2.5491	
L(4)=0.9246E+00	V(5)=0.3628E+00	LV(5)=2.5486	
L(5)=0.9249E+00	V(6)=0.3631E+00	LV(6)=2.5475	
L(6)=0.9255E+00	V(7)=0.3637E+00	LV(7)=2.5447	
L(7)=0.9270E+00	V(8)=0.3652E+00	LV(8)=2.5383	
L(8)=0.9296E+00	V(9)=0.3678E+00	LV(9)=2.5276	
L(9)=0.9251E+00	V(10)=0.3633E+00	LV(10)=2.5464	
L(10)=0.9021E+00	V(11)=0.3402E+00	LV(11)=2.6513	

TAUX DE REBOUILLAGE Vm/Sm= .6056

VERIFICATION DES BILANS

Mdiff(1)= 0.347E-17	Hdiff(1)= 0.895E-04
Mdiff(2)=-0.347E-17	Hdiff(2)=-0.639E-13
Mdiff(3)= 0.000E+00	Hdiff(3)=-0.426E-11
Mdiff(4)= 0.000E+00	Hdiff(4)=-0.677E-10
Mdiff(5)= 0.000E+00	Hdiff(5)=-0.110E-08
Mdiff(6)= 0.694E-17	Hdiff(6)= 0.117E-08
Mdiff(7)=-0.347E-17	Hdiff(7)=-0.639E-13
Mdiff(8)=-0.347E-17	Hdiff(8)=-0.250E-11
Mdiff(9)= 0.694E-17	Hdiff(9)=-0.770E-11
Mdiff(10)= 0.000E+00	Hdiff(10)= 0.103E-10

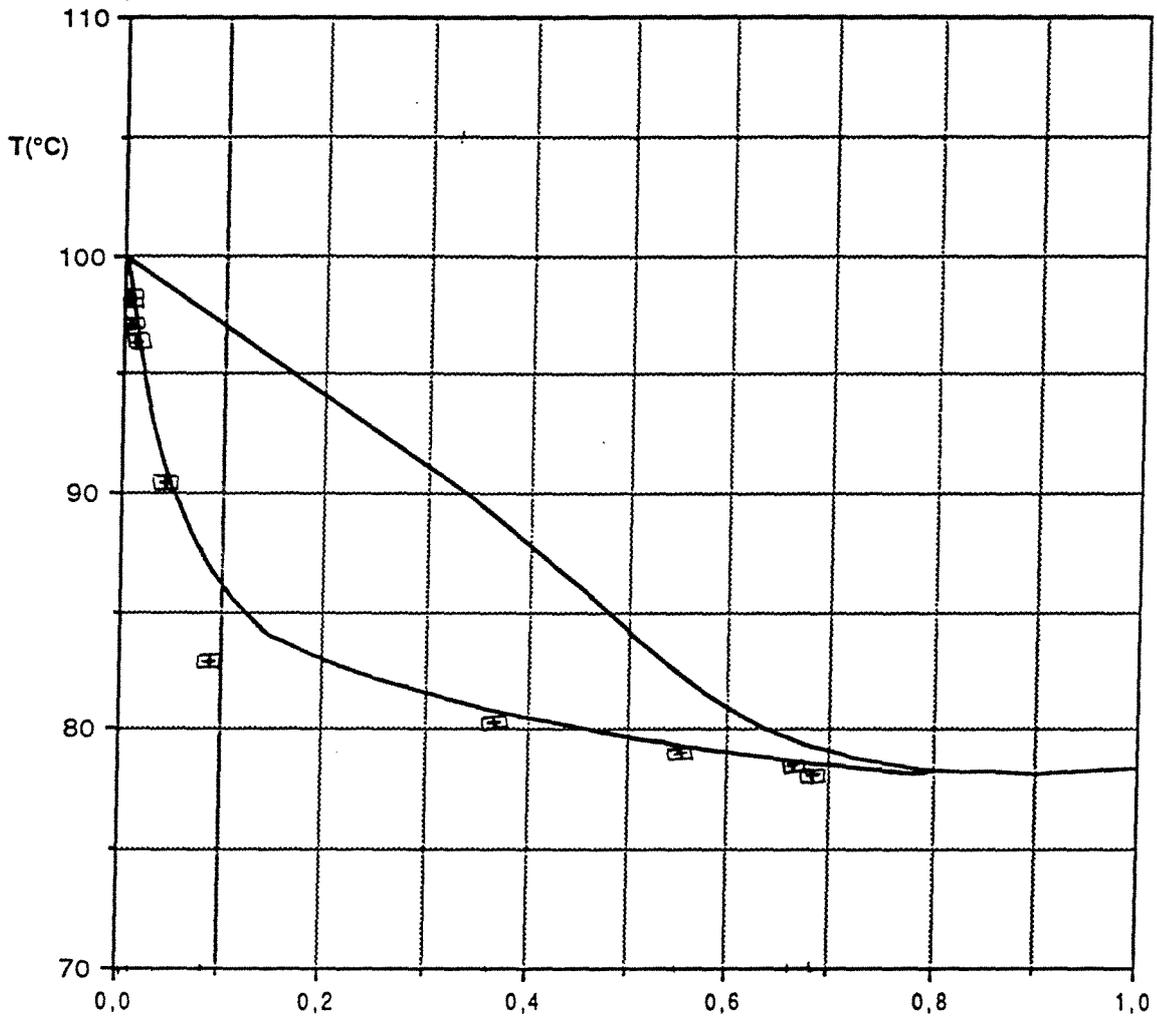
ANNEXE IV
RESULTATS EXPERIMENTAUX

DISTILLATION ADIABATIQUE

D'ENRICHISSEMENT

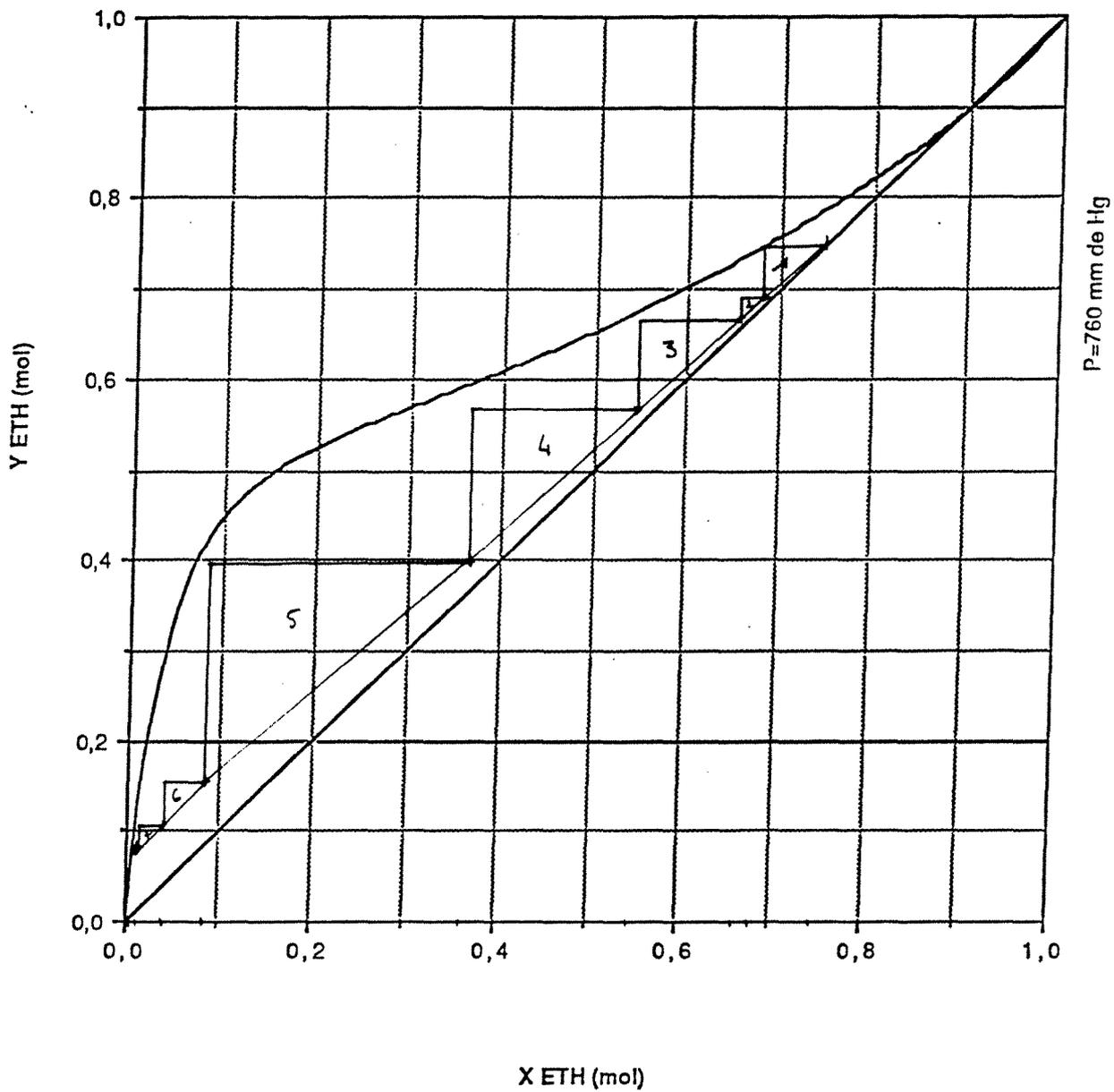
EXPERIENCE 190491(1)

x_A	0,0817	
A	0,3252	mol/s
x_D	0,7460	
D	0,0327	mol/s
x_S	0,0075	
S	0,2925	mol/s
Q_C	13,16	kW
Débit eau	3,36	l/min
ΔT_{eau}	67,3 - 14,1	°C
Q_B	13,46	kW
Débit huile	10,00	l/min
ΔT_{huile}	160,7 - 116,0	°C
Taux de reflux R	8,97	
Q_C/D	10347	kJ/kg
Efficacité des plateaux	77,47	%
η_{Ex}	29,20	%

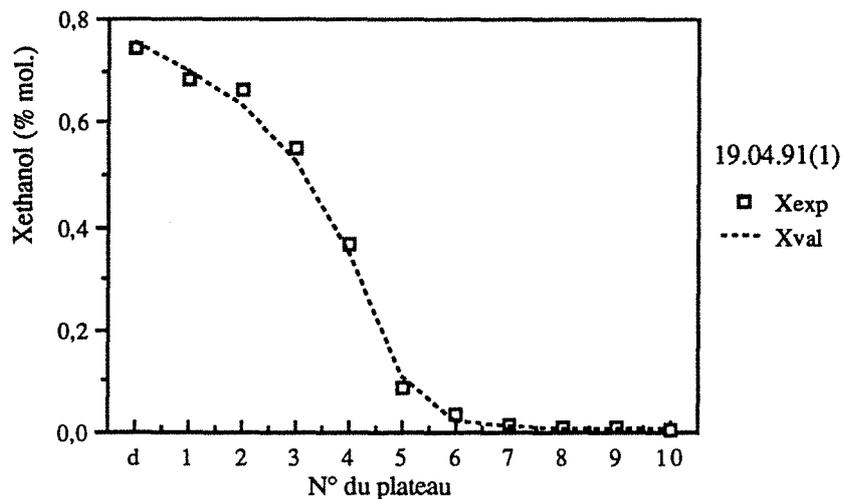


X,Y MOL (éthanol)

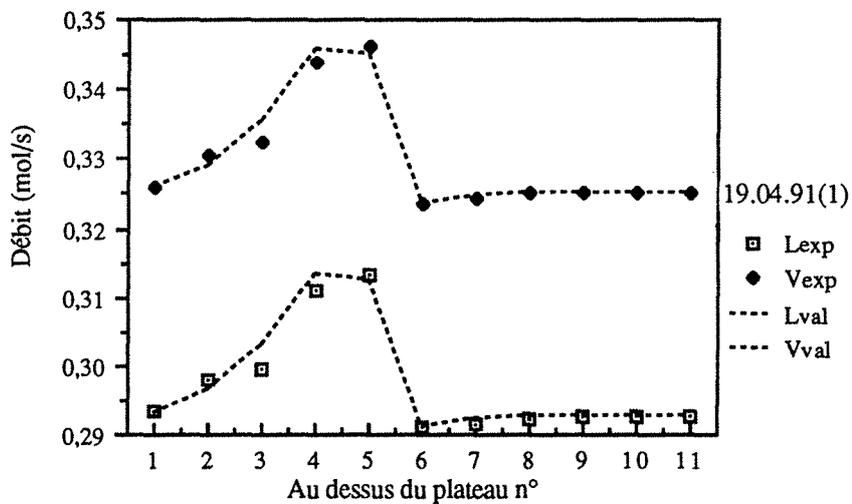
Comparaison des résultats du 19.04.91 (1) avec les isobares de bulle et de rosée à 760 mm de Hg dans le diagramme T-X,Y du couple EAU / ETHANOL



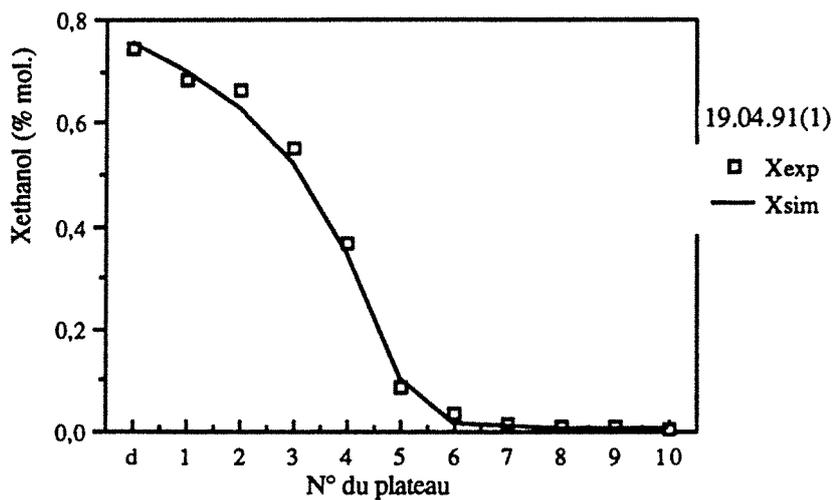
Construction de Mc CABE et THIELE à partir des données
 expérimentales pour x et des valeurs calculées numériquement pour y
 Expérience du 19.04.91 (1)



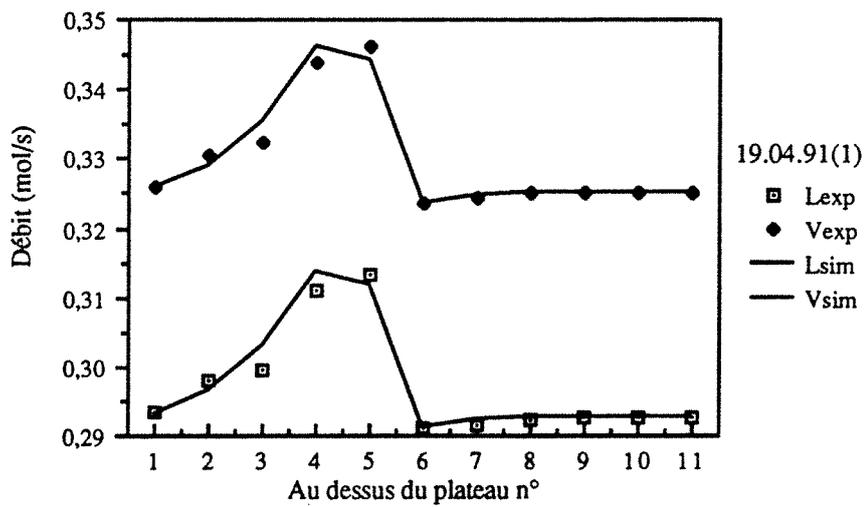
Variations de la composition liquide.
Validation des résultats ($E=0,7747$)



Variations des débits liquide et vapeur.
Validation des résultats ($E=0,7747$)



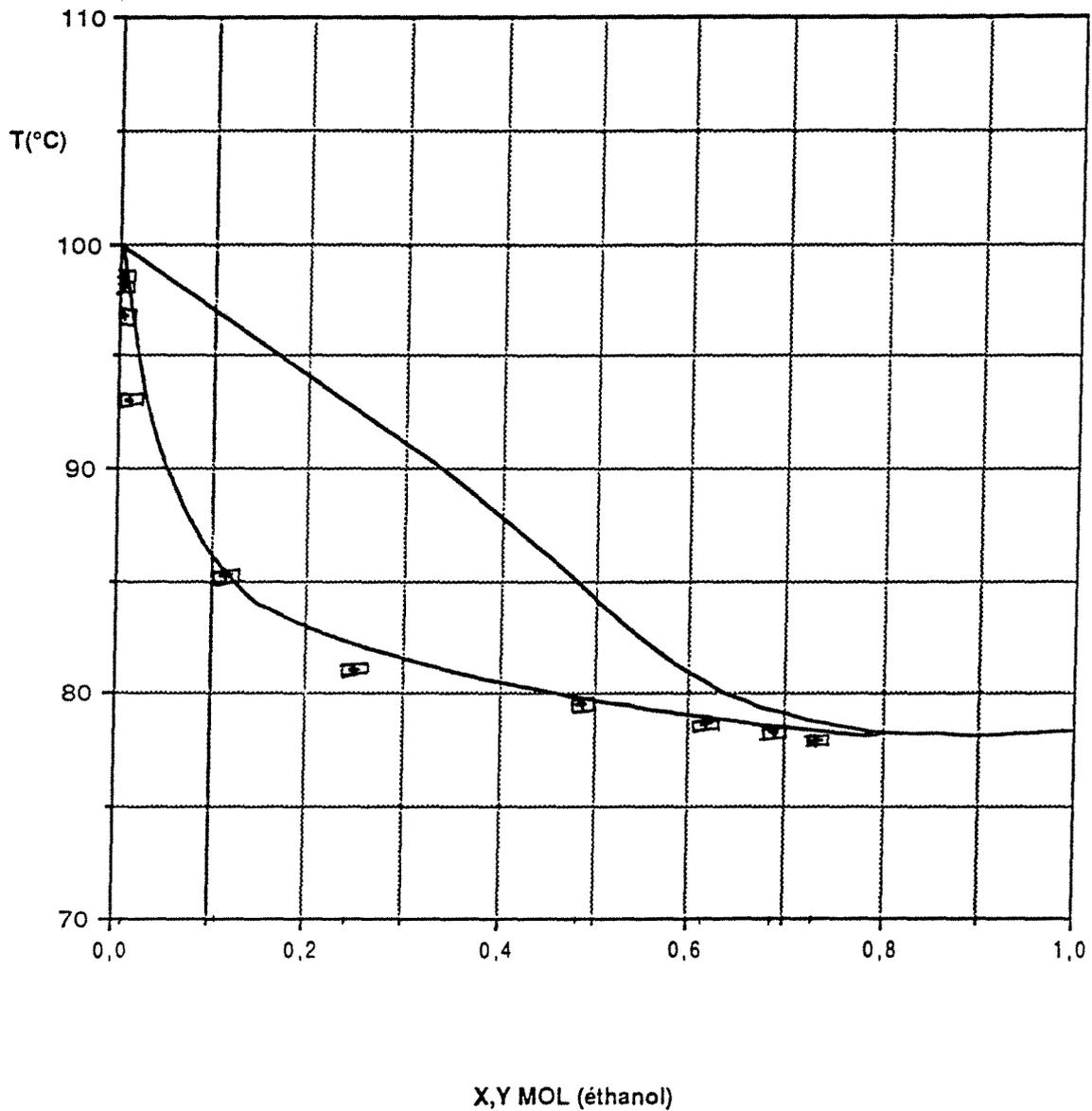
Variations de la composition liquide.
 Comparaison avec la simulation ($E=0,78$)



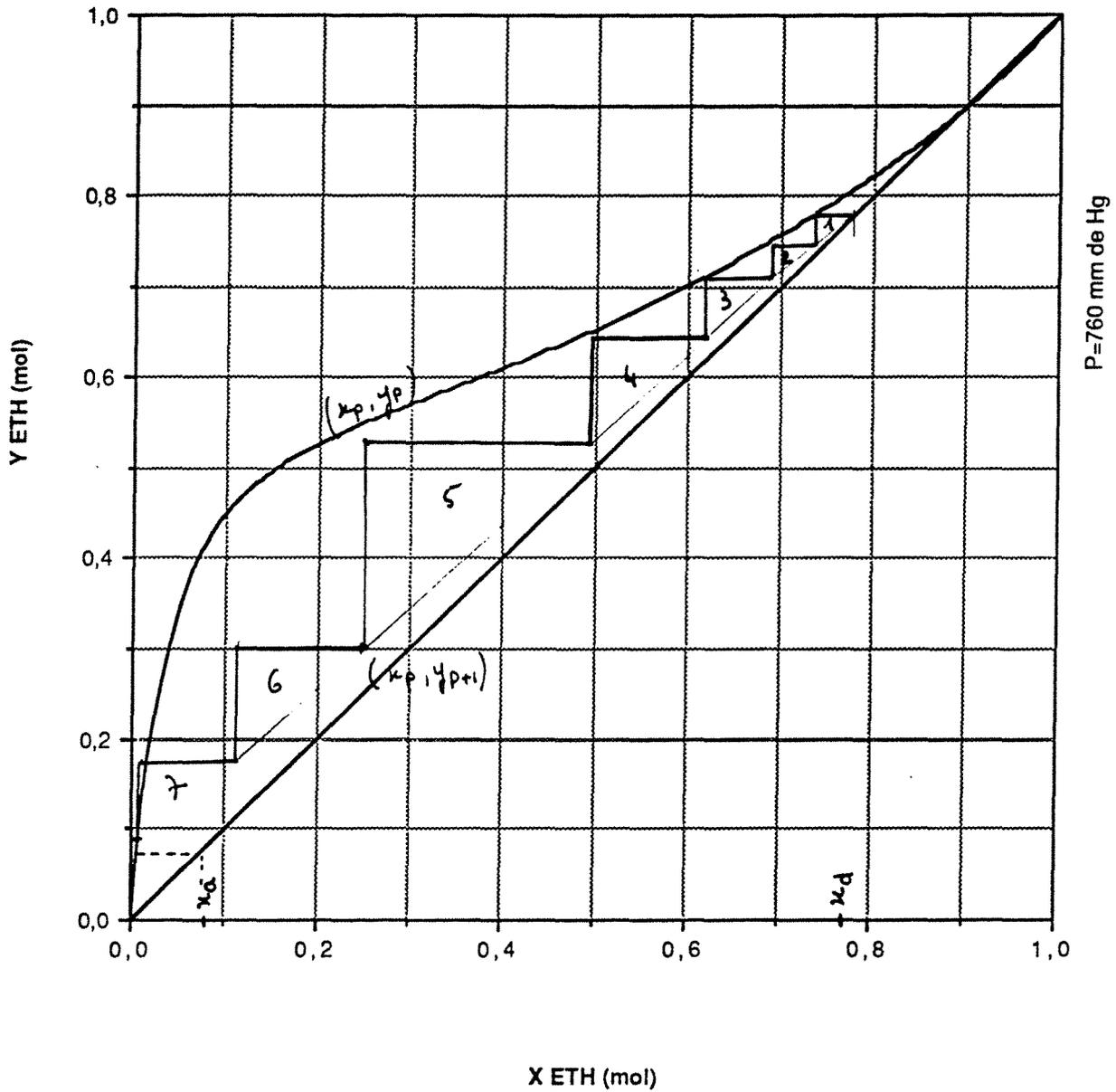
Variations des débits liquide et vapeur.
 Comparaison avec la simulation ($E=0,78$)

EXPERIENCE 190491 (2)

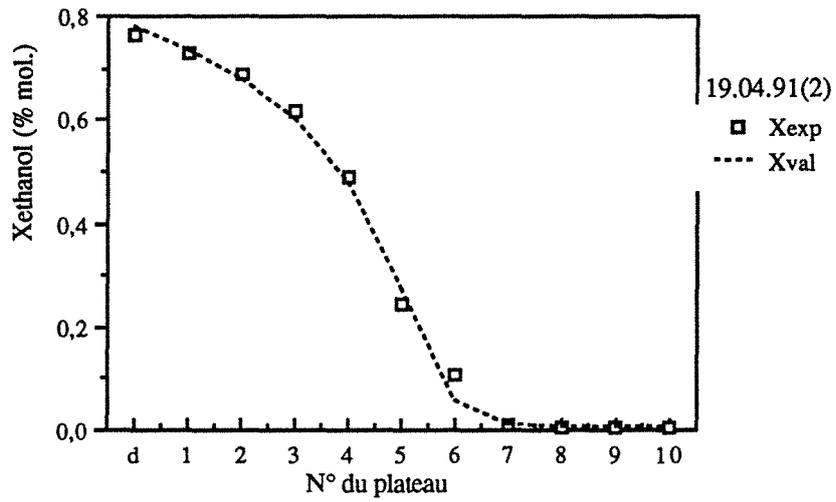
x_A	0,0781	
A	0,3215	mol/s
x_D	0,7660	
D	0,0300	mol/s
x_S	0,0074	
S	0,2630	mol/s
Q_C	13,00	kW
Débit eau	3,36	l/min
ΔT_{eau}	66,8 - 14	°C
Q_B	13,34	kW
Débit huile	10,00	l/min
ΔT_{huile}	159,8 - 115,9	°C
Taux de reflux R	9,72	
Q_C/D	11000	kJ/kg
Efficacité	78,07	%
η_{Ex}	29,26	%



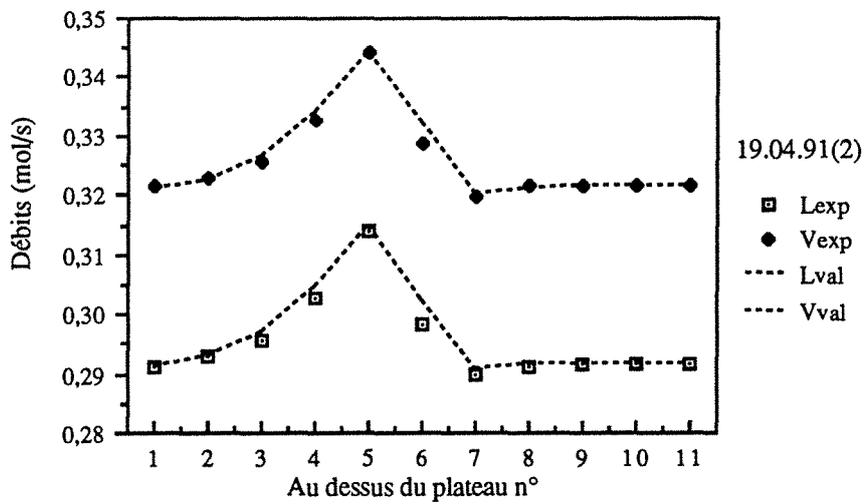
Comparaison des résultats du 19.04.91 (2) avec les isobares de bulle et de rosée à 760 mm de Hg dans le diagramme T-X, Y du couple EAU / ETHANOL



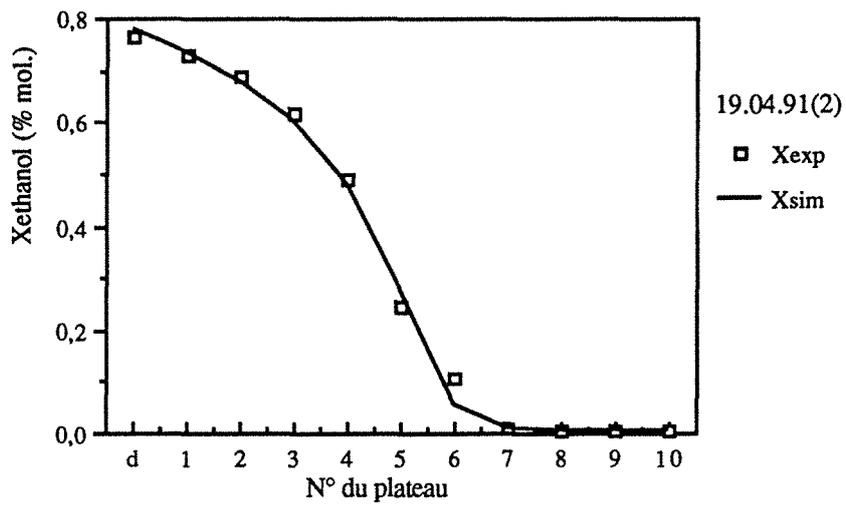
Construction de Mc CABE et THIELE à partir des données expérimentales pour x et des valeurs calculées numériquement pour y
Expérience du 19.04.91 (2)



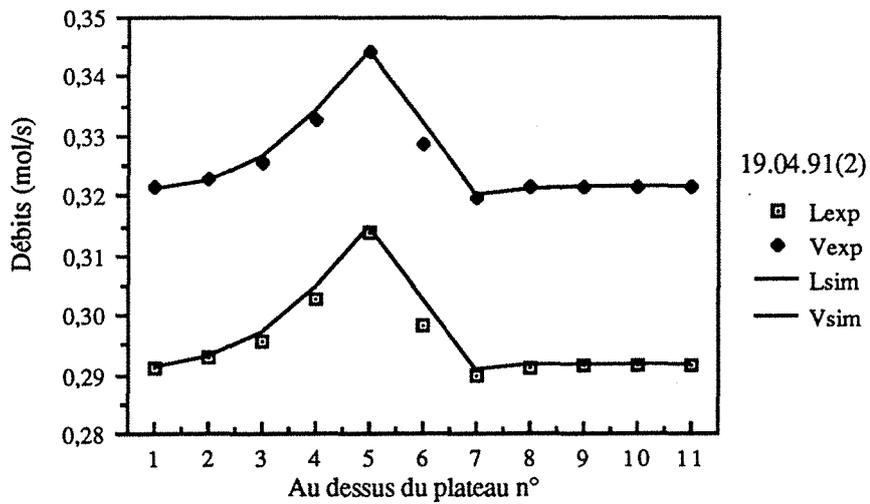
Variations de la composition liquide.
Validation des résultats ($E=0,7807$)



Variations des débits liquide et vapeur.
Validation des résultats ($E=0,7807$)



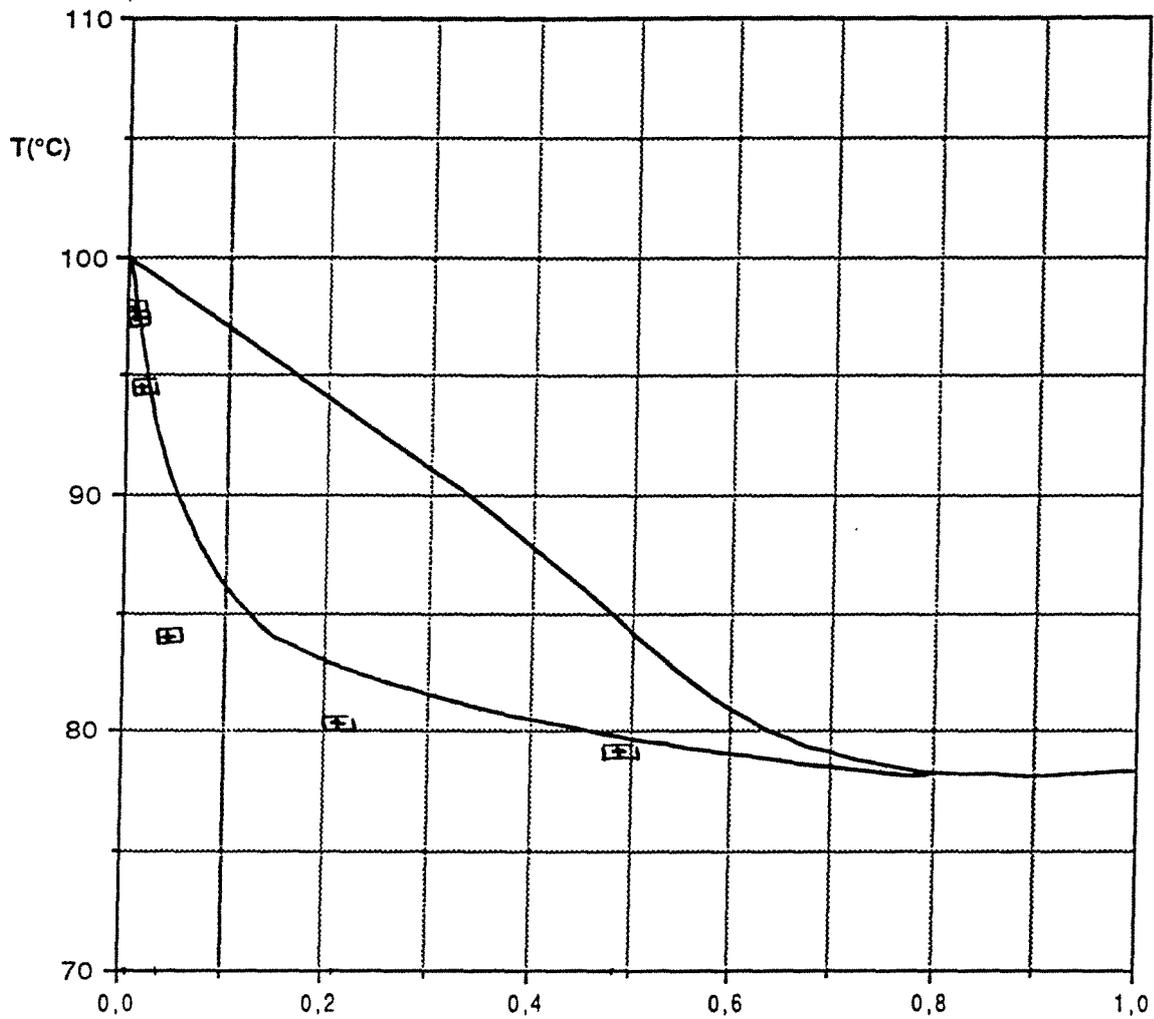
Variations de la composition liquide.
 Comparaison avec la simulation (E=0,78)



Variations des débits liquide et vapeur.
 Comparaison avec la simulation (E=0,78)

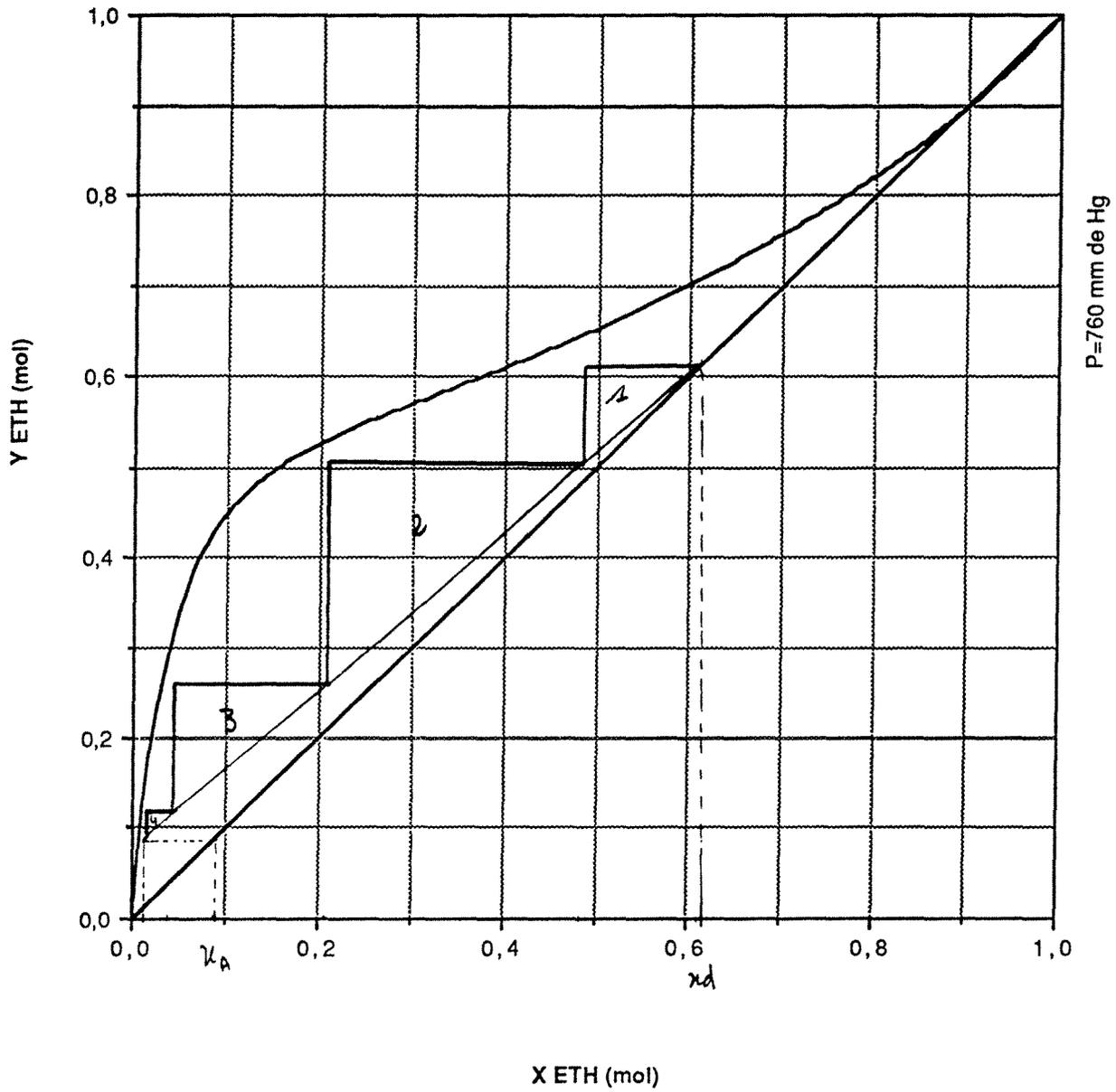
EXPERIENCE 250491 (1)

x_A	0,0890	
A	0,3262	mol/s
x_D	0,6123	
D	0,0436	mol/s
x_S	0,0083	
S	0,2826	mol/s
Q_C	13,21	kW
Débit eau	3,21	l/min
ΔT_{eau}	70,0 - 12,6	°C
Q_B	13,40	kW
Débit huile	10,00	l/min
ΔT_{huile}	159,9 - 115,6	°C
Taux de reflux R	6,80	
Q_C/D	8619	kJ/kg
Efficacité	83,46	%
$\eta_{\text{Ex,sep}}$	30,57	%

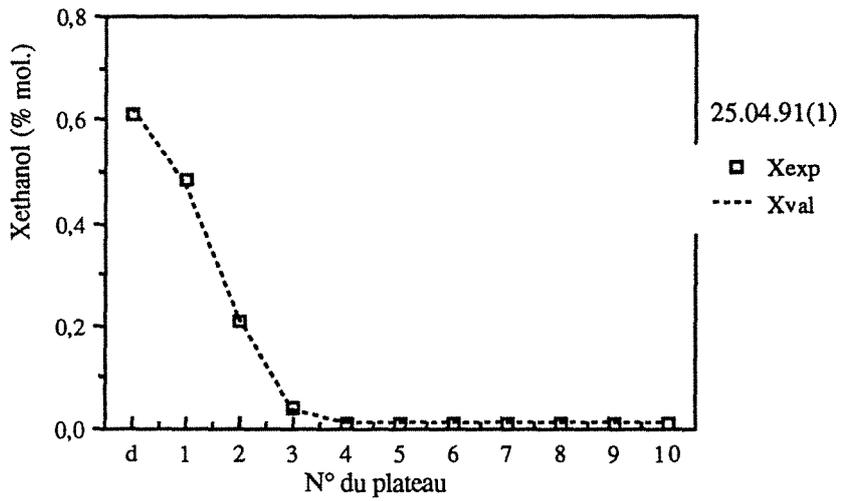


X,Y MOL (éthanol)

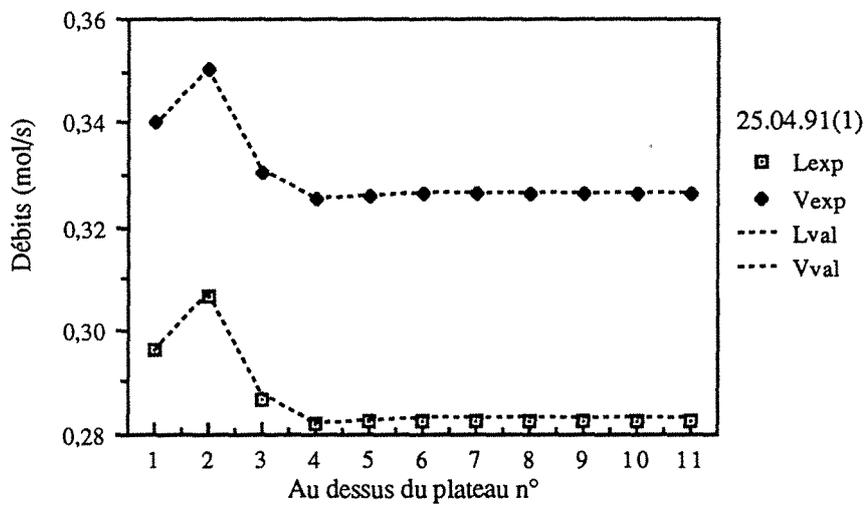
Comparaison des résultats du 25.04.91 (1) avec les isobares de bulle et de rosée à 760 mm de Hg dans le diagramme T-X, Y du couple EAU / ETHANOL



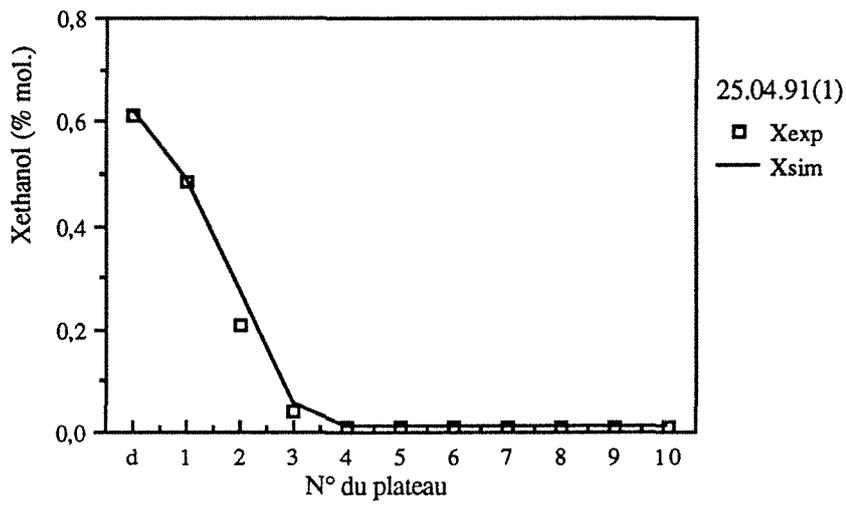
Construction de Mc CABE et THIELE à partir des données expérimentales pour x et des valeurs calculées numériquement pour y
Expérience du 25.04.91 (1)



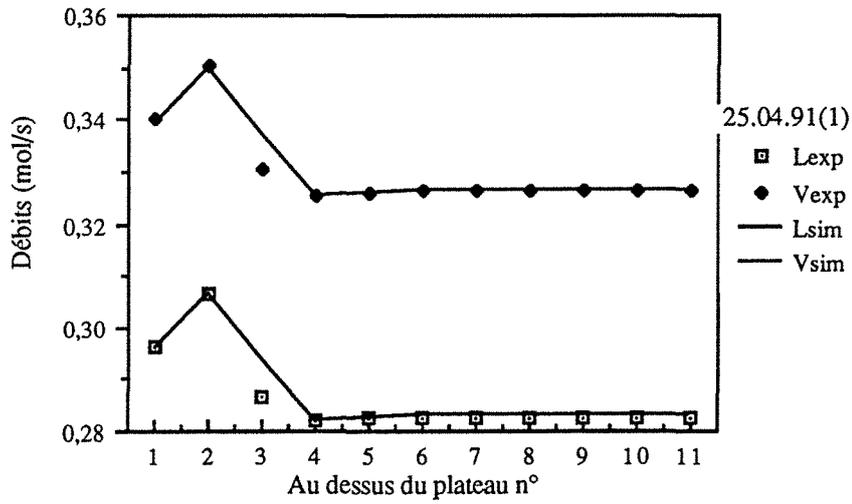
Variations de la composition liquide.
Validation des résultats ($E=0,8346$)



Variations des débits liquide et vapeur.
Validation des résultats ($E=0,8346$)



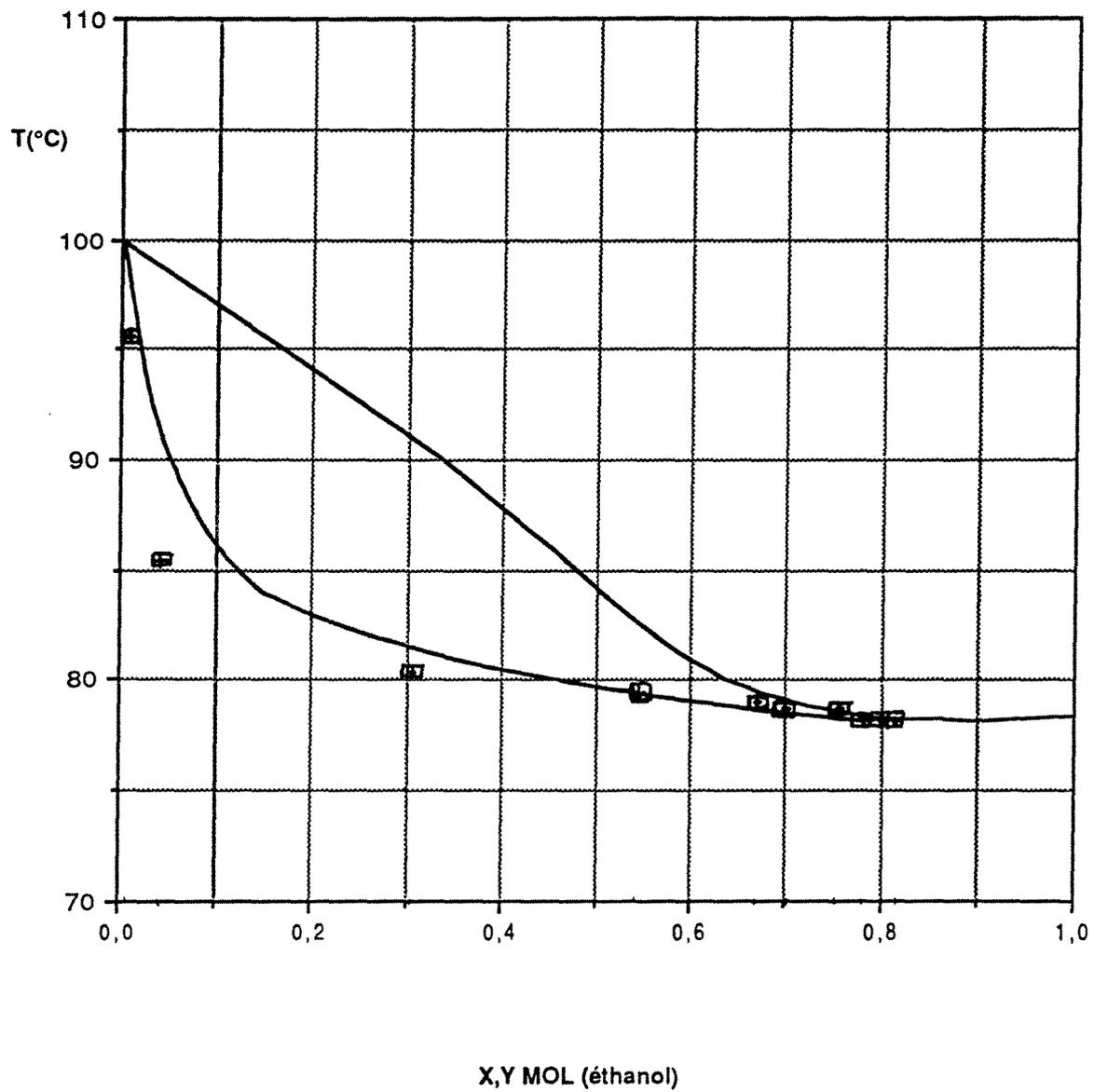
Variations de la composition liquide.
 Comparaison avec la simulation ($\bar{E}=0,78$)



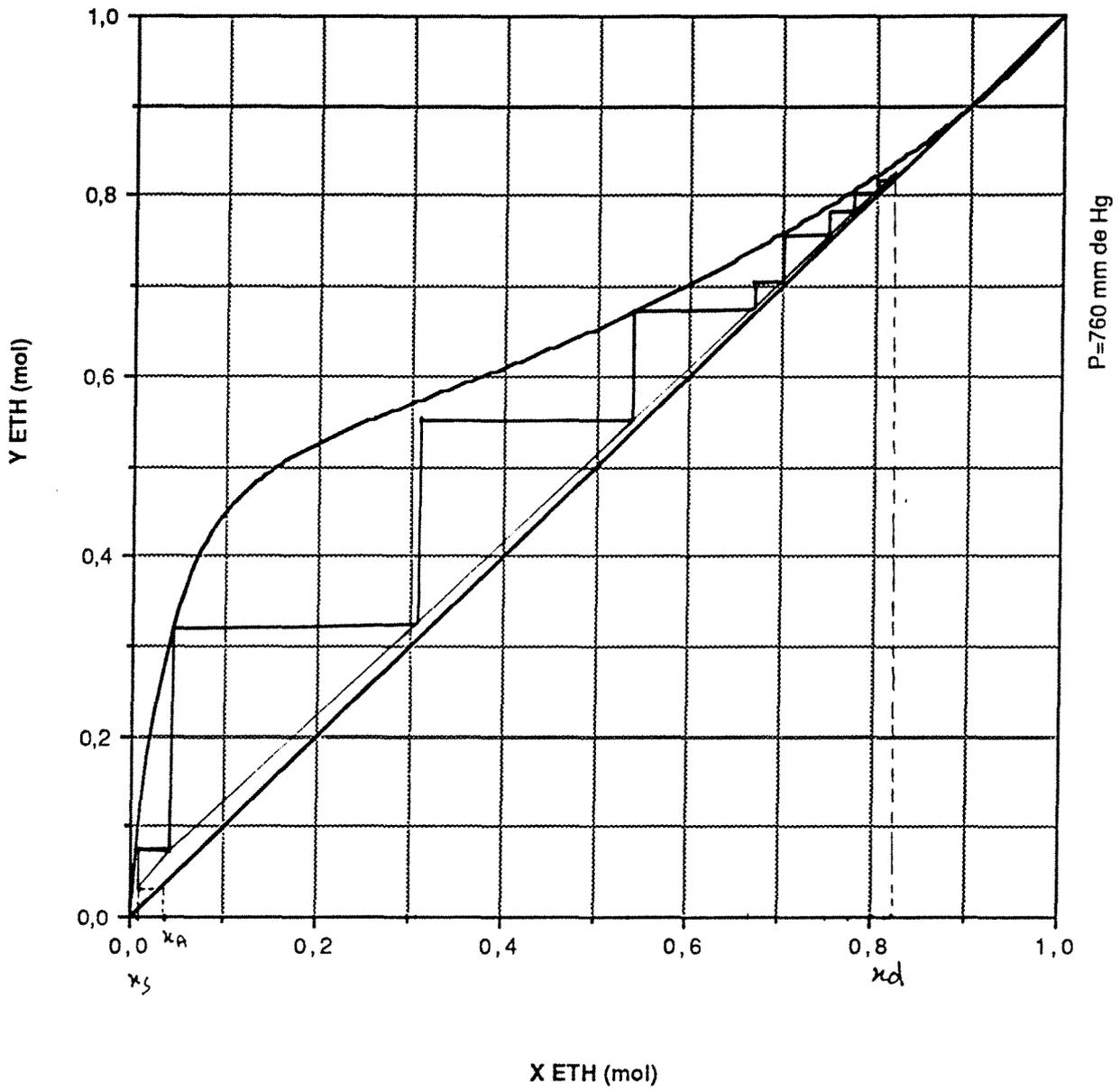
Variations des débits liquide et vapeur.
 Comparaison avec la simulation ($\bar{E}=0,78$)

EXPERIENCE 260491 (2)

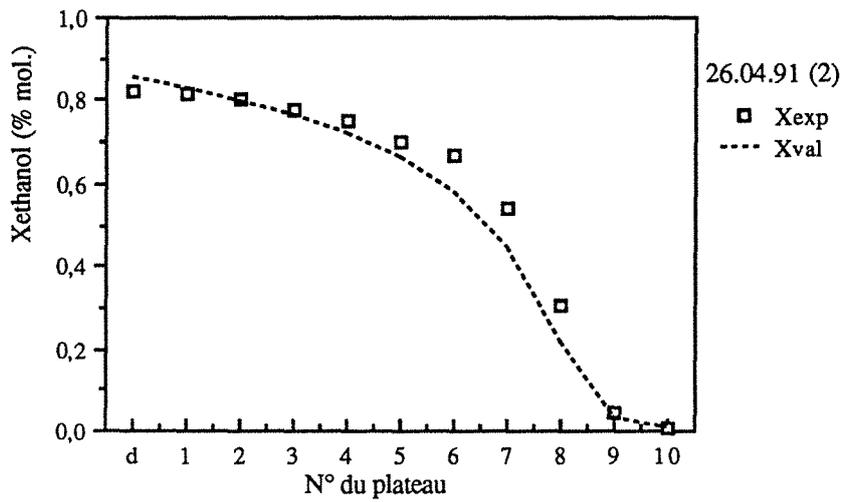
x_A	0,0373	
A	0,3210	mol/s
x_D	0,8216	
D	0,0120	mol/s
x_S	0,0069	
S	0,3090	mol/s
Q_C	12,87	kW
Débit eau	3,15	l/min
ΔT_{eau}	67,6 - 12,4	°C
Q_B	13,18	kW
Débit huile	10,00	l/min
ΔT_{huile}	160,6 - 116,8	°C
Taux de reflux R	25,40	
Q_C/D	26156	kJ/kg
Efficacité	74,25	%
η_{Ex}	28,26	%



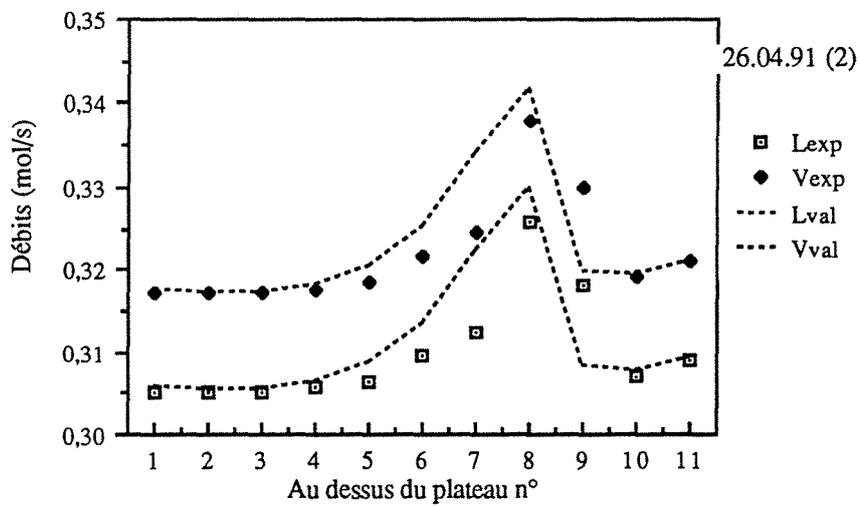
Comparaison des résultats du 26.04.91 (2) avec les isobares de bulle et de rosée à 760 mm de Hg dans le diagramme T-X,Y du couple EAU / ETHANOL



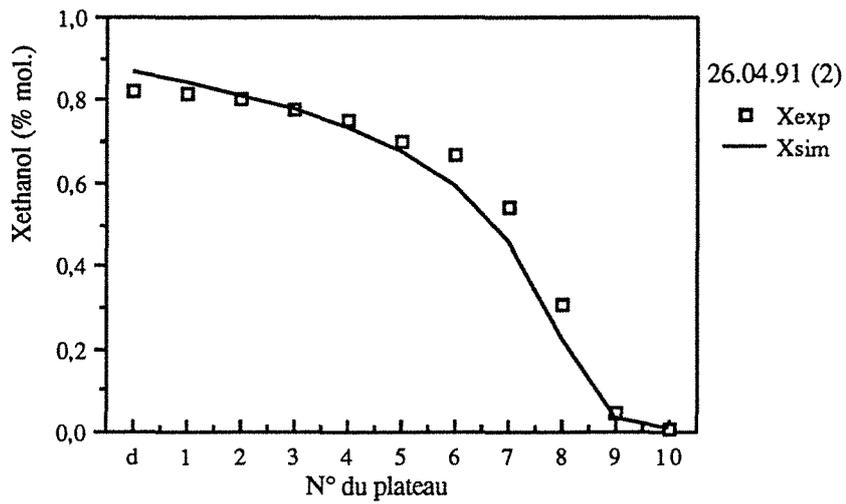
Construction de Mc CABE et THIELE à partir des données expérimentales pour x et des valeurs calculées numériquement pour y
Expérience du 26.04.91 (2)



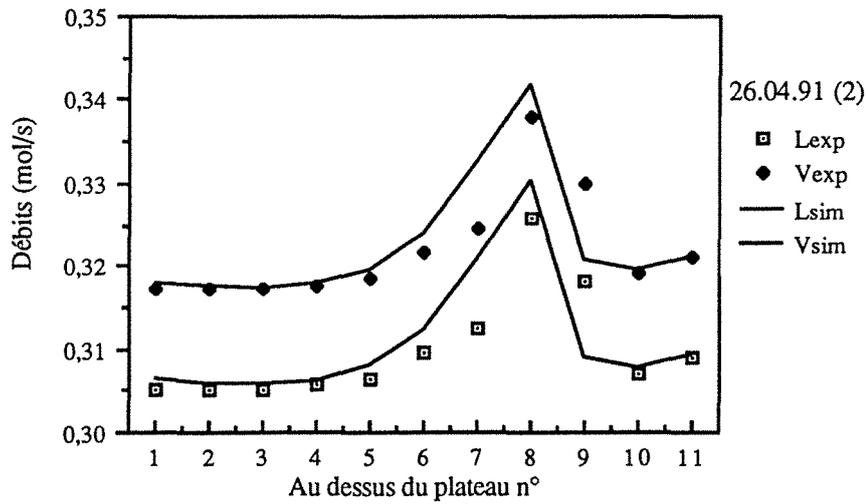
Variations de la composition liquide.
Validation des résultats ($E=0,7425$)



Variations des débits liquide et vapeur.
Validation des résultats ($E=0,7425$)



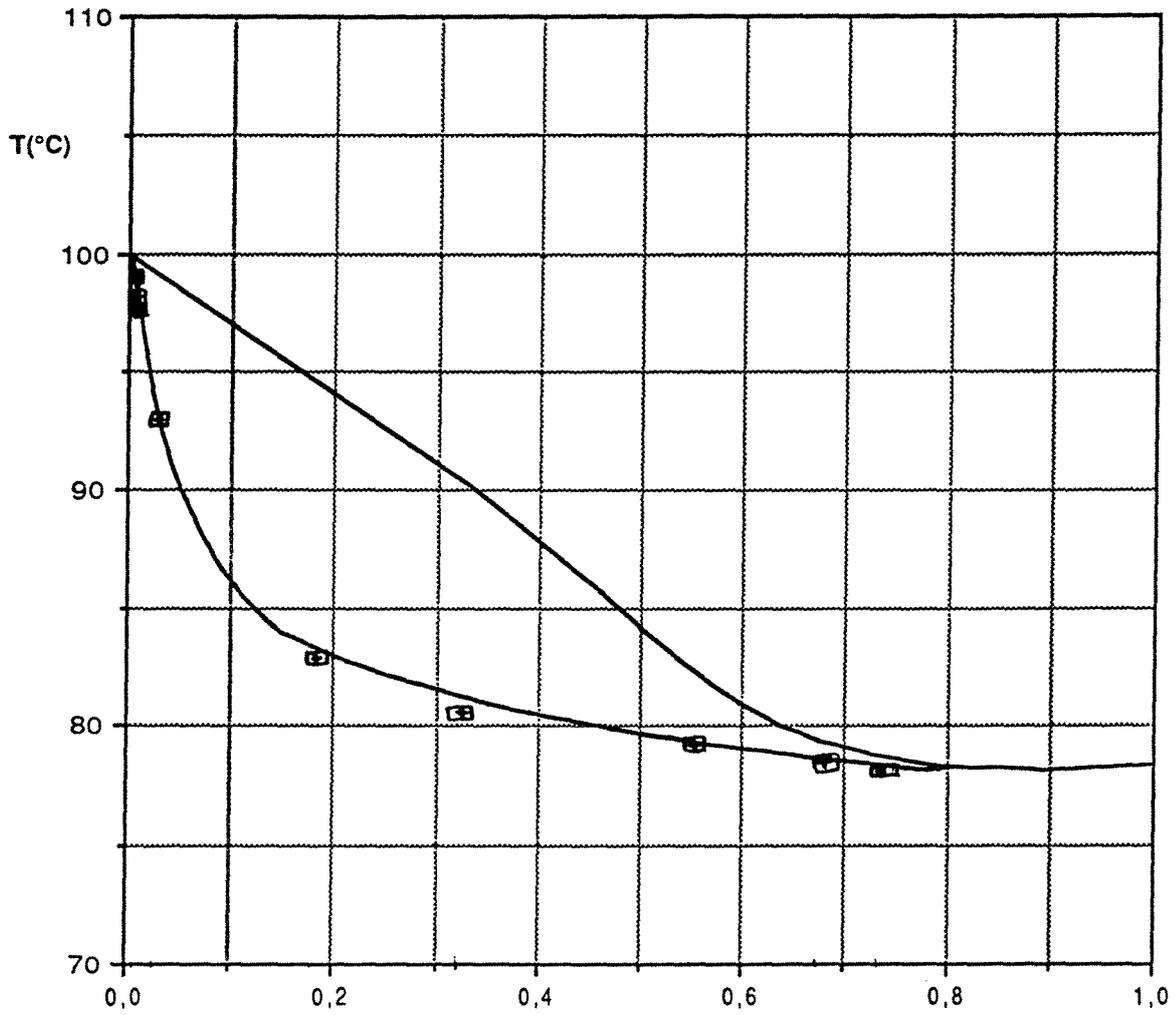
Variations de la composition liquide
 Comparaison avec la simulation ($E=0,78$)



Variations des débits liquide et vapeur.
 Comparaison avec la simulation ($E=0,78$)

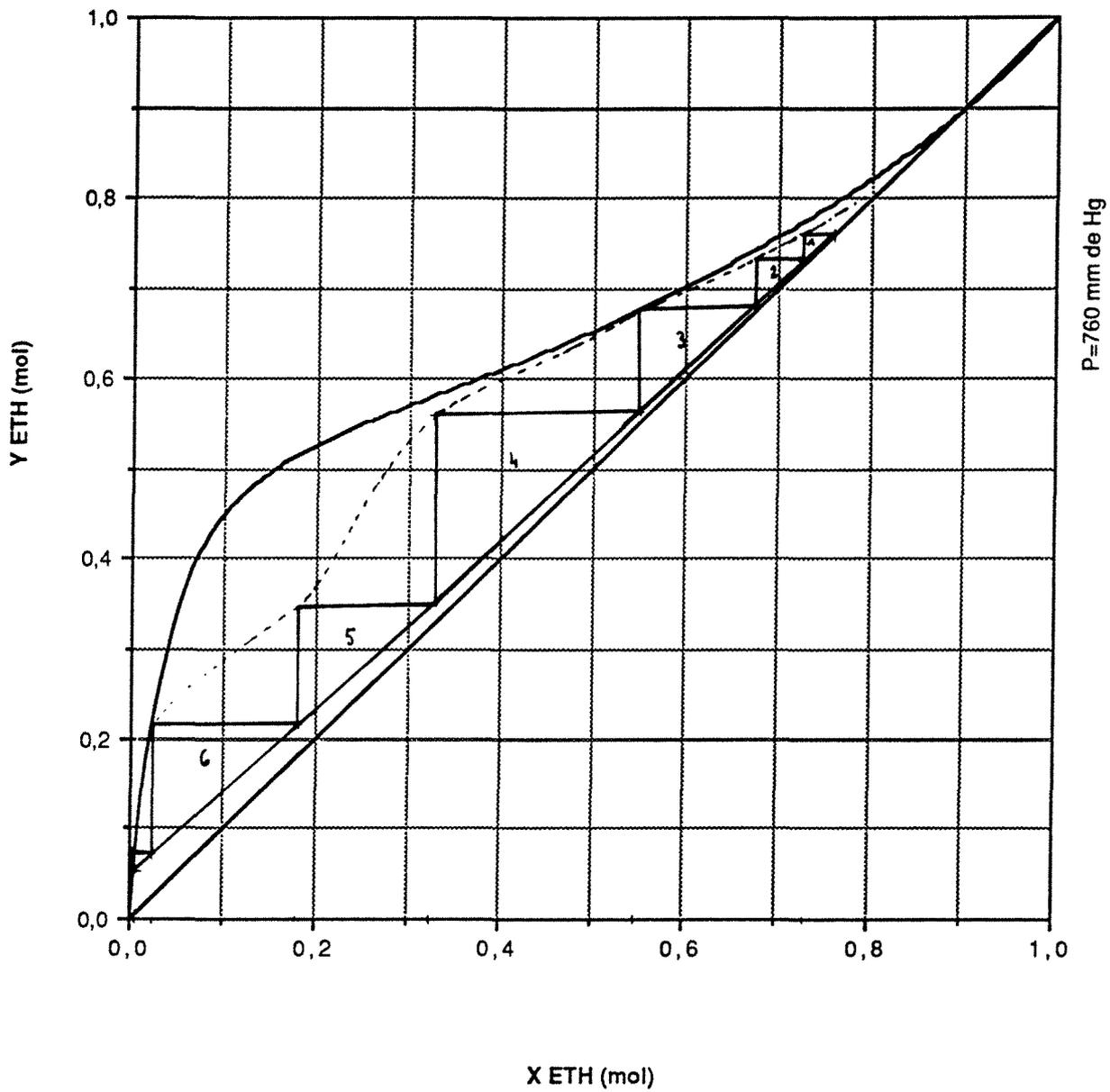
EXPERIENCE 060591 (1)

x_A	0,0512	
A	0,3232	mol/s
x_D	0,7604	
D	0,0200	mol/s
x_S	0,0045	
S	0,3032	mol/s
Q_C	13,01	kW
Débit eau	3,00	l/min
ΔT_{eau}	69,2 - 13,5	°C
Q_B	13,36	kW
Débit huile	10,00	l/min
ΔT_{huile}	160,0 - 115,6	°C
Taux de reflux R	15,07	
Q_C/D	16545	kJ/kg
Efficacité	78,66	%
η_{Ex}	28,32	%

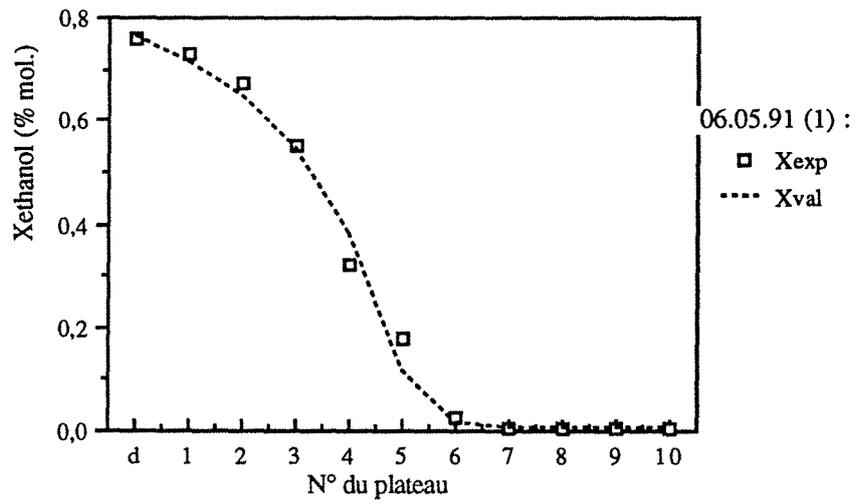


X,Y MOL (éthanol)

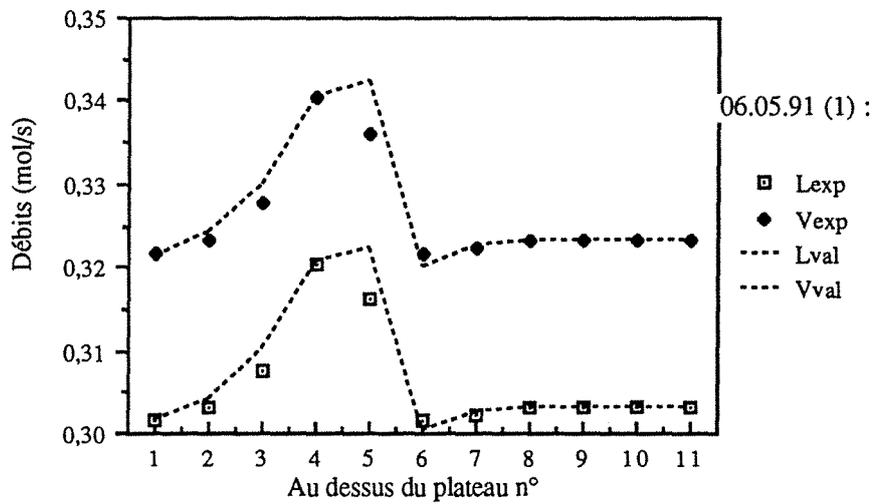
Comparaison des résultats du 06.05.91 (1) avec les
isobares de bulle et de rosée à 760 mm de Hg
dans le diagramme T-X,Y du couple EAU / ETHANOL



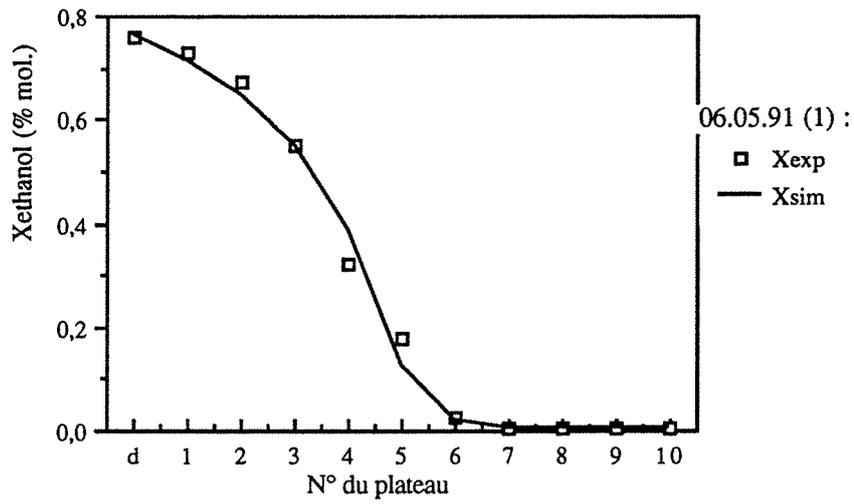
Construction de Mc CABE et THIELE à partir des données
 expérimentales pour x et des valeurs calculées numériquement pour y
 Expérience du 06.05.91 (1)



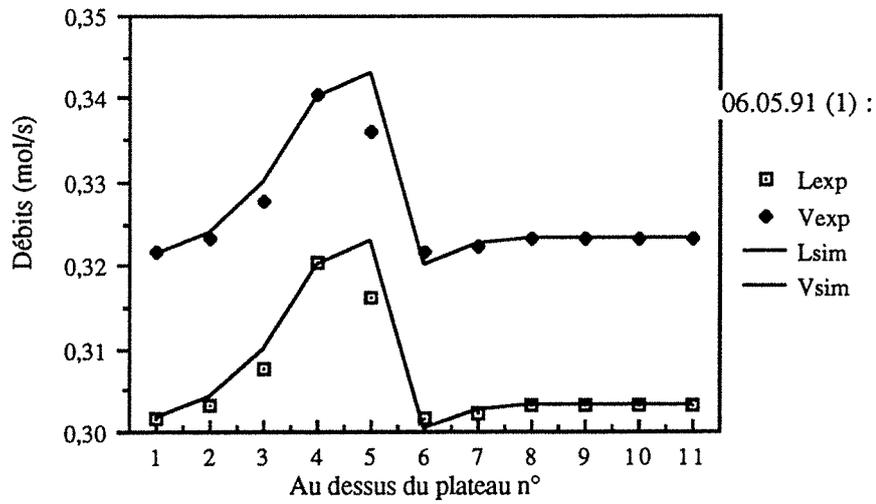
Variations de la composition liquide.
Validation des résultats ($E=0,7866$)



Variations des débits liquide et vapeur.
Validation des résultats ($E=0,7866$)



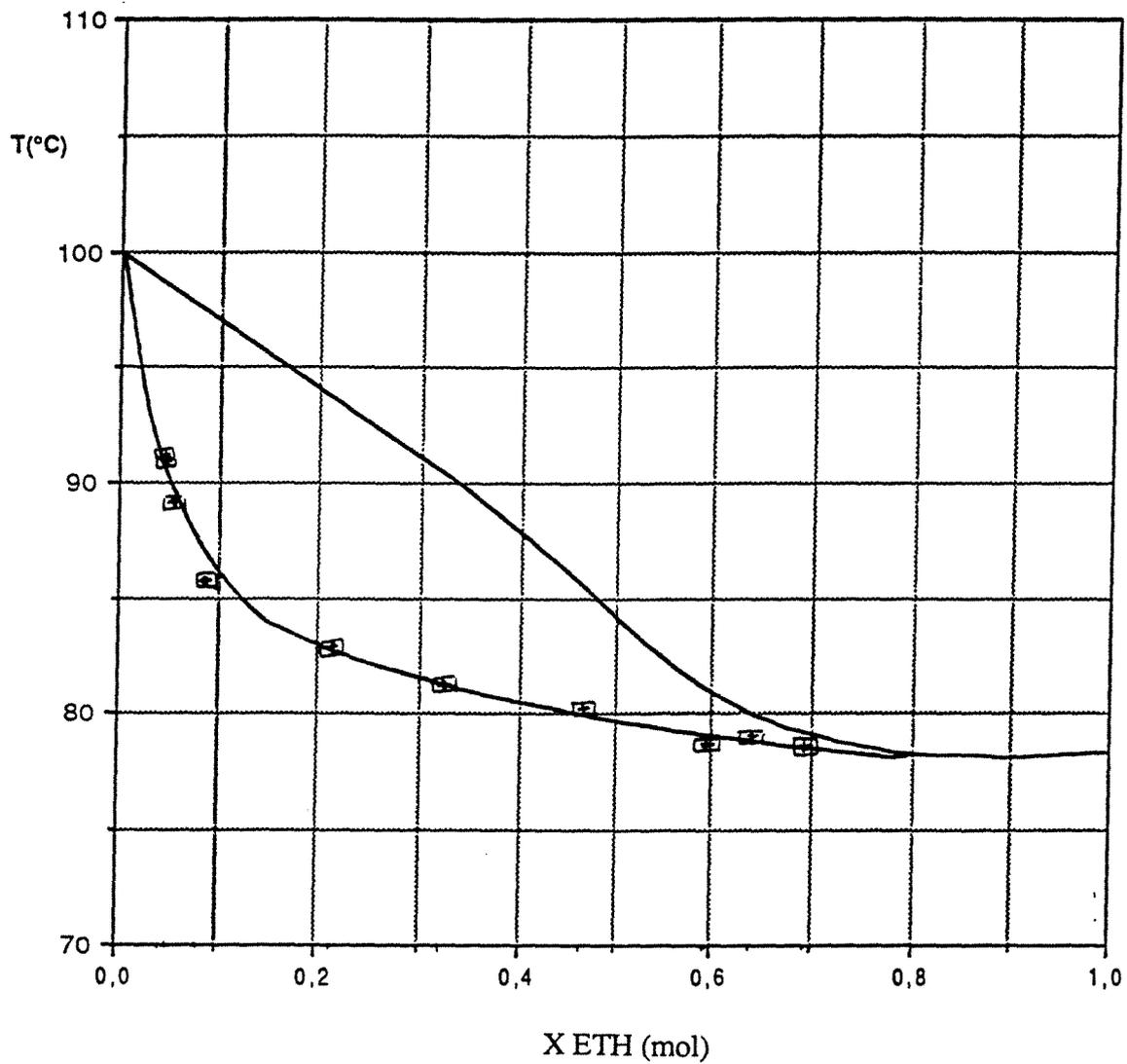
Variations de la composition liquide.
 Comparaison avec la simulation ($E=0,78$)



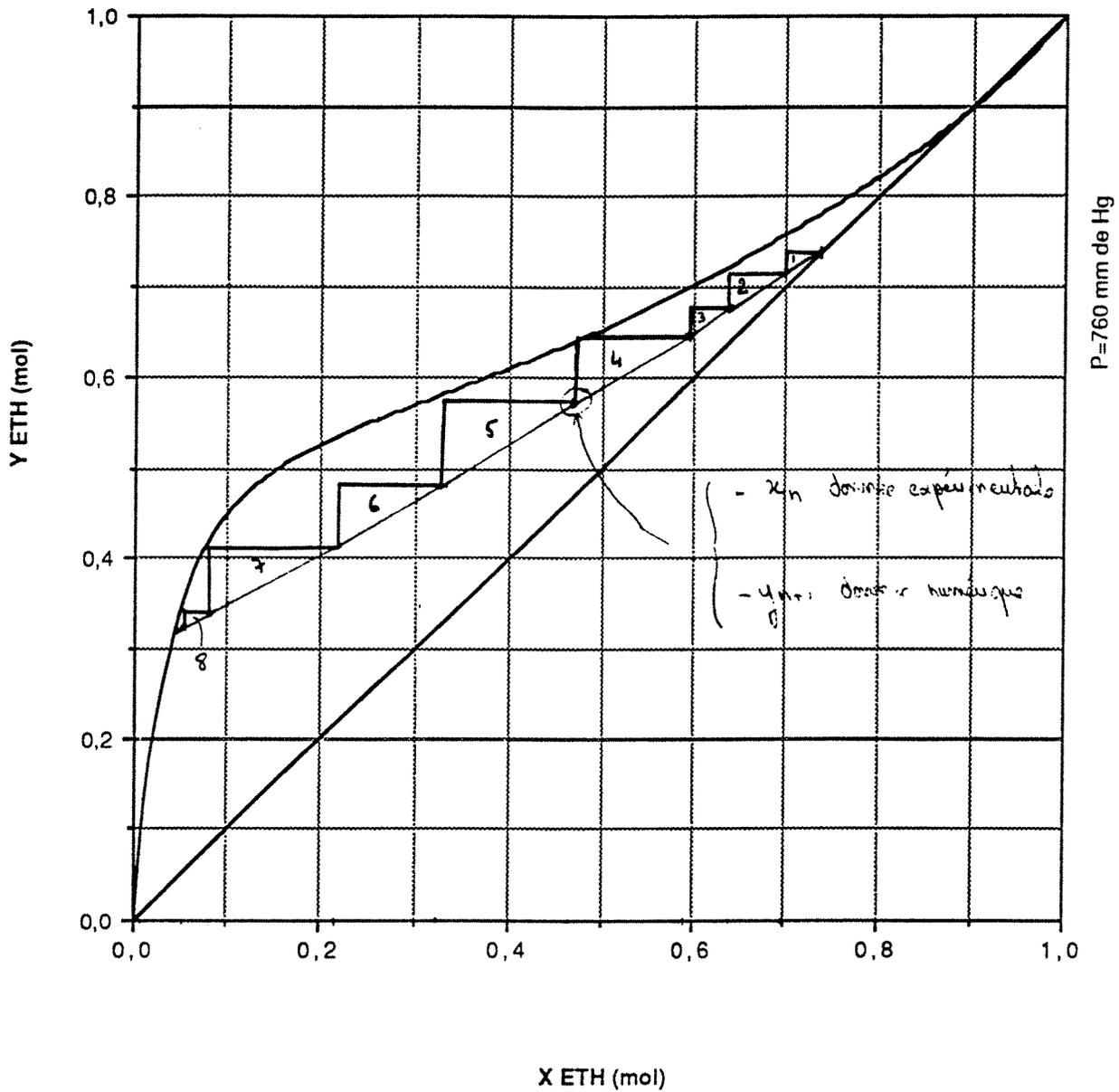
Variations des débits liquide et vapeur.
 Comparaison avec la simulation ($E=0,78$)

EXPERIENCE 150791 (1)

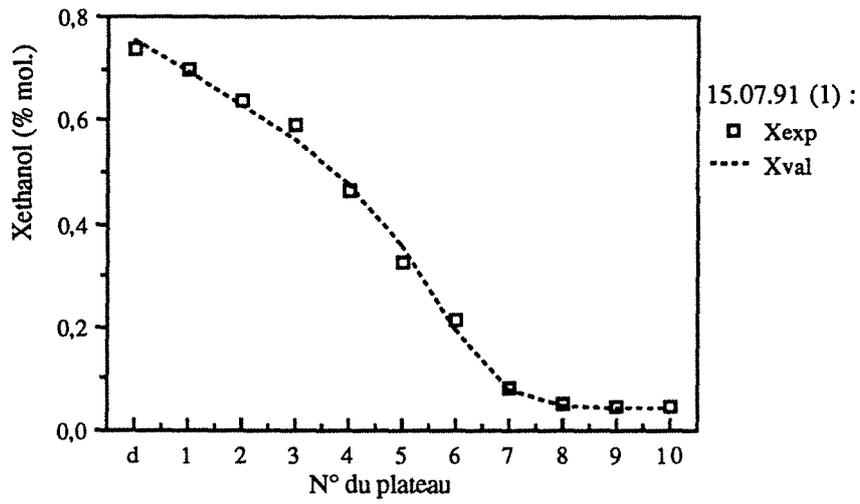
x_A	0,3184	
A	0,3487	mol/s
x_D	0,7378	
D	0,1377	mol/s
x_S	0,0469	
S	0,2110	mol/s
Q_C	13,74	kW
Débit eau	3,41	l/min
ΔT_{eau}	69,0 - 23,8	°C
Débit eau (cond. aux.)	5,76	l/min
ΔT_{eau}	29,4 - 23,8	°C
Q_B	14,02	kW
Débit huile	12,00	l/min
ΔT_{huile}	146,6 - 107,7	°C
Taux de reflux R	1,476	
Q_C/D	2582	kJ/kg
Efficacité	85,84	%
η_{Ex}	34,25	%



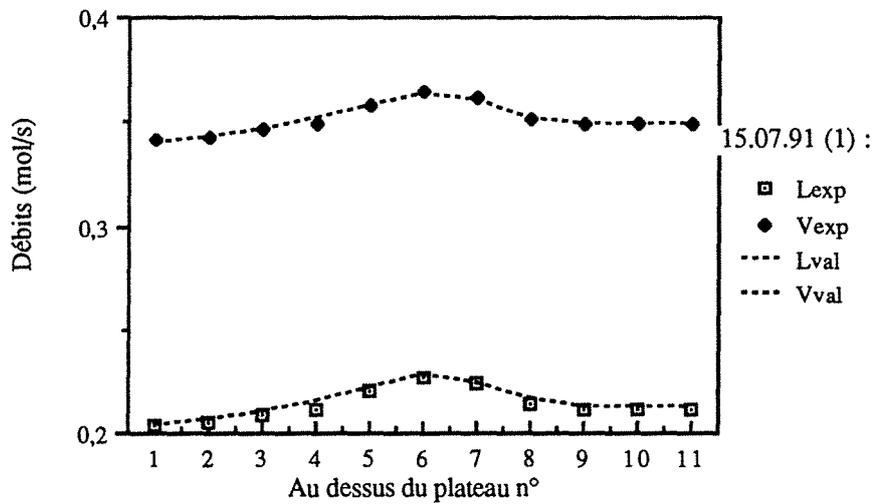
Comparaison des résultats du 15.07.91 (1) avec les isobares de bulle et de rosée à 760 mm de Hg dans le diagramme T-X,Y du couple EAU / ETHANOL



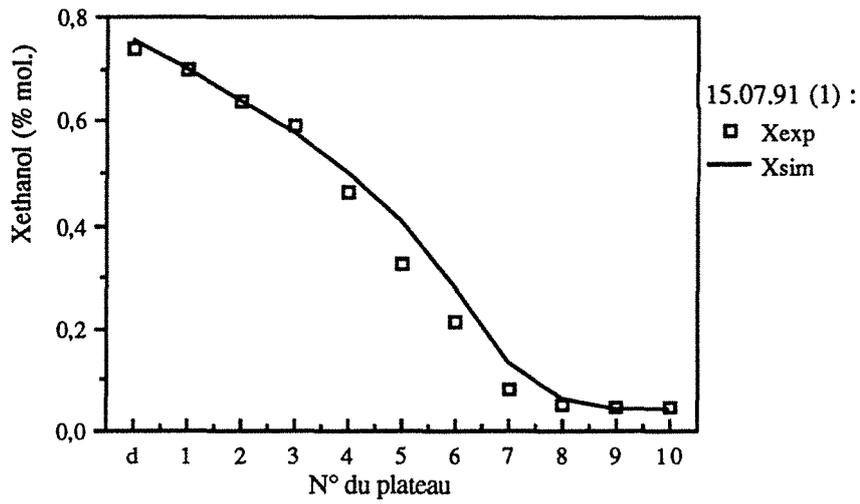
Construction de Mc CABE et THIELE à partir des données expérimentales pour x et des valeurs calculées numériquement pour y
Expérience du 15.07.91 (1)



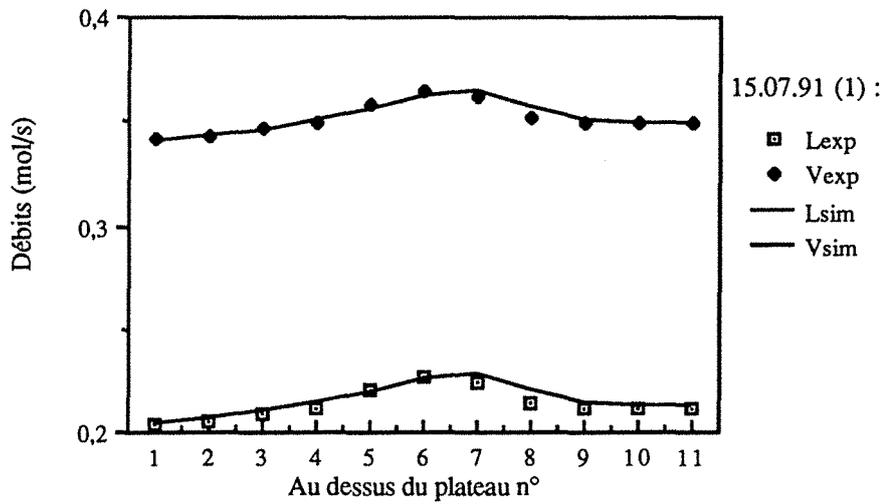
Variations de la composition du liquide.
Validation des résultats ($E=0,8584$)



Variations des débits liquide et vapeur.
Validation des résultats ($E=0,8584$)



Variations de la composition du liquide.
 Comparaison avec la simulation ($E=0,78$)



Variations des débits liquide et vapeur.
 Comparaison avec la simulation ($E=0,78$)

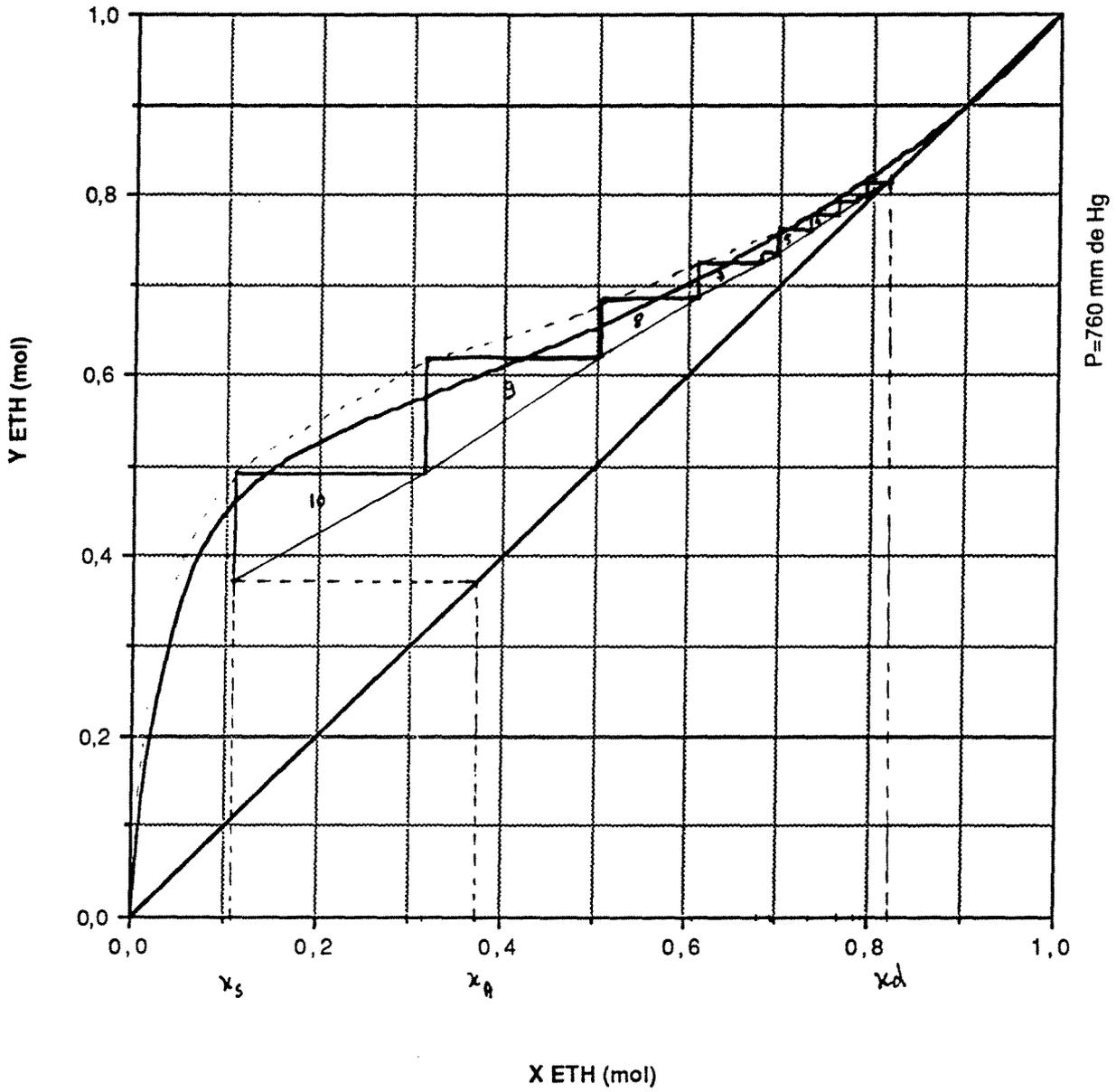
EXPERIENCE 150791 (2)

x_A	0,3738	
A	0,3559	mol/s
x_D	0,8149	
D	0,1346	mol/s
x_S	0,1058	
S	0,2214	mol/s
Q_C	13,01	kW
Débit eau	3,41	l/min
ΔT_{eau}	68,5 - 23,8	°C
Débit eau (cond. aux.)	6,05	l/min
ΔT_{eau}	29,4 - 23,8	°C
Q_B	13,74	kW
Débit huile	12,00	l/min
ΔT_{huile}	151,5 - 112,4	°C
Taux de reflux R	1,514	
Q_C/D	2502	kJ/kg
Efficacité	-----	%
η_{Ex}	-----	%

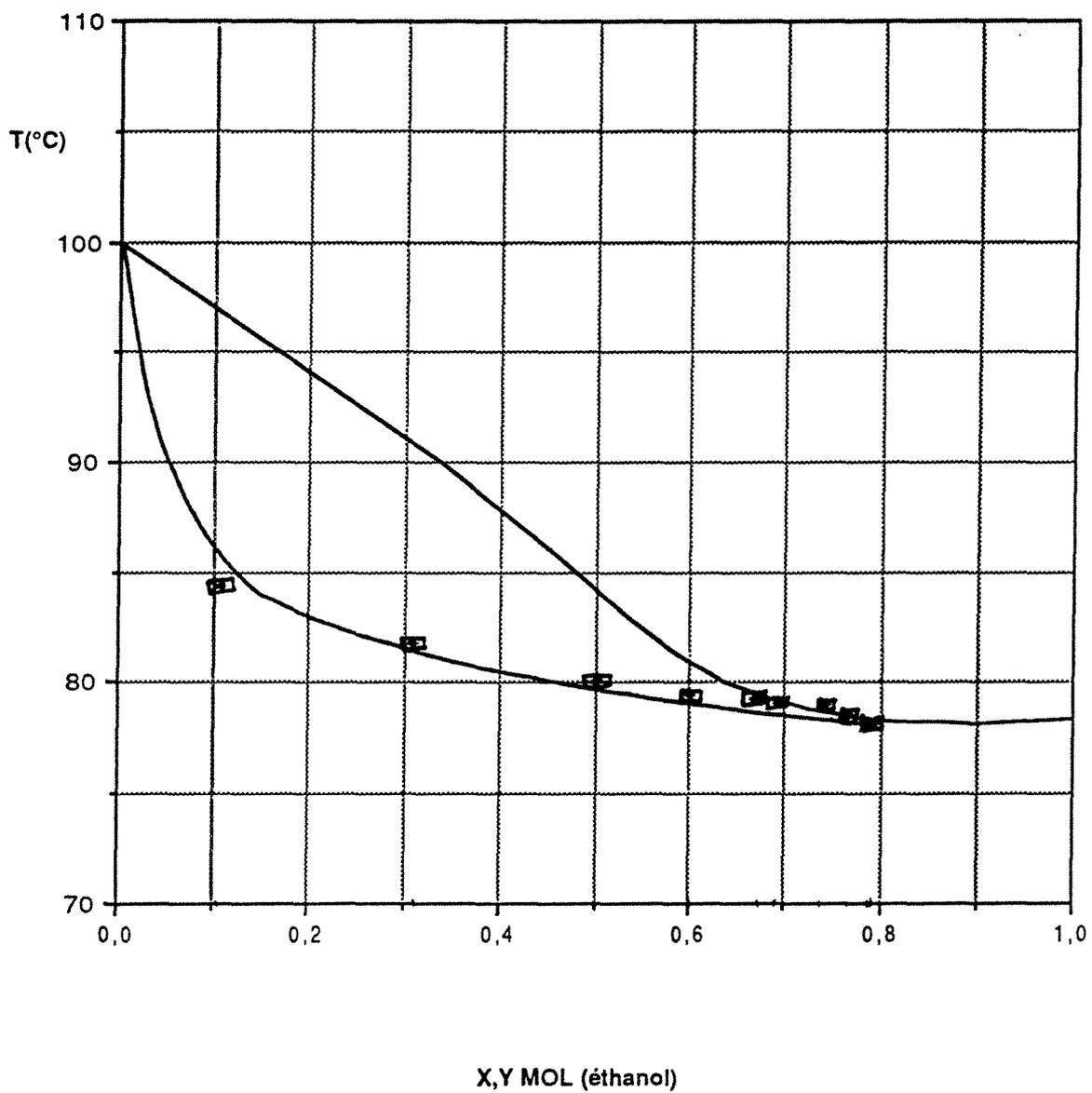
Remarques : La construction de Mc CABE et THIELE nous fournit une pseudo courbe d'équilibre, qui pourrait être à l'origine d'une grande variation de pression atmosphérique. Ce cas semble invraisemblable, dans la mesure où l'expérience a été effectuée dans des conditions pratiquement identiques à celle du 15.07.91 (1). L'erreur, qui se répercute sur toutes les mesures, provient peut être d'un mauvais dosage du distillat, d'où une conséquence sur tous les bilans. Nous ne tiendrons pas compte de cette manipulation dans le calcul des efficacités.

DIAGRAMME X-Y

EAU-ETHANOL



Construction de Mc CABE et THIELE à partir des données
expérimentales pour x et des valeurs calculées numériquement pour y
Expérience du 15.07.91 (2)

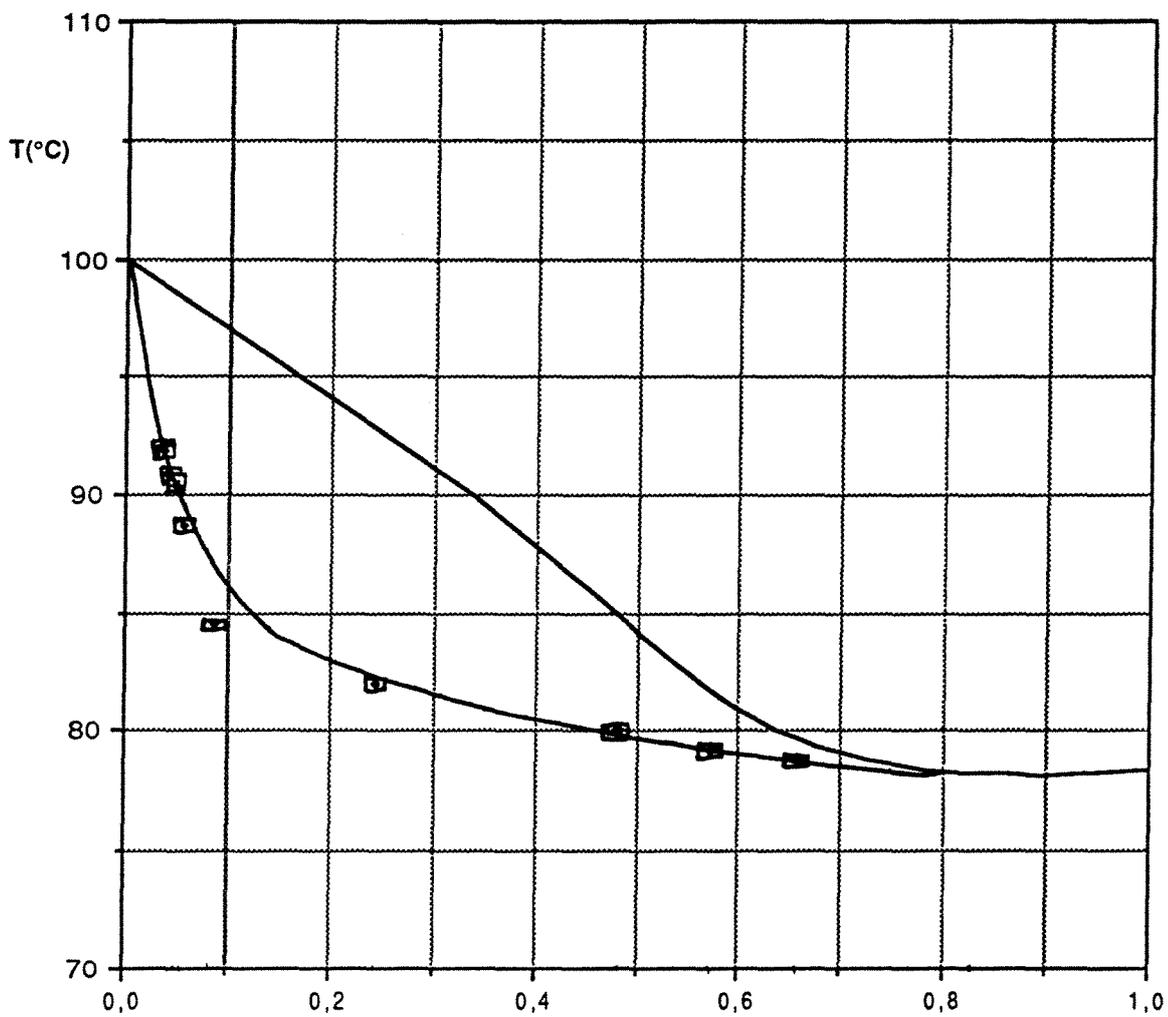


Comparaison des résultats du 15.07.91 (2) avec les isobares de bulle et de rosée à 760 mm deHg pour le couple eau / ethanol

EXPERIENCE 160791 (1)

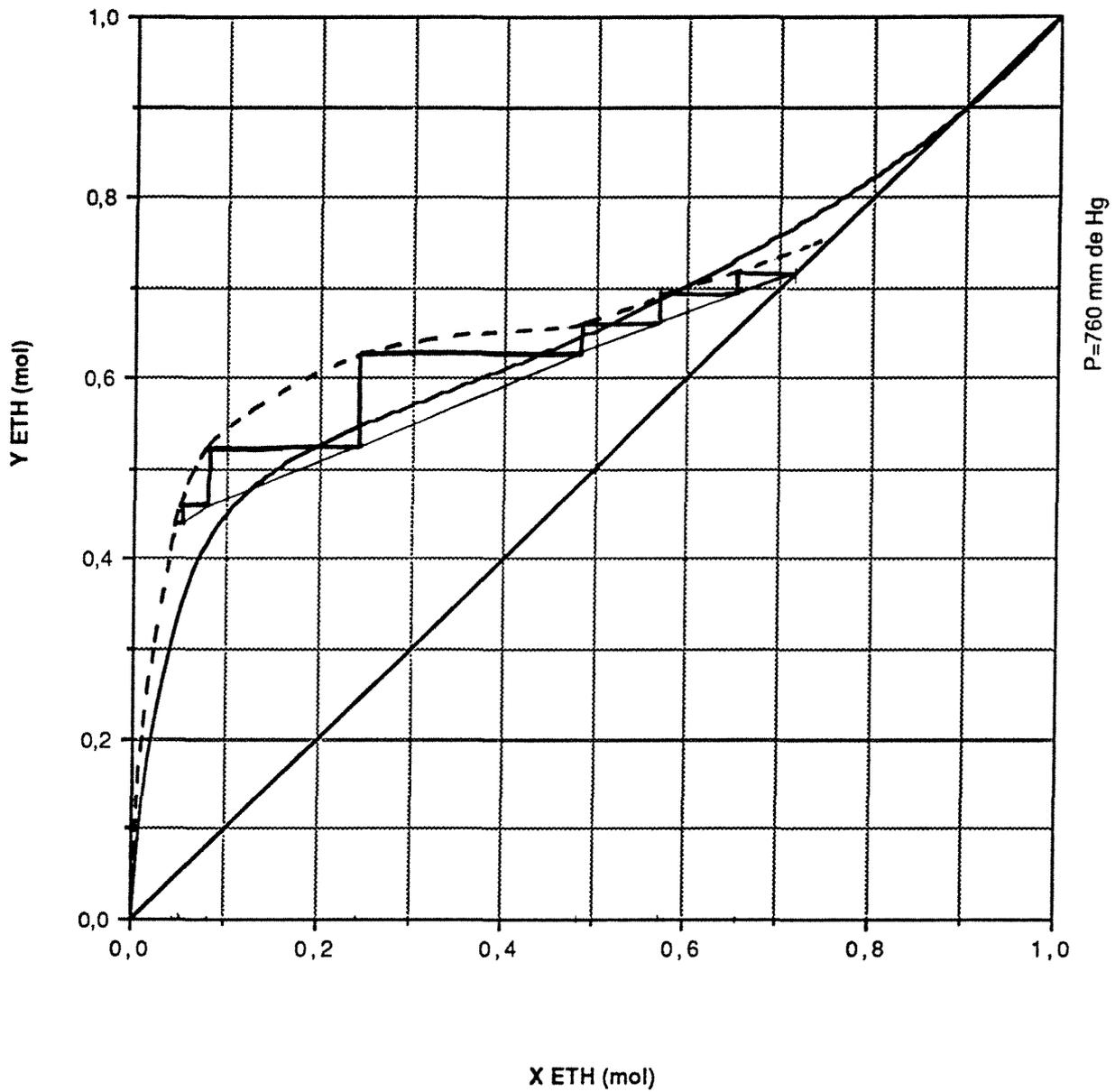
x_A	0,4398	
A	0,3595	mol/s
x_D	0,7223	
D	0,2099	mol/s
x_S	0,0433	
S	0,1495	mol/s
Q_C	13,66	kW
Débit eau	3,46	l/min
ΔT_{eau}	68,9 - 23,0	°C
Débit eau (cond. aux.)	6,03	l/min
ΔT_{eau}	27,7 - 23,0	°C
Q_B	13,93	kW
Débit huile	12,00	l/min
ΔT_{huile}	149,1 - 110,4	°C
Taux de reflux R	0,619	
Q_C/D	1702	kJ/kg
Efficacité	-----	%
η_{Ex}	-----	%

Remarques : Le faible taux de reflux implique un faible débit de liquide dans les plateaux. La construction de Mc CABE et THIELE prouvent une complète incohérence des résultats. Les erreurs proviennent d'un mauvais prélèvement de la phase liquide suite une émulsion trop ' gazeuse '.



X,Y MOL (éthanol)

Comparaison des résultats du 16.07.91 (1) avec les
isobares de bulle et de rosée à 760 mm de Hg
dans le diagramme T-X,Y du couple EAU / ETHANOL

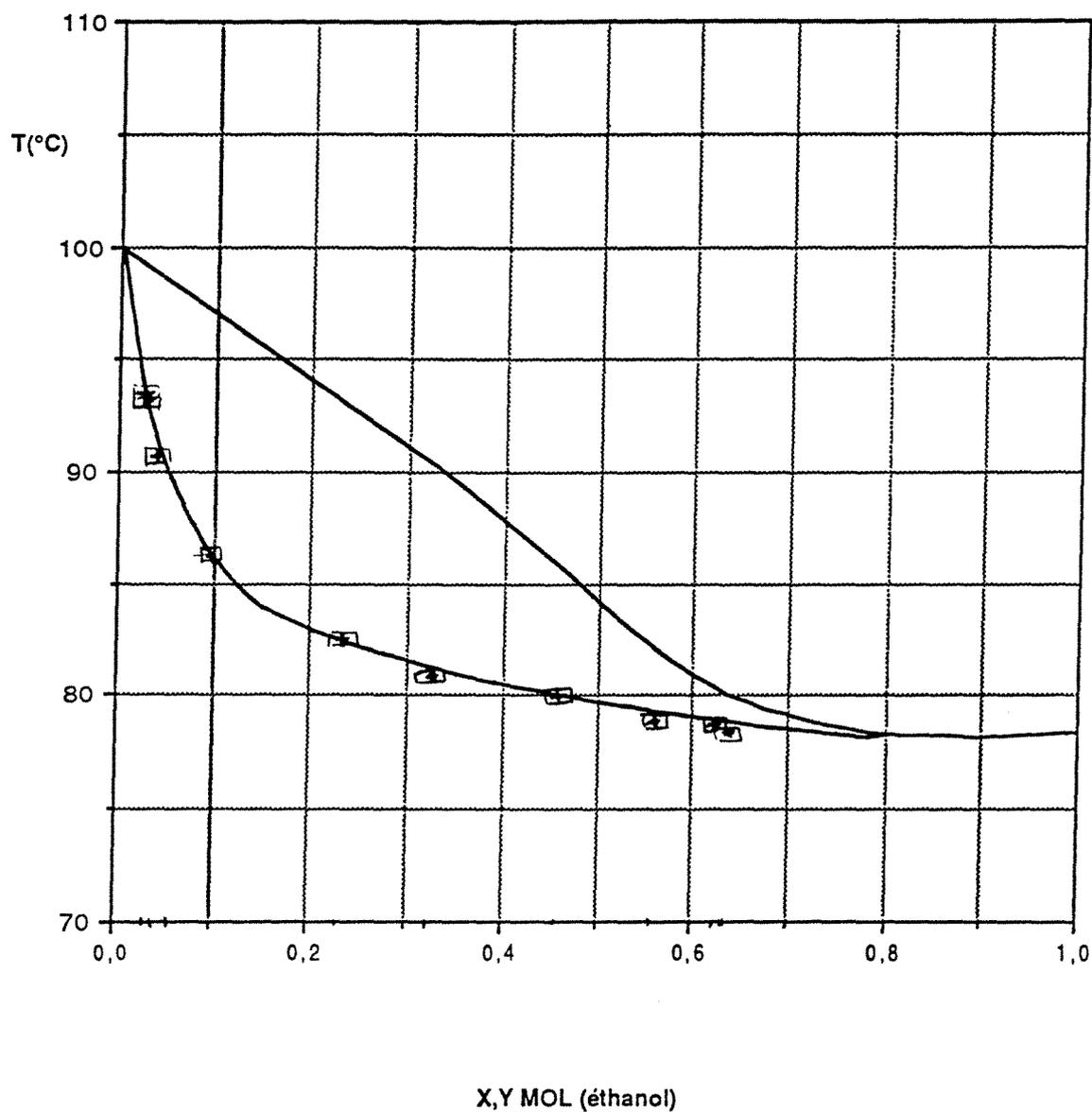


Construction de Mc CABE et THIELE à partir des données
 expérimentales pour x et des valeurs calculées numériquement pour y
 Expérience du 16.07.91 (1)

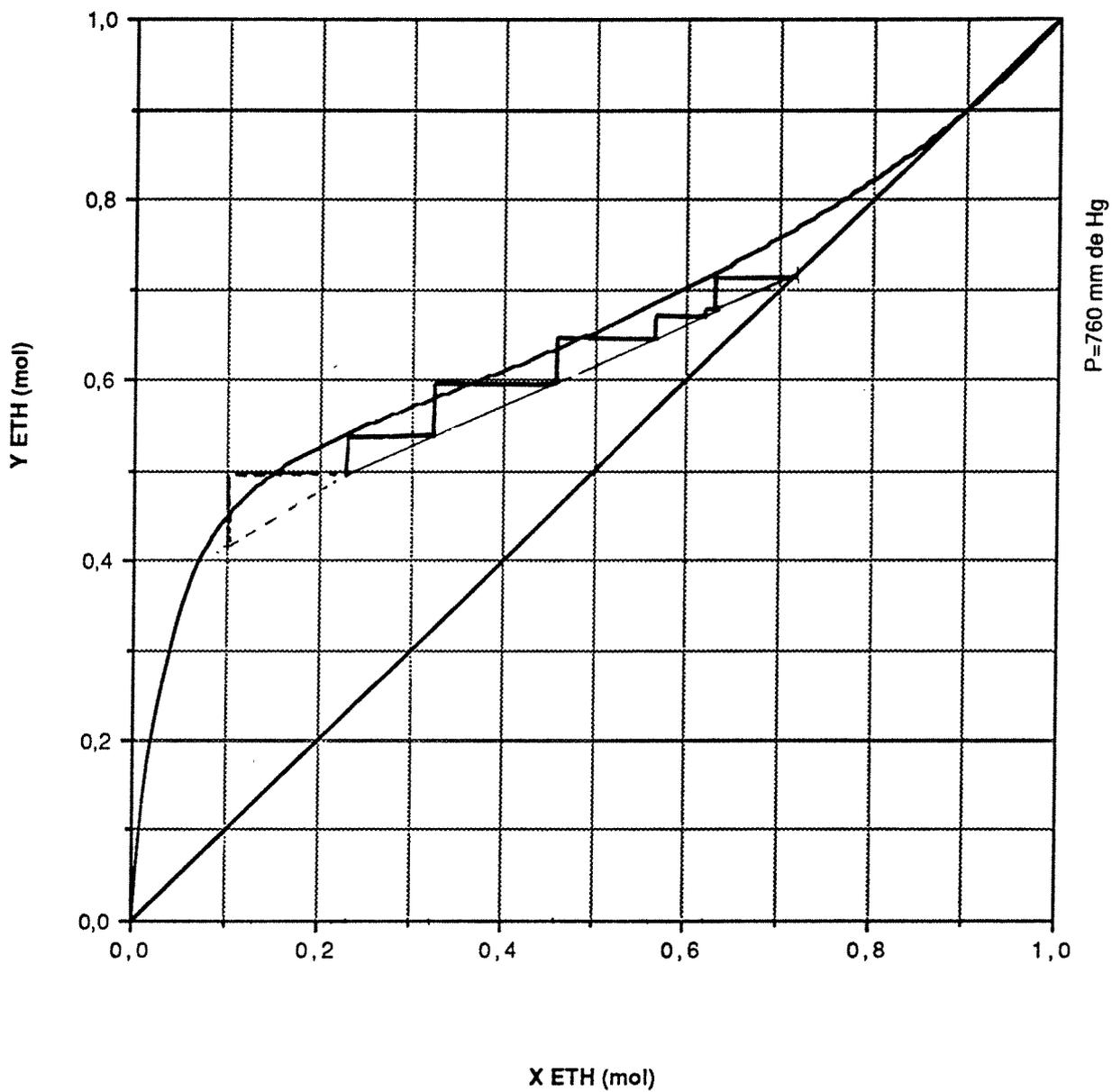
EXPERIENCE 160791 (2)

x_A	0,4124	
A	0,3584	mol/s
x_D	0,7181	
D	0,1986	mol/s
x_S	0,0331	
S	0,1598	mol/s
Q_C	13,69	kW
Débit eau	3,52	l/min
ΔT_{eau}	68,3 - 23,0	°C
Débit eau	6,03	l/min
ΔT_{eau}	27,7 - 23,0	°C
Q_B	13,94	kW
Débit huile	12,00	l/min
ΔT_{huile}	150,3 - 111,6	°C
Taux de reflux R	0,717	
Q_C/D	1809	kJ/kg
Efficacité	-----	%
η_{Ex}	-----	%

Remarques : Comme précédemment, le taux de reflux est trop faible, la quantité de liquide est insuffisante pour permettre un bon prélèvement. Le plateau fonctionne toujours dans un régime d'émulsion correct, mais il n'est pas possible de déterminer la composition par le système d'échantillonnage actuel.



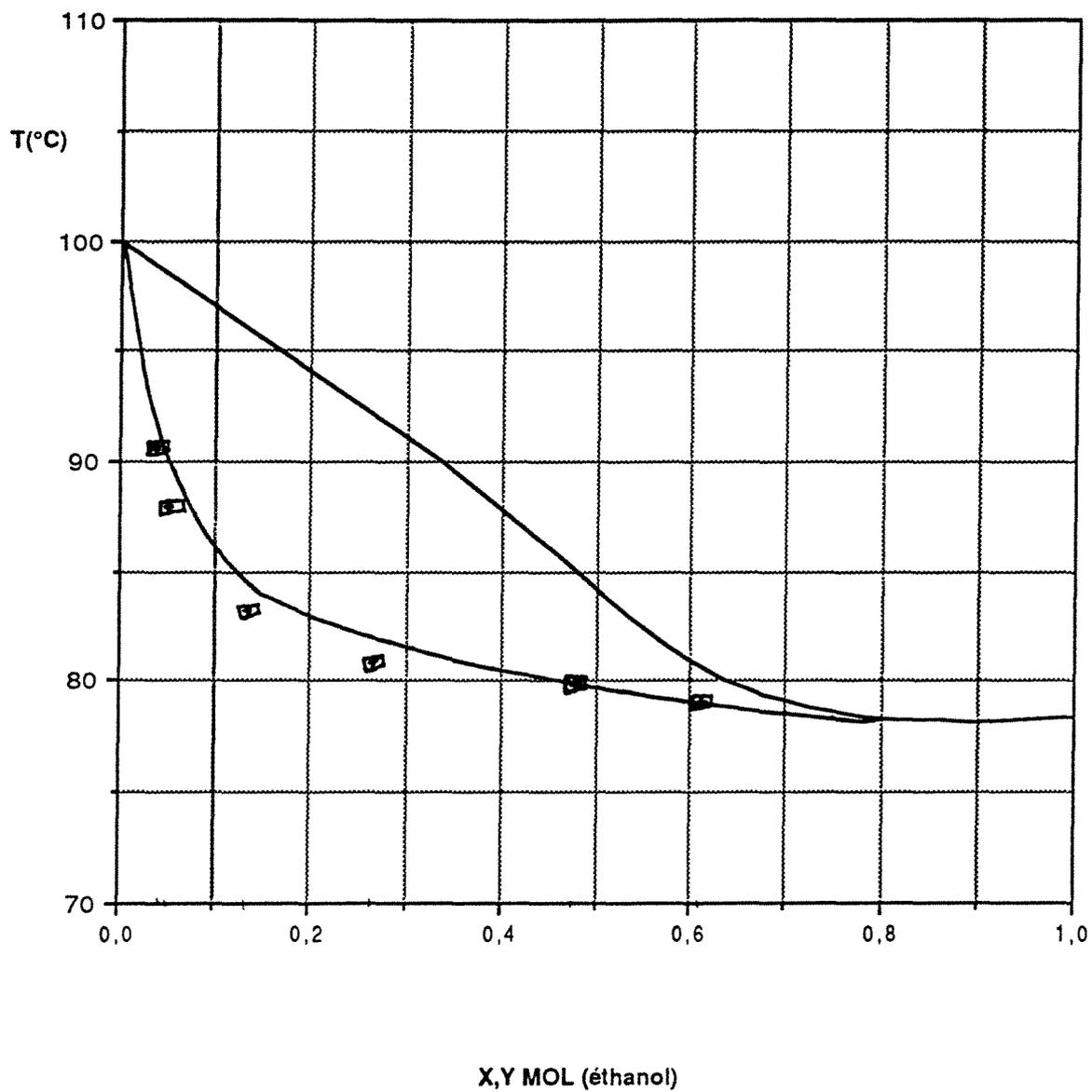
Comparaison des résultats du 16.07.91 (2) avec les isobares de bulle et de rosée à 760 mm de Hg dans le diagramme T-X,Y du couple EAU / ETHANOL



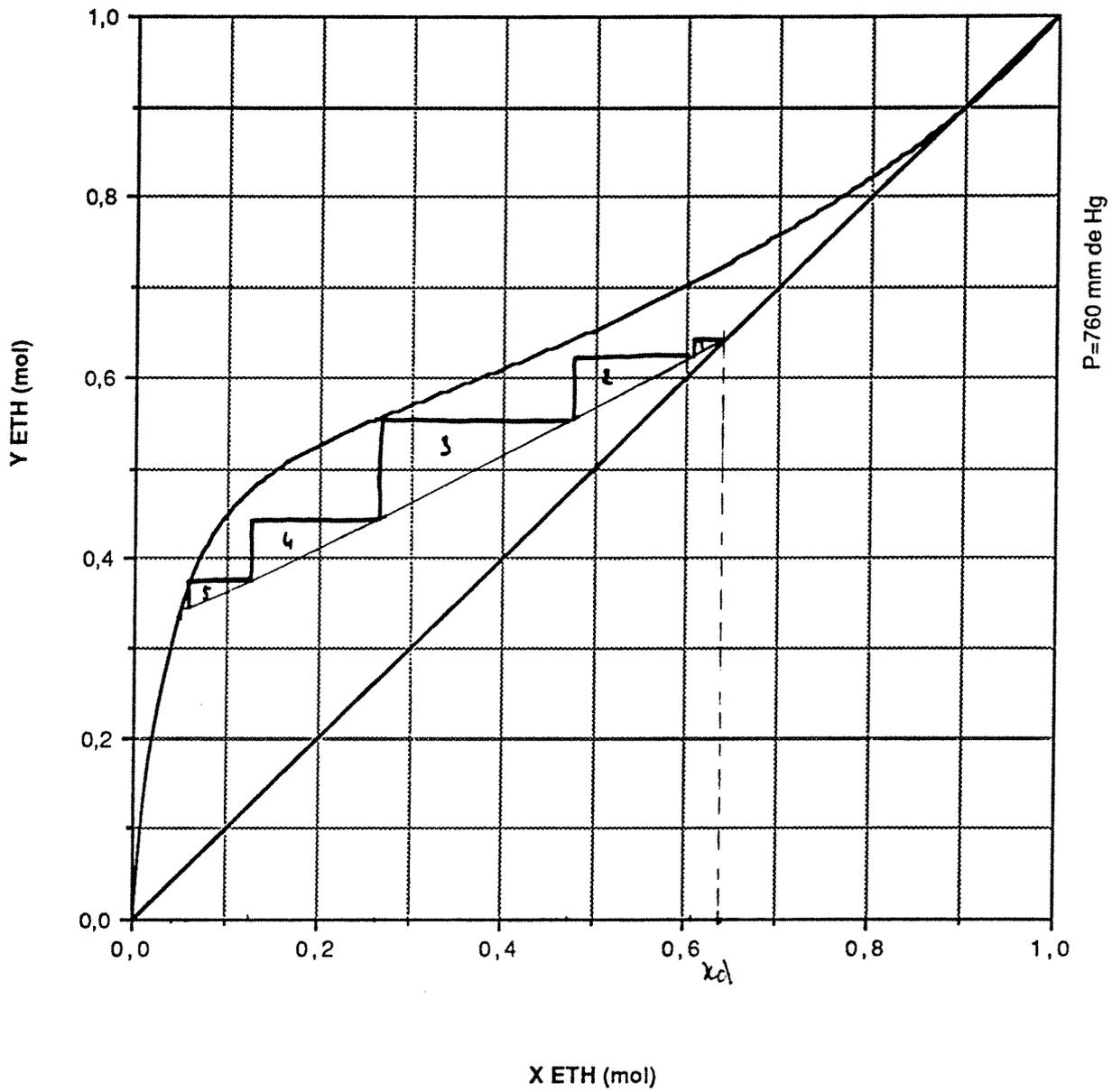
Construction de Mc CABE et THIELE à partir des données expérimentales pour x et des valeurs calculées numériquement pour y
Expérience du 16.07.91 (2)

EXPERIENCE 170791 (1)

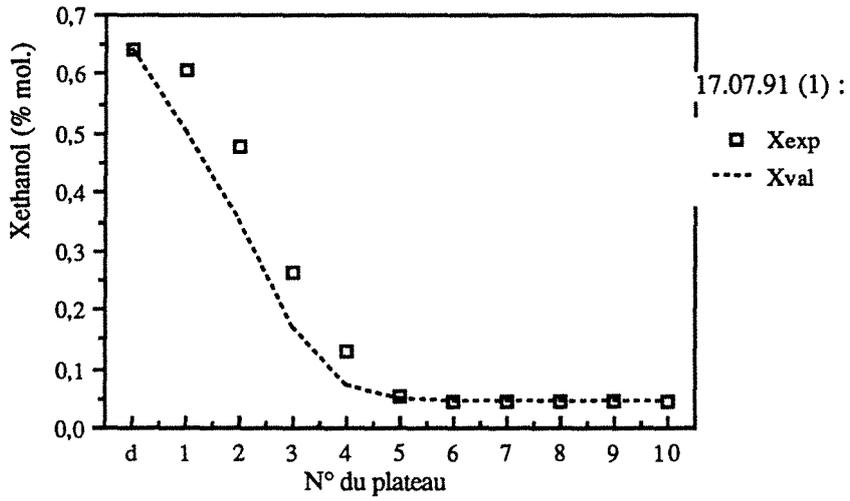
x_A	0,3386	
A	0,4049	mol/s
x_D	0,6406	
D	0,1998	mol/s
x_S	0,0445	
S	0,2051	mol/s
Q_C	15,81	kW
Débit eau	4,97	l/min
ΔT_{eau}	63,1 - 22,7	°C
Débit eau (cond. aux.)	6,04	l/min
ΔT_{eau}	25,6 - 22,7	°C
Q_B	16,07	kW
Débit huile	9,00	l/min
ΔT_{huile}	172,1 - 113,1	°C
Taux de reflux R	1,017	
Q_C/D	2202	kJ/kg
Efficacité	80,72	%
η_{Ex}	32,97	%



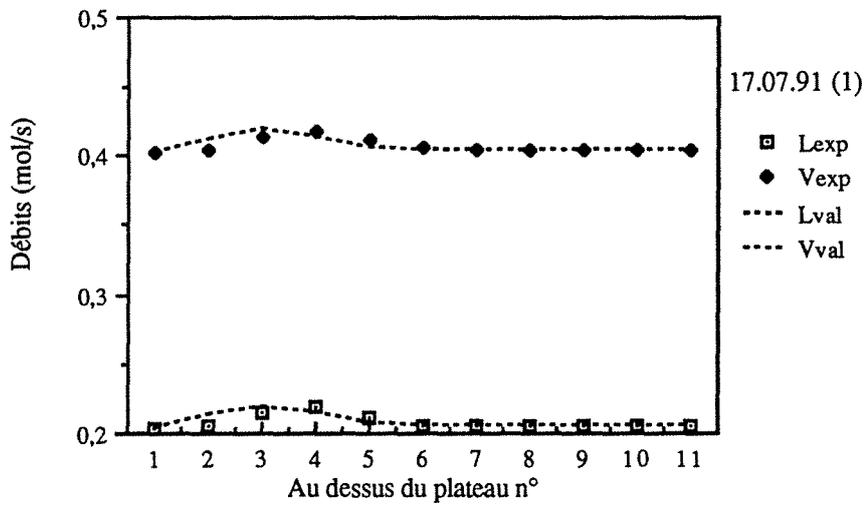
Comparaison des résultats du 17.07.91 (1) avec les isobares de bulle et de rosée à 760 mm de Hg dans le diagramme T-X,Y du couple EAU / ETHANOL



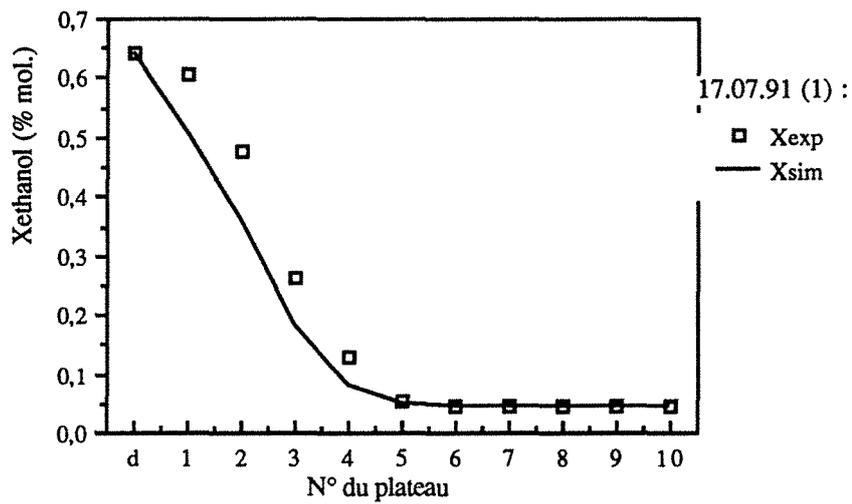
Construction de Mc CABE et THIELE à partir des données expérimentales pour x et des valeurs calculées numériquement pour y
Expérience du 17.07.91 (1)



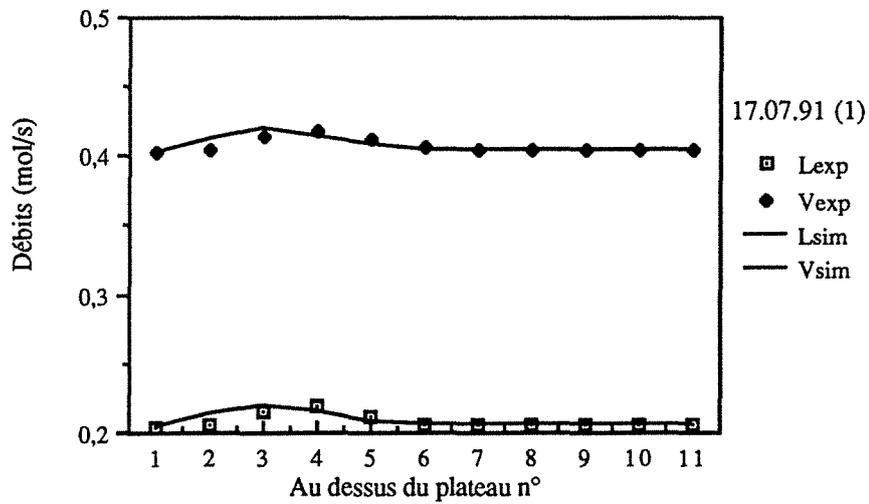
Variations de la composition liquide.
Validation des résultats ($E=0,8072$)



Variations des débits liquide et vapeur.
Validation des résultats ($E=0,8072$)



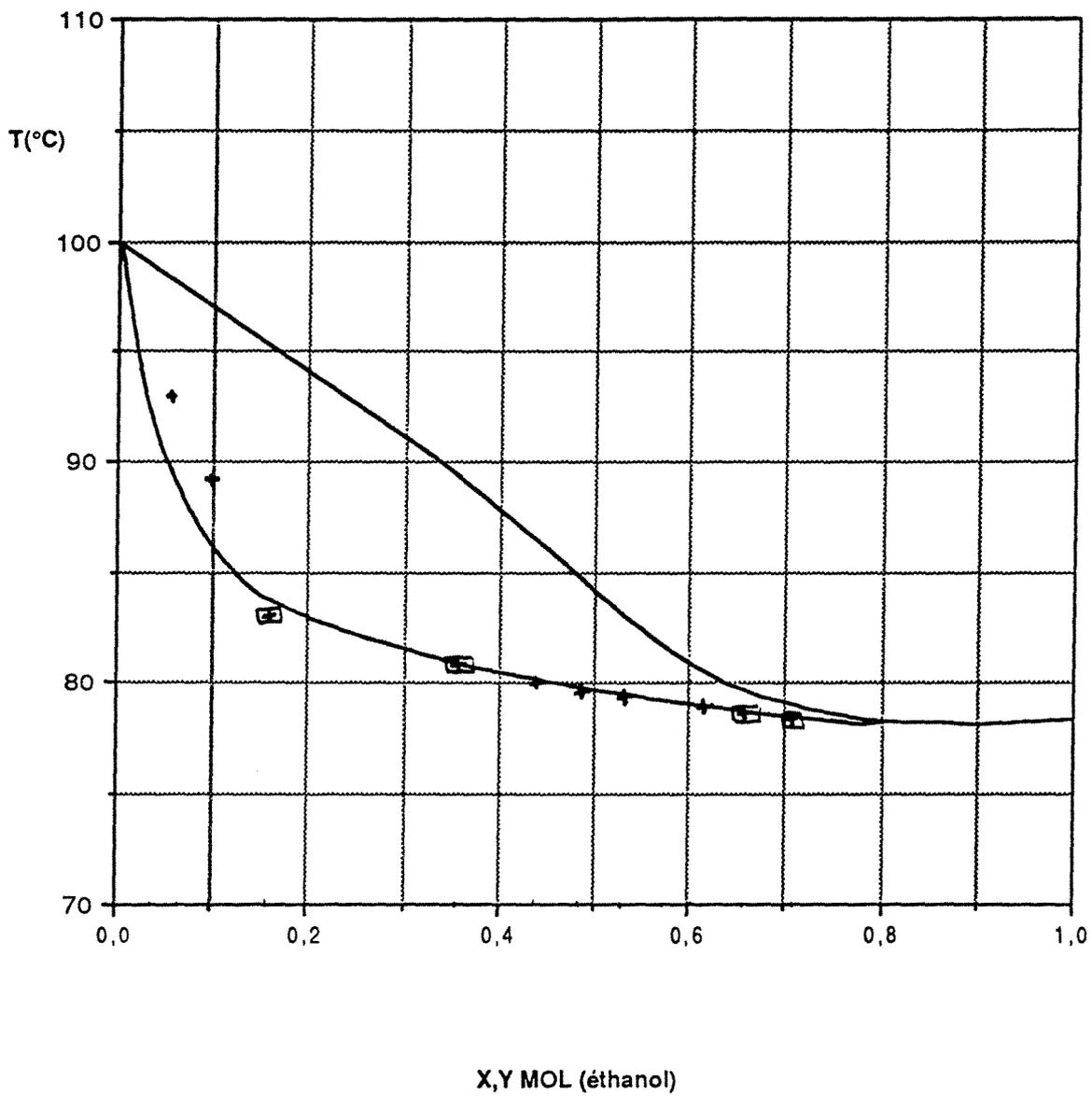
Variations de la composition liquide.
 Comparaison avec la simulation (E=0,78)



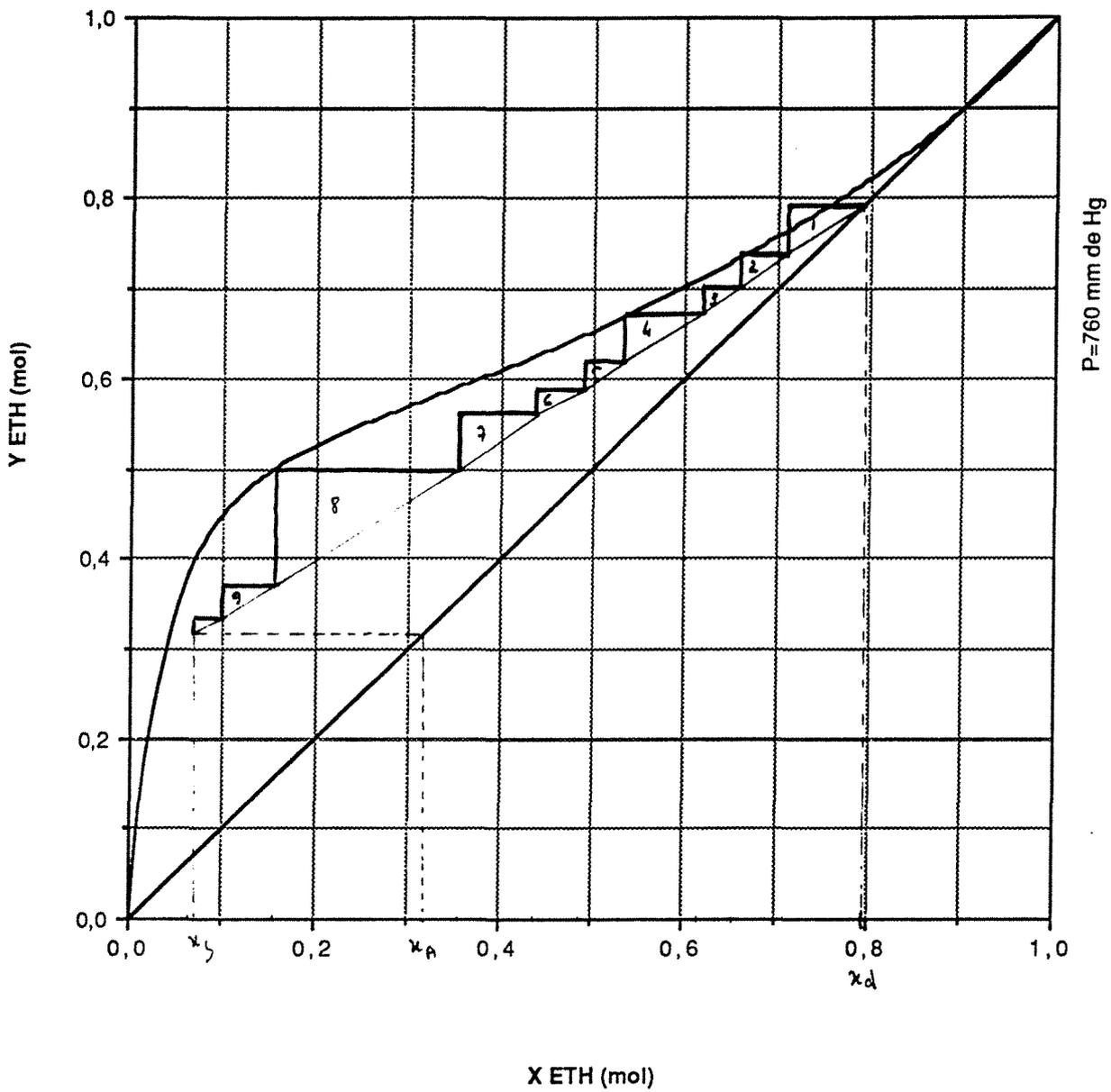
Variations des débits liquide et vapeur.
 Comparaison avec la simulation (E=0,78)

EXPERIENCE 170791 (2)

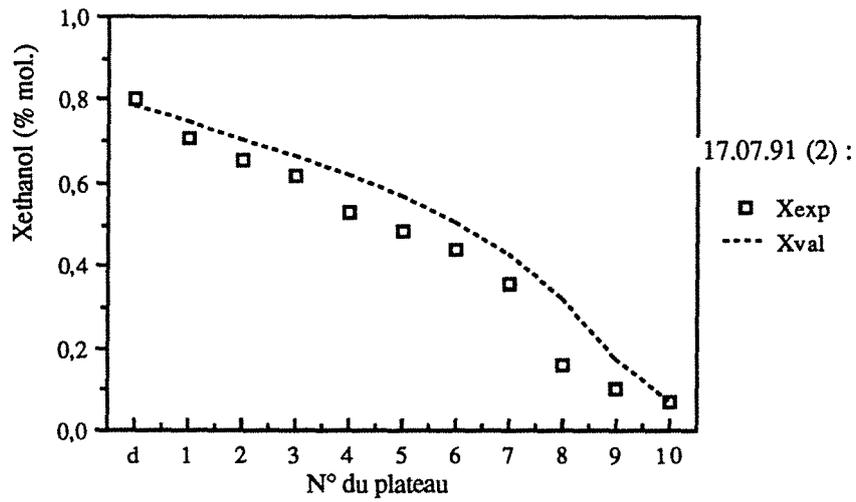
x_A	0,3186	
A	0,3757	mol/s
x_D	0,7997	
D	0,1288	mol/s
x_S	0,0678	
S	0,2470	mol/s
Q_C	14,81	kW
Débit eau	4,97	l/min
ΔT_{eau}	62,2 - 22,6	°C
Q_B	15,06	kW
Débit huile	9,00	l/min
ΔT_{huile}	172,8 - 117,5	°C
Taux de reflux R	1,83	
Q_C/D	2848	kJ/kg
Efficacité	70,00	%
η_{Ex}	30,68	%



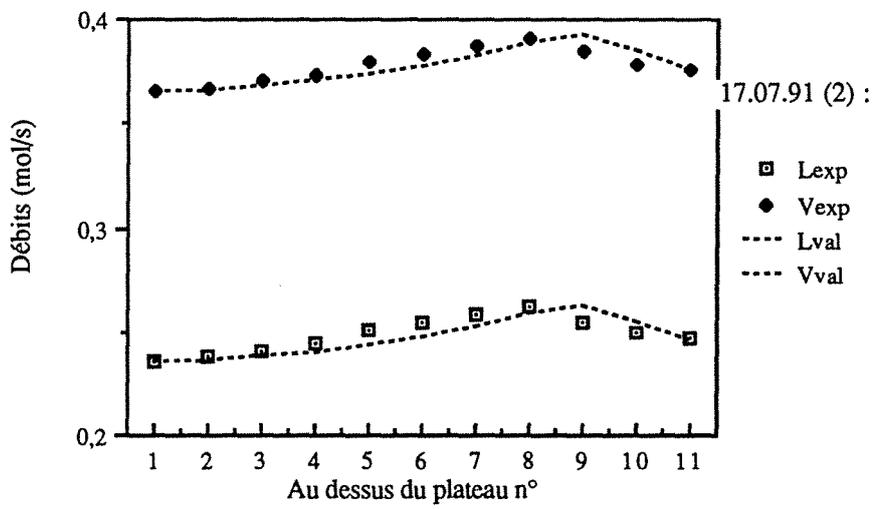
Comparaison des résultats du 17.07.91 (2) avec les isobares de bulle et de rosée à 760 mm de Hg dans le diagramme T-X,Y du couple EAU / ETHANOL



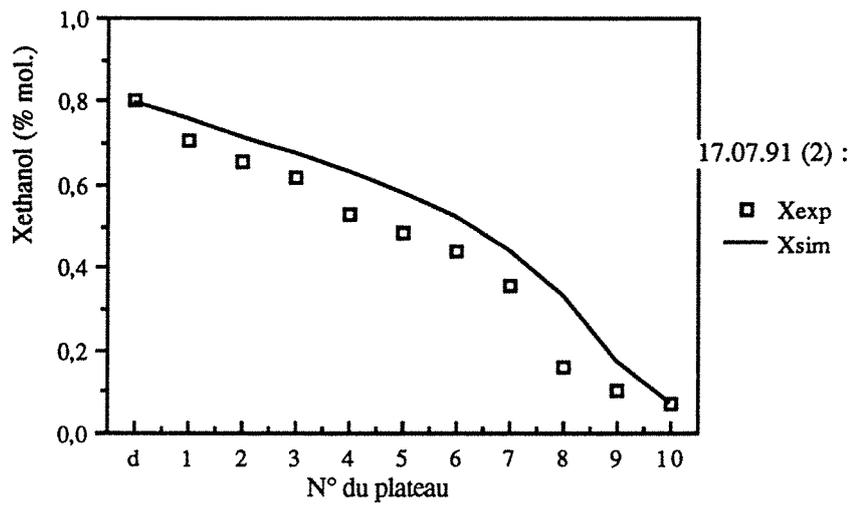
Construction de Mc CABE et THIELE à partir des données expérimentales pour x et des valeurs calculées numériquement pour y
Expérience du 17.07.91 (2)



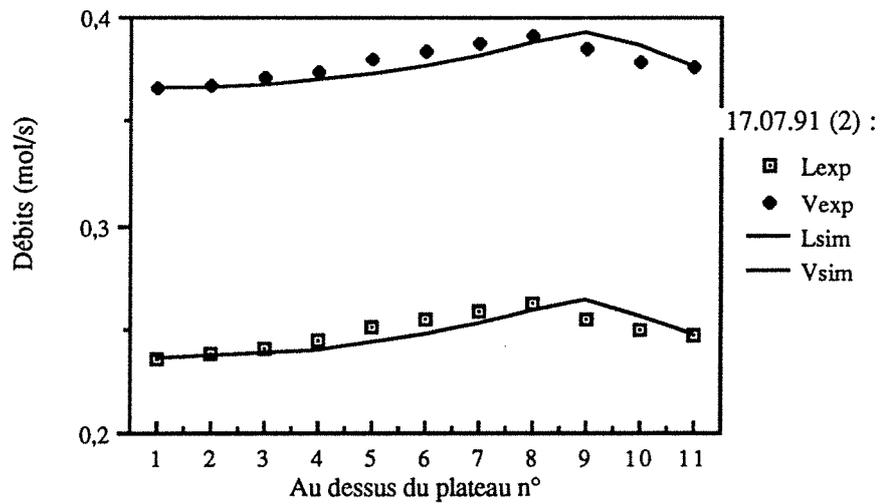
Variations de la composition liquide.
Validation des résultats ($E=0,7000$)



Variations des débits liquide et vapeur.
Validation des résultats ($E=0,7000$)



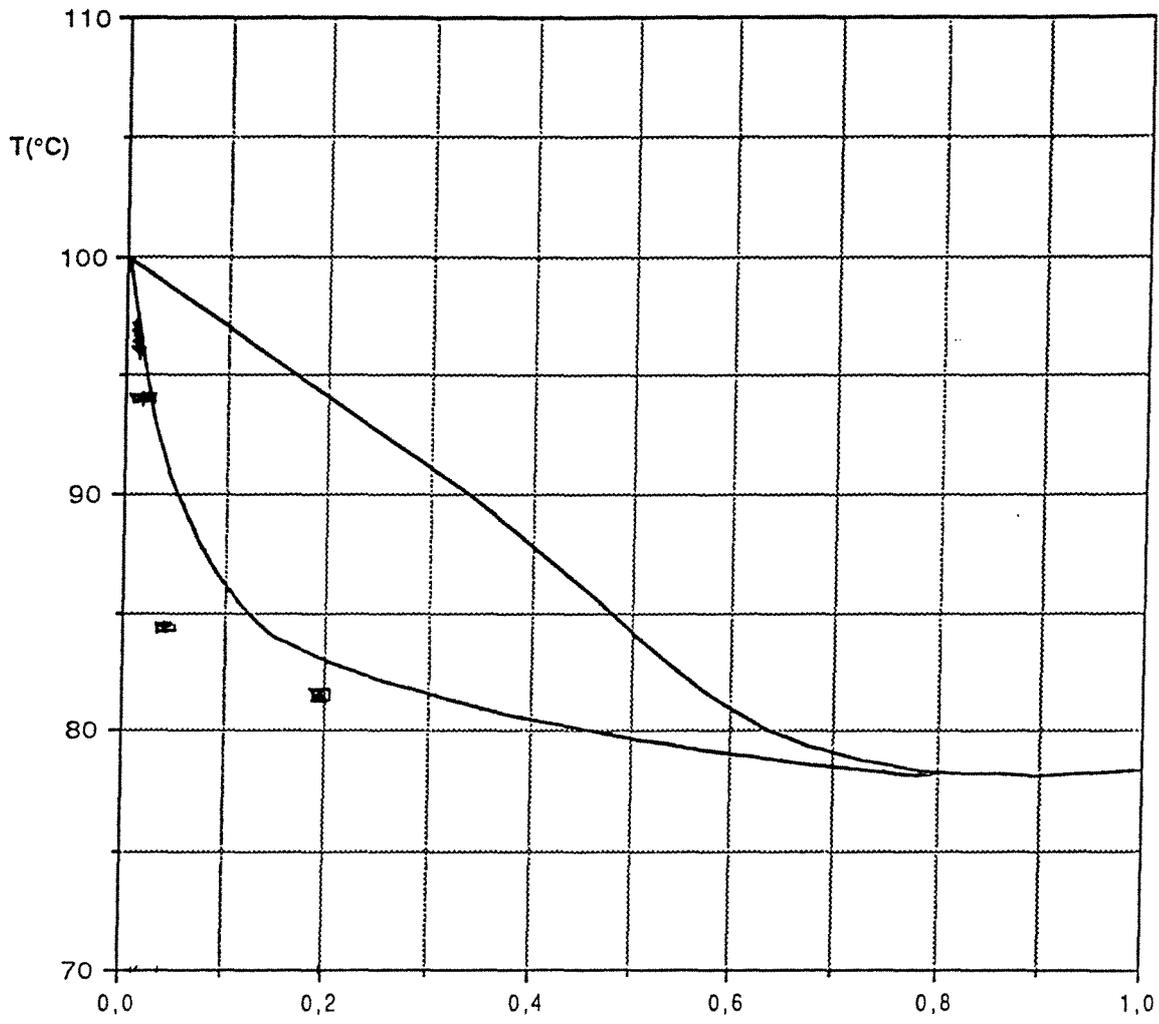
Variations de la composition liquide.
 Comparaison avec la simulation (E=0,78)



Variations des débits liquide et vapeur.
 Comparaison avec la simulation (E=0,78)

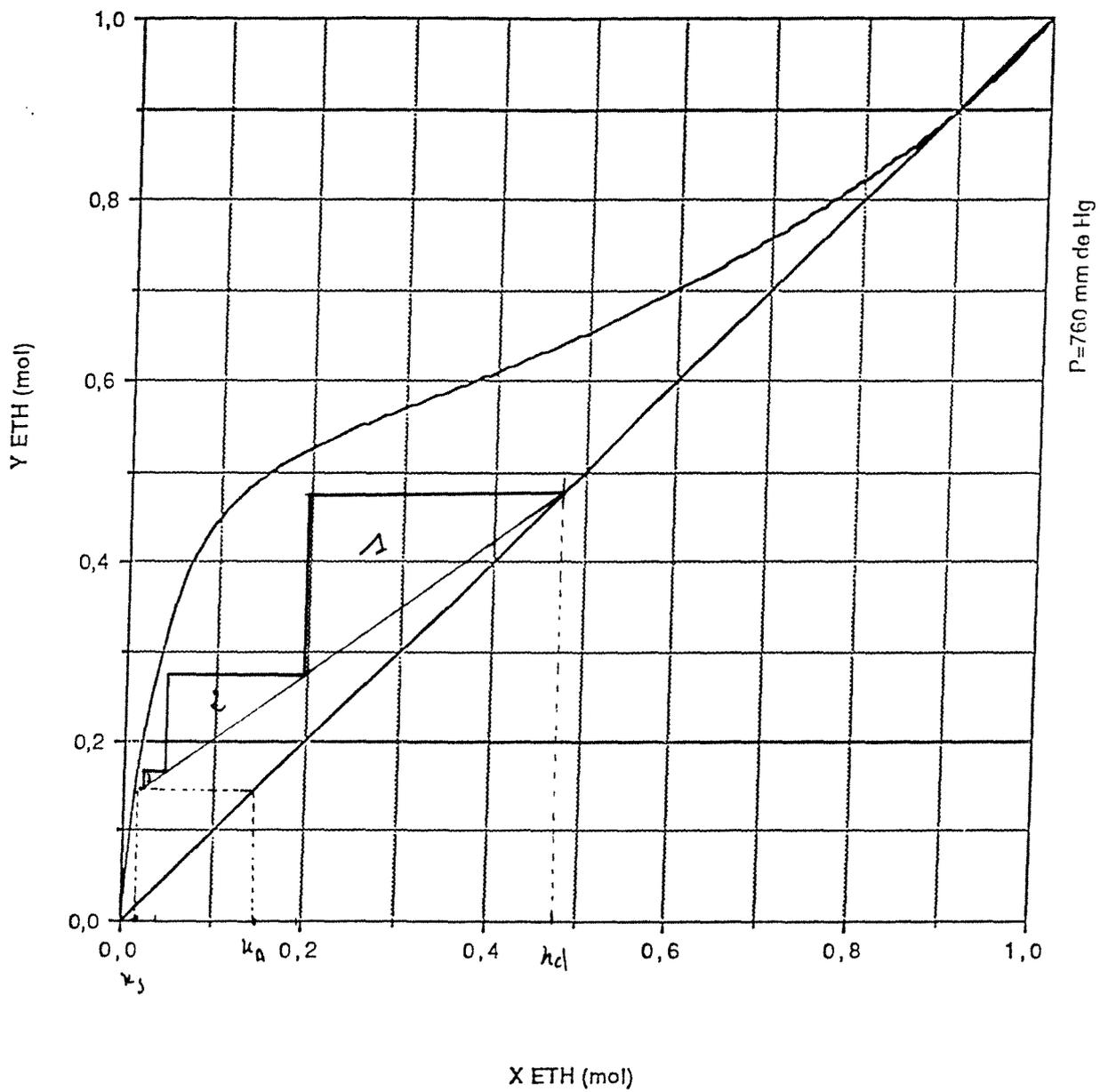
EXPERIENCE 181091 (1)

x_A	0,1451	
A	0,4780	mol/s
x_D	0,4749	
D	0,1357	mol/s
x_S	0,0145	
S	0,3423	mol/s
Q_C	19,44	kW
Débit eau	5,07	l/min
ΔT_{eau}	63,9 - 15,2	°C
Débit eau (cond. aux.)	5,00	l/min
ΔT_{eau}	20 - 15,2	°C
Q_B	19,71	kW
Débit huile	14,50	l/min
ΔT_{huile}	166,8 - 121,9	°C
Taux de reflux R	2,804	
Q_C/D	4578	kJ/kg
Efficacité	74,81	%
η_{Ex}	26,85	%

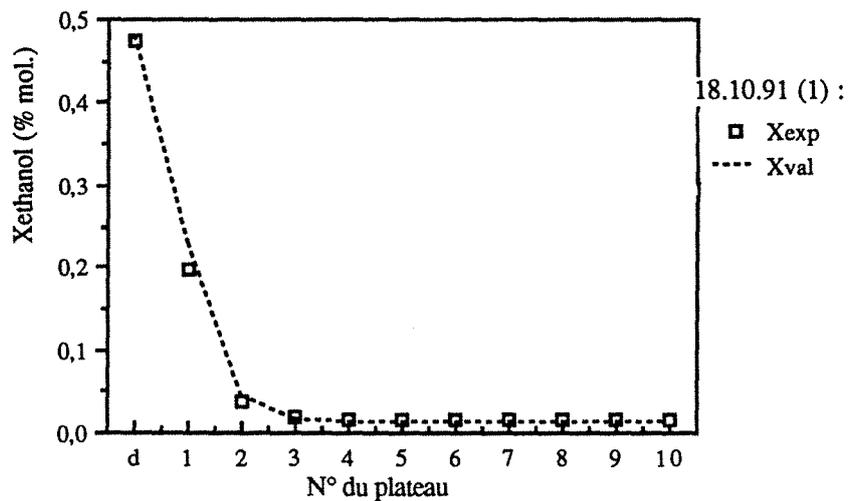


X,Y MOL (éthanol)

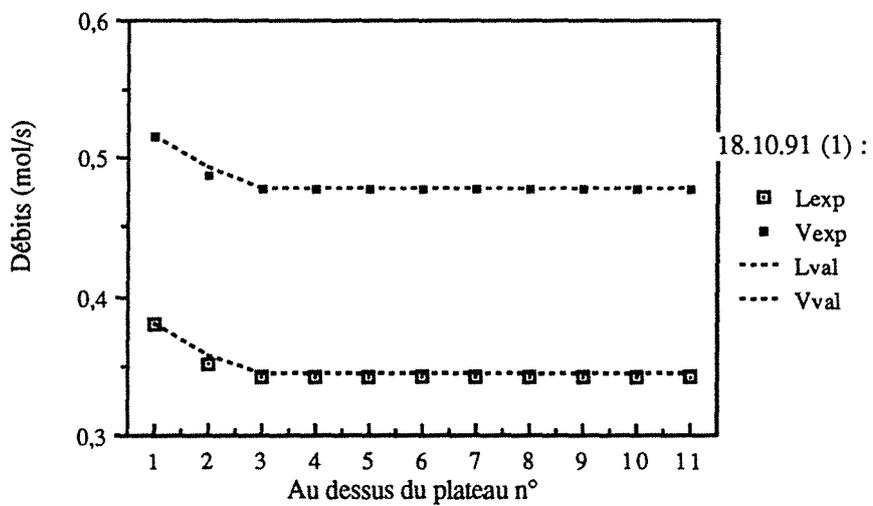
Comparaison des résultats du 18.10.91 (1) avec les isobares de bulle et de rosée à 760 mm de Hg dans le diagramme T-X,Y du couple EAU / ETHANOL



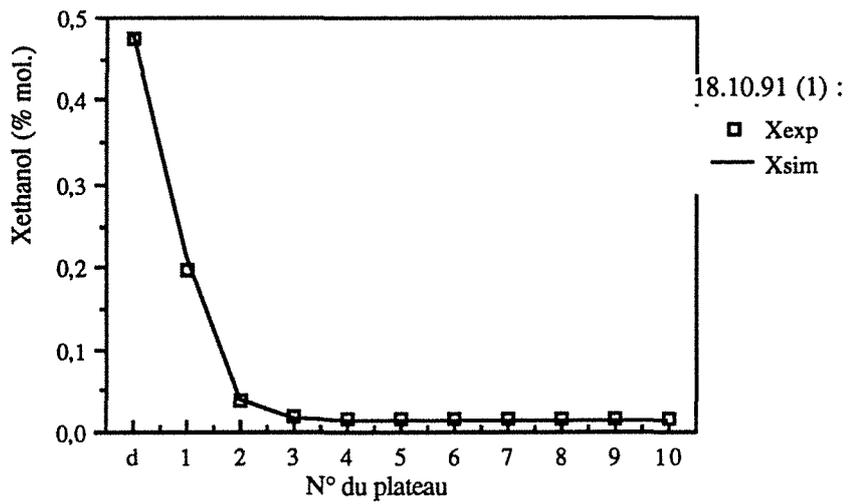
Construction de Mc CABE et THIELE à partir des données
 expérimentales pour x et des valeurs calculées numériquement pour y
 Expérience du 18.10.91 (1)



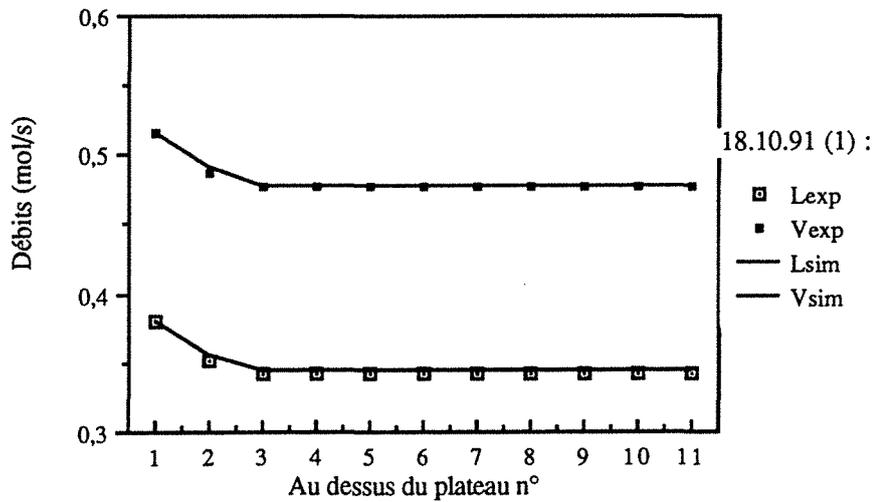
Variations de la composition liquide.
Validation des résultats ($E=0,7481$)



Variations des débits liquide et vapeur.
Validation des résultats ($E=0,7481$)



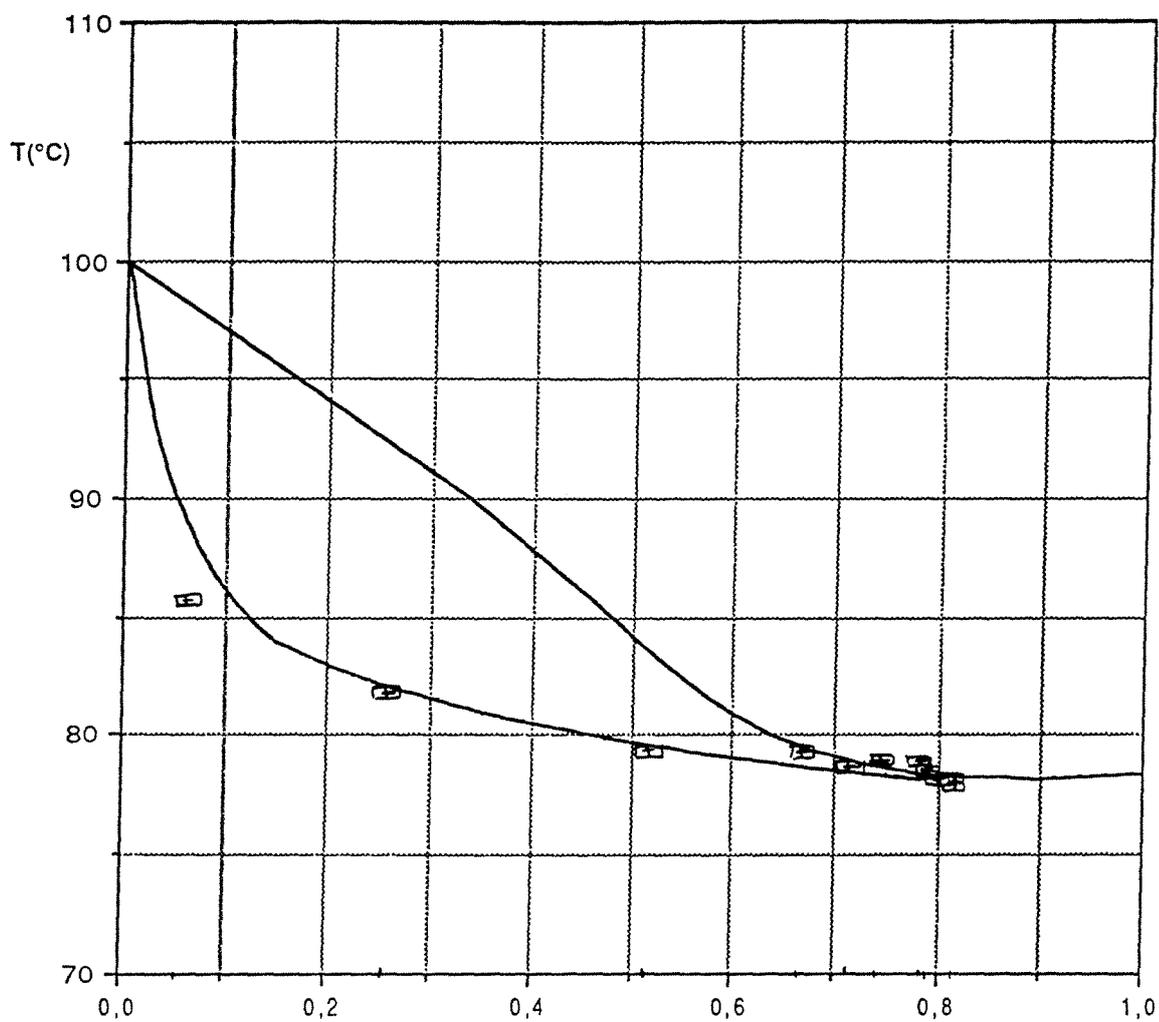
Variations de la composition liquide.
 Comparaison avec la simulation ($E=0,78$)



Variations des débits liquide et vapeur.
 Comparaison avec la simulation ($E=0,78$)

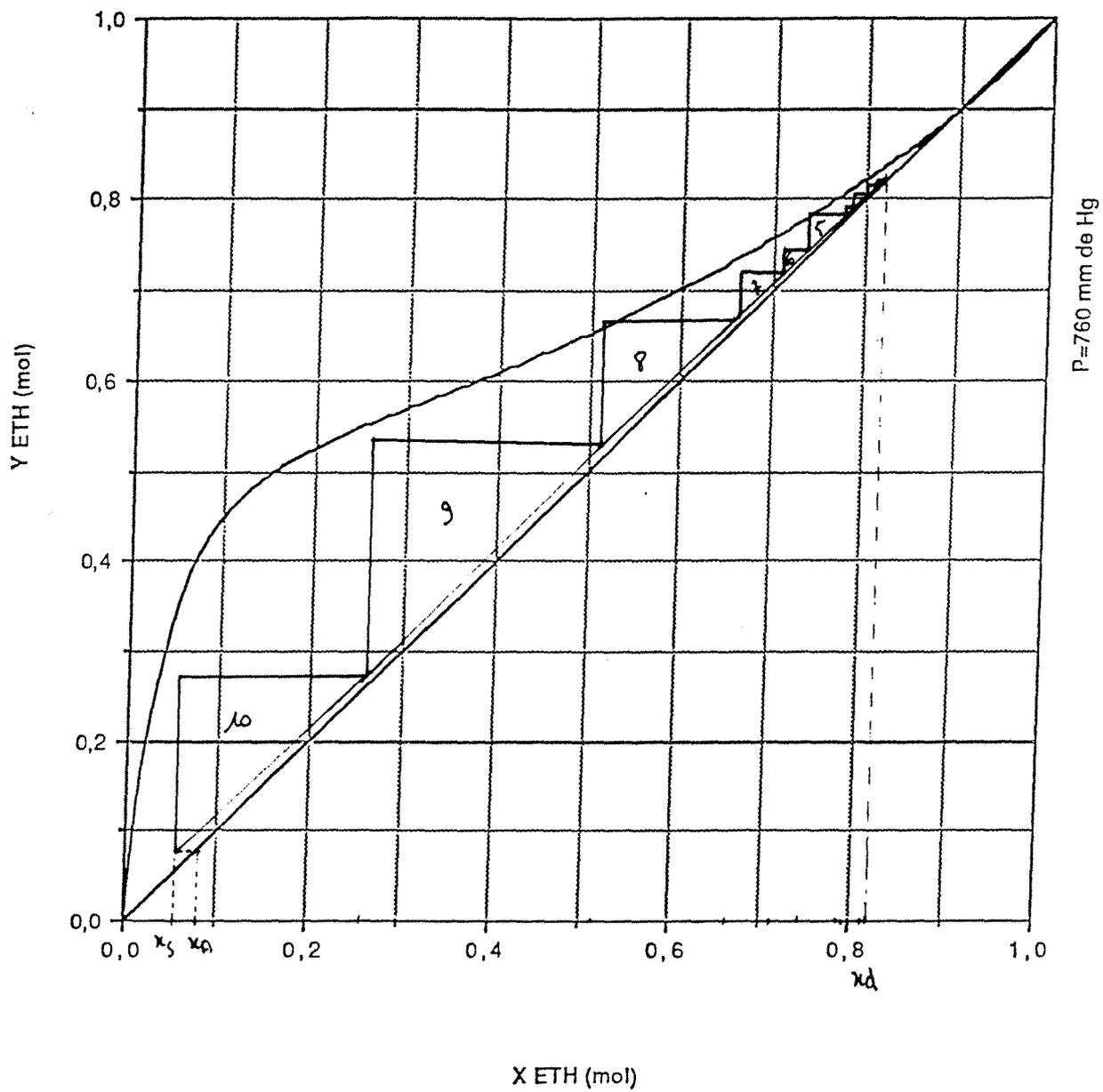
EXPERIENCE 181091 (2)

x_A	0,0776	
A	0,4341	mol/s
x_D	0,8203	
D	0,0124	mol/s
x_S	0,0557	
S	0,4218	mol/s
Q_C	17,52	kW
Débit eau	5,07	l/min
ΔT_{eau}	59,0 - 15,2	°C
Débit eau (cond. aux.)	4,90	l/min
ΔT_{eau}	19,4 - 15,2	°C
Q_B	17,77	kW
Débit huile	14,50	l/min
ΔT_{huile}	171,0 - 130,8	°C
Taux de reflux R	33,81	
Q_C/D	34 503	kJ/kg
Efficacité	74,53	%
η_{Ex}	24,05	%

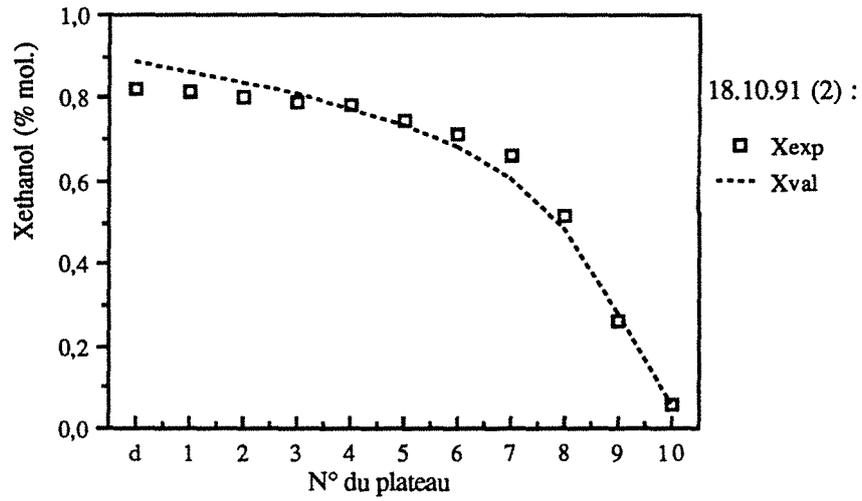


X,Y MOL (éthanol)

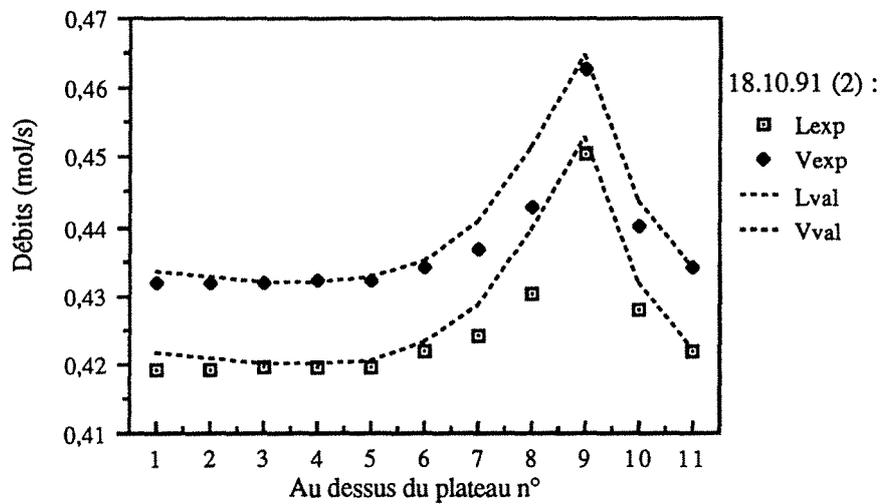
Comparaison des résultats du 18.10.91 (2) avec les isobares de bulle et de rosée à 760 mm de Hg dans le diagramme T-X,Y du couple EAU / ETHANOL



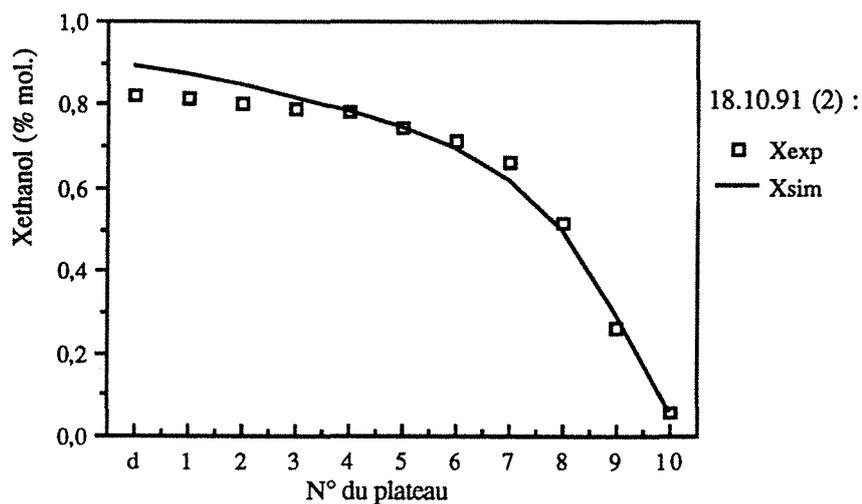
Construction de Mc CABBIE et THIELE à partir des données
 expérimentales pour x et des valeurs calculées numériquement pour y
 Expérience du 18.10.91 (2)



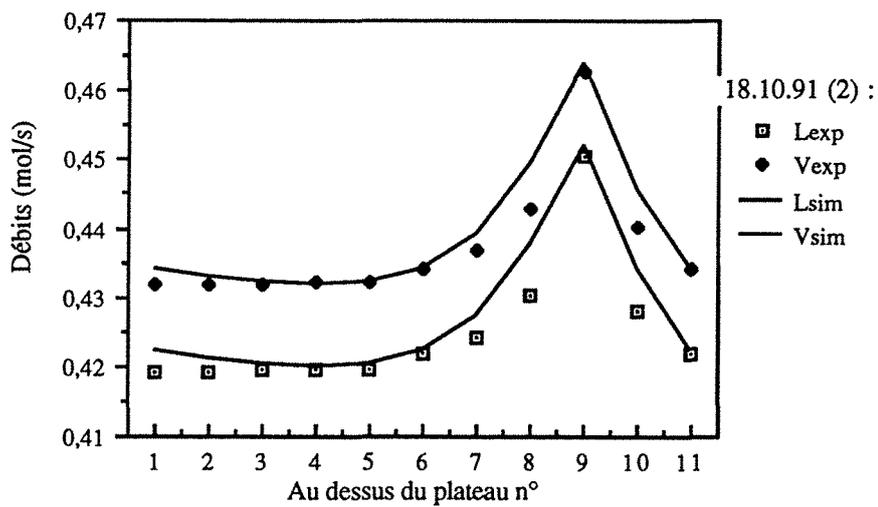
Variations de la composition liquide.
 Validation des résultats (E=0,7453)



Variations des débits liquide et vapeur.
 Validation des résultats (E=0,7453)

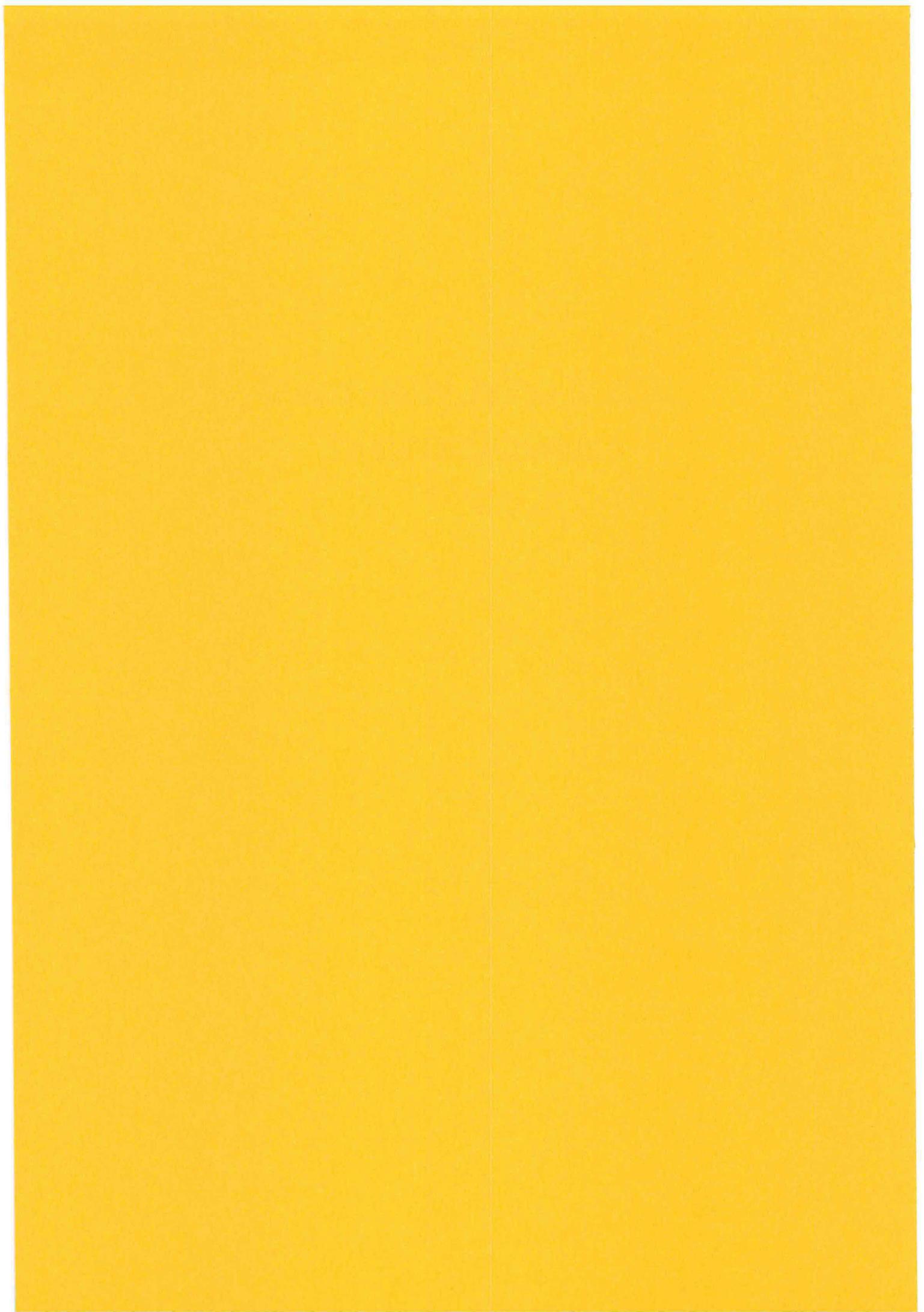


Variations de la composition liquide.
 Comparaison avec la simulation ($E=0,78$)



Variations des débits liquide et vapeur.
 Comparaison avec la simulation ($E=0,78$)

DISTILLATION DIABATIQUE
D'ENRICHISSEMENT

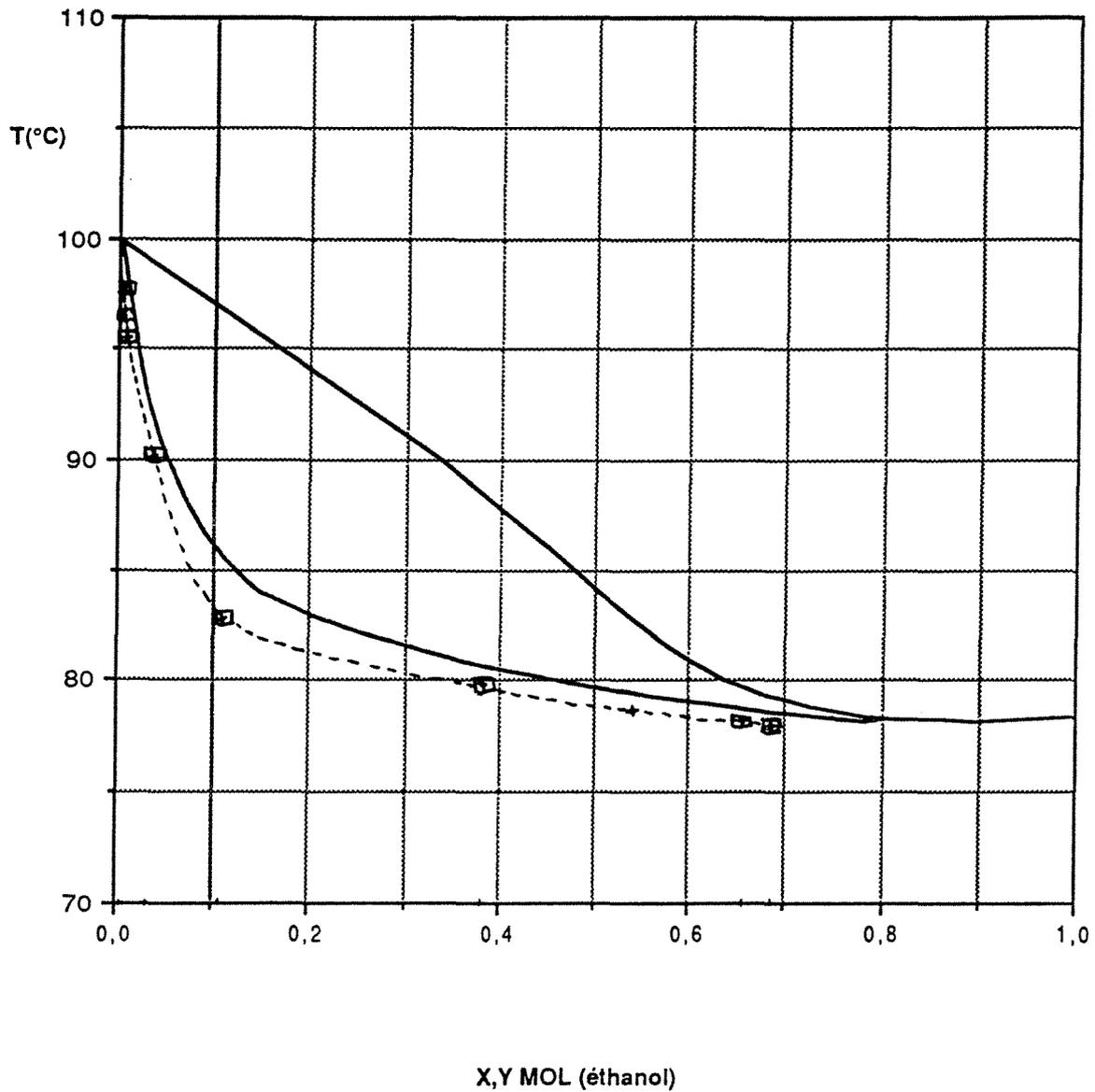


EXPERIENCE 160591(1)
cas DE2 : 10 serpentins en série

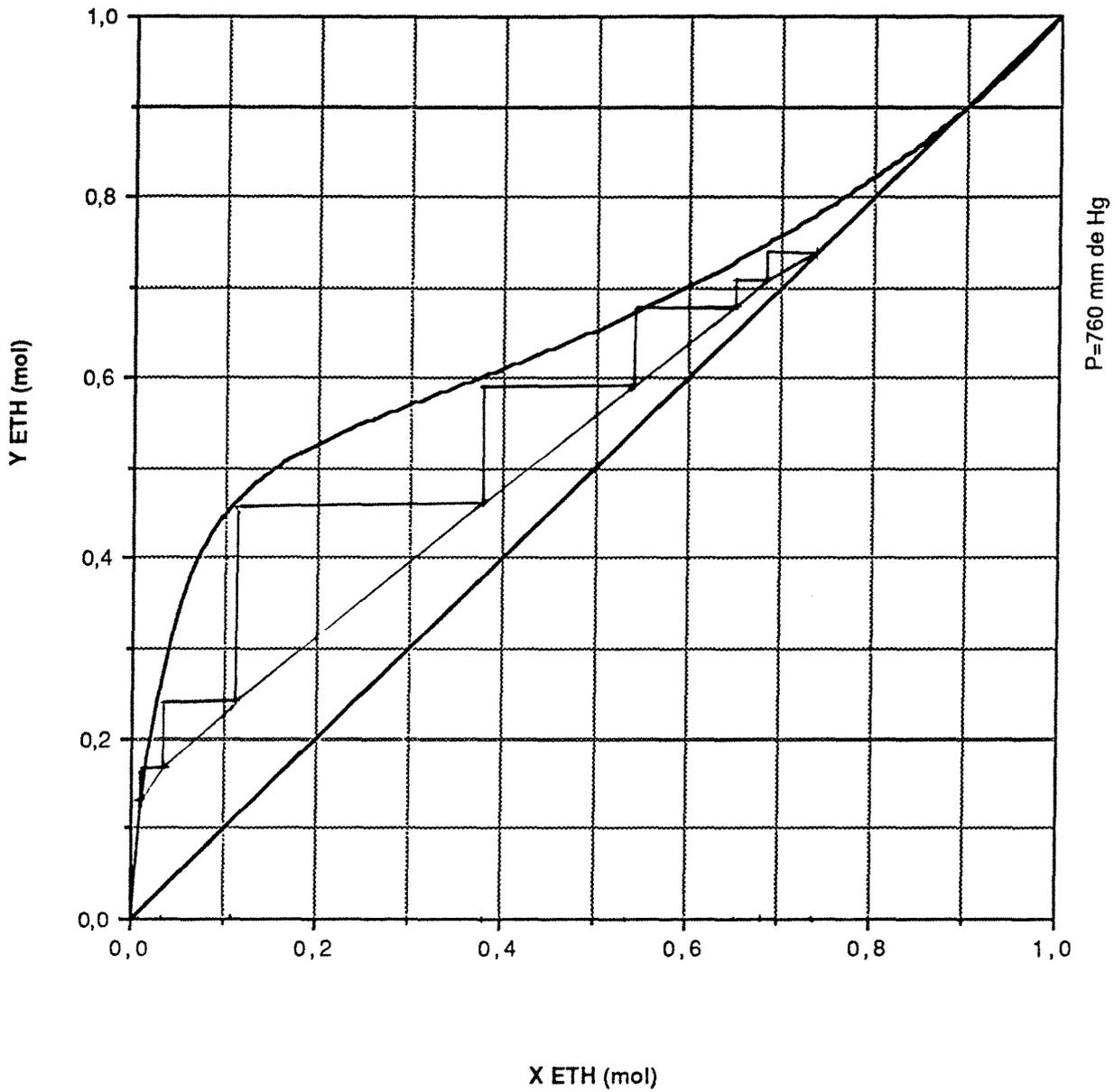
x_A	0,1313	
A	0,3226	mol/s
x_D	0,7409	
D	0,0525	mol/s
x_S	0,0075	
S	0,2681	mol/s
Q_B	13,55	kW
Débit huile	10,00	l/min
ΔT_{huile}	160,0 - 115,4	°C

plateau	Q (kW)	ΔT (°C)	Débit(l/min)
condenseur	1,38	22,7 - 13,9	2,27
1	2,39	41,4 - 26,2	2,26
2	1,99	54,2 - 41,4	2,26
3	1,38	63,1 - 54,2	2,26
4	1,13	70,5 - 63,1	2,26
5	1,13	77,8 - 70,5	2,26
6	1,35	86,6 - 77,8	2,26
7	0,99	93,1 - 86,6	2,26
8	0,35	95,4 - 93,1	2,26
9	0,15	96,4 - 95,4	2,26
10	0,08	96,9 - 96,4	2,26

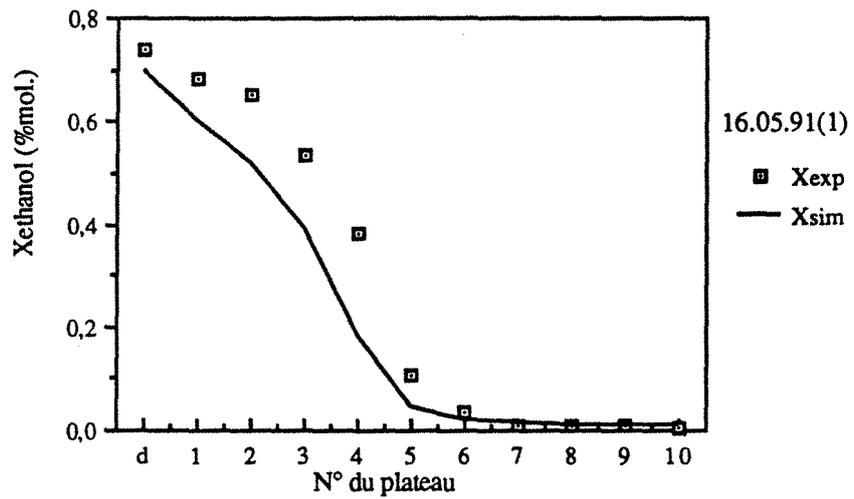
Efficacité	79,13	%
$\eta_{\text{Ex,sep}}$	41,30	%



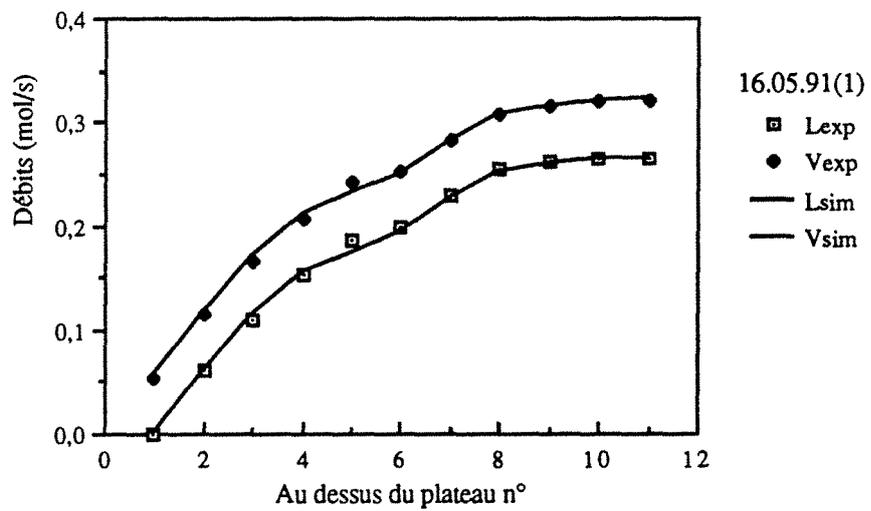
Comparaison des résultats du 16.05.91 (1) avec les isobares de bulle et de rosée à 760 mm de Hg dans le diagramme T-X, Y du couple EAU / ETHANOL. Distillation adiabatique DE2 avec 10 serpentins en série.



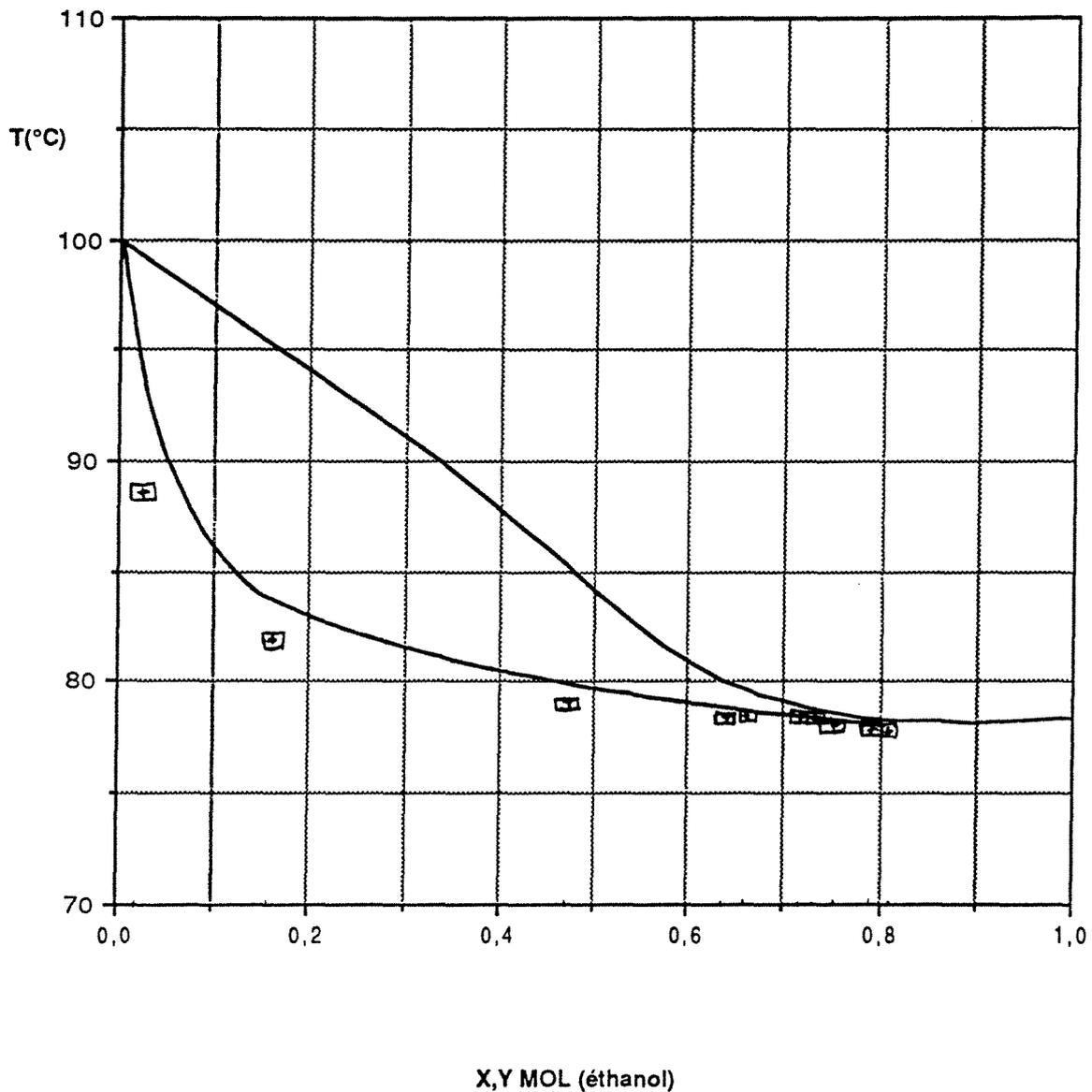
Construction de Mc CABE et THIELE à partir des données
 expérimentales pour x et des valeurs calculées numériquement pour y .
 Expérience diabatique DE2 du 16.05.91 (1) :
 10 serpentins en série.



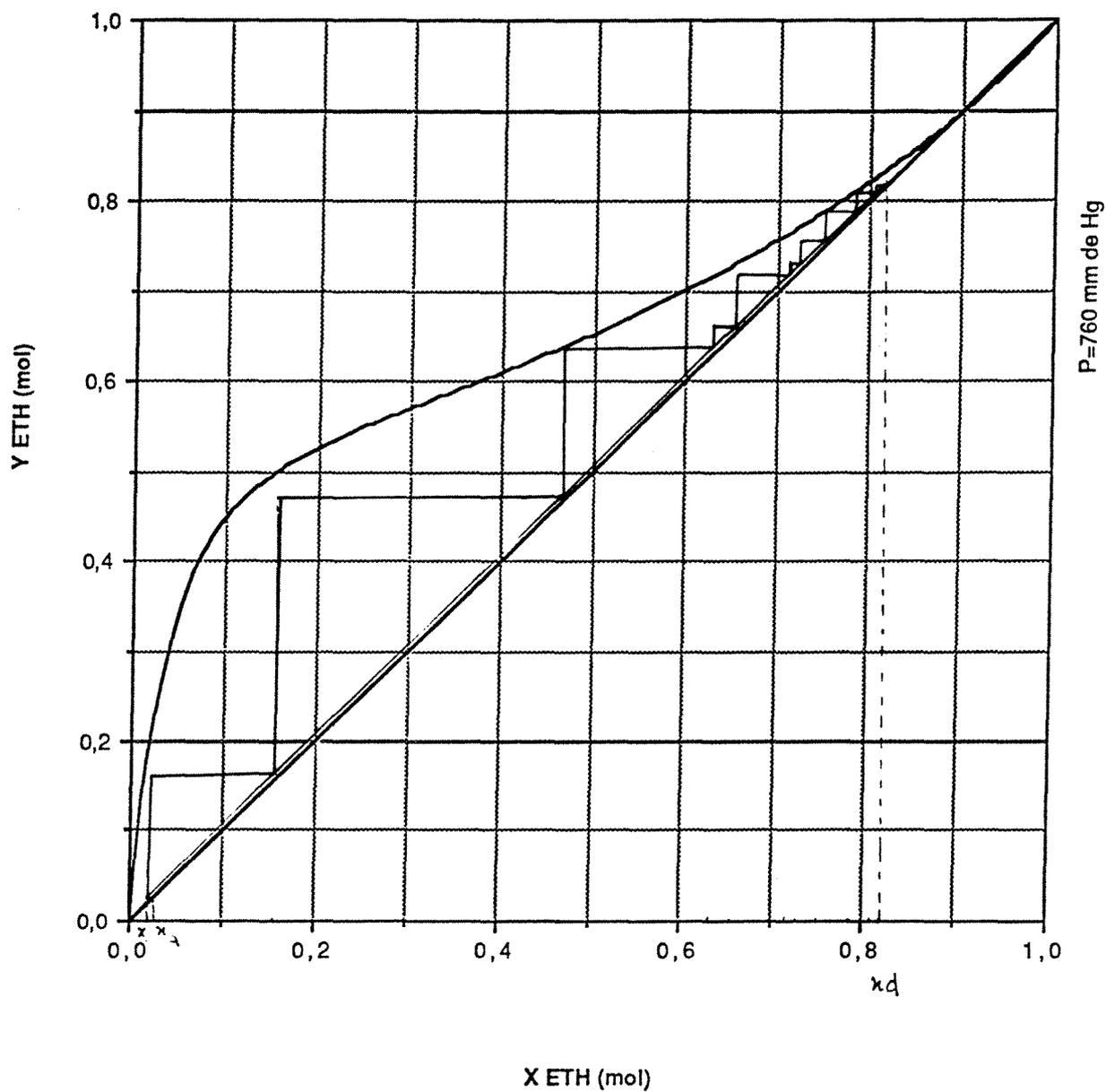
Variations de la composition liquide.
 Comparaison avec la simulation ($E=0,78$).



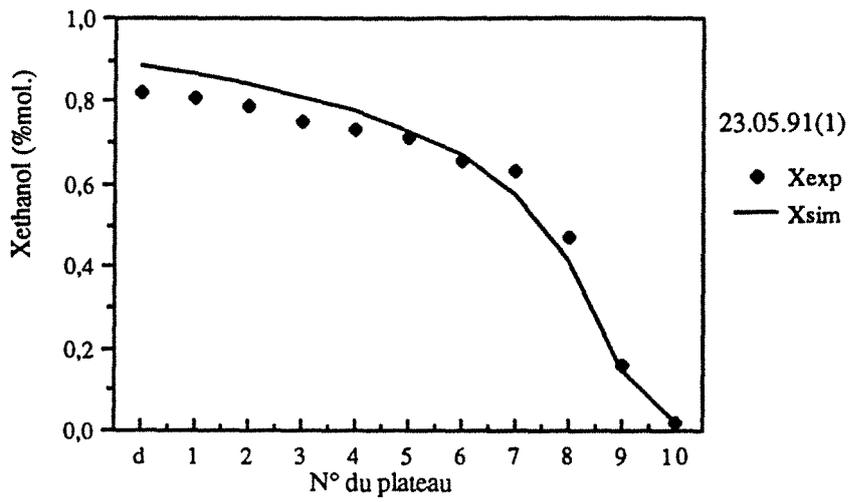
Variations des débits liquide et vapeur.
 Comparaison avec la simulation ($E=0,78$).



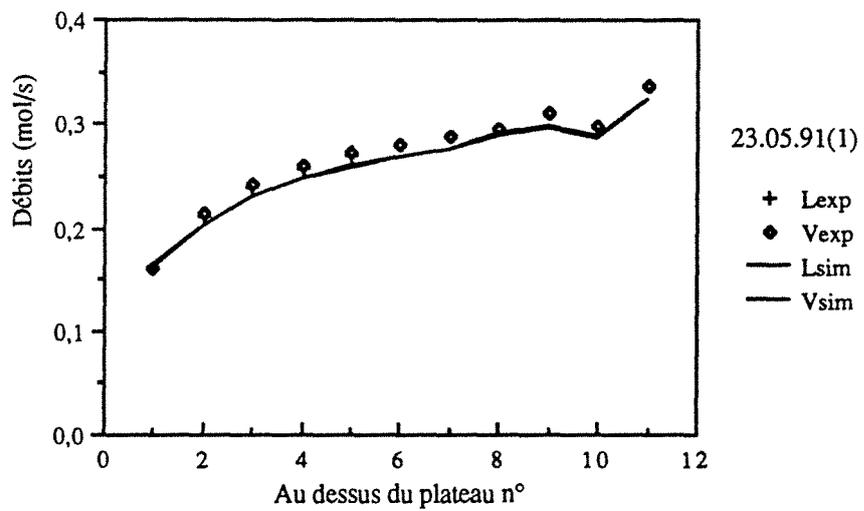
Comparaison des résultats du 23.05.91 (1) avec les isobares de bulle et de rosée à 760 mm de Hg dans le diagramme T-X,Y du couple EAU / ETHANOL. Distillation adiabatique DE1 avec 10 serpentins en série.



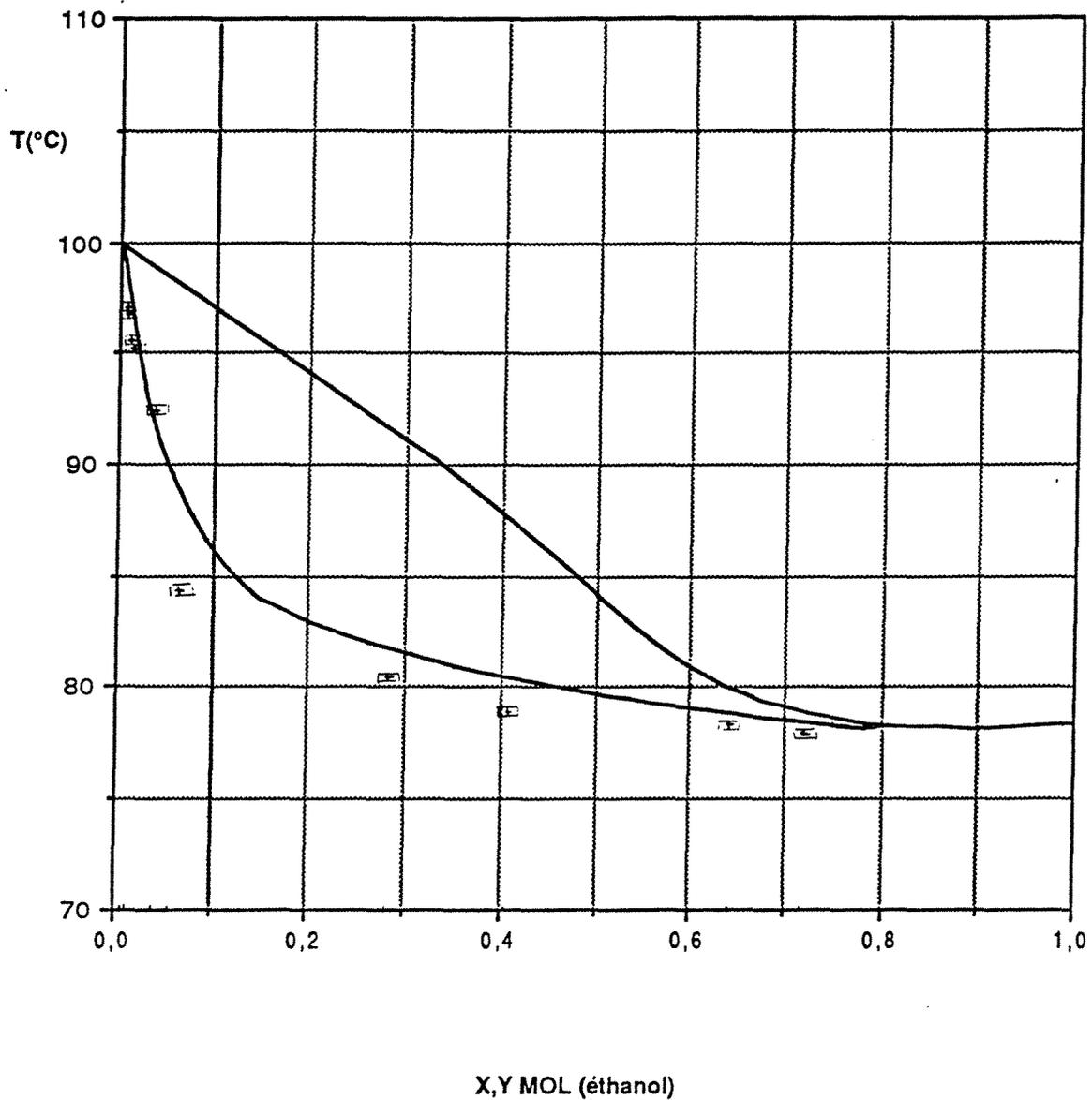
Construction de Mc CABE et THIELE à partir des données
 expérimentales pour x et des valeurs calculées numériquement pour y .
 Expérience diabatique DE1 du 23.05.91 (1) :
 10 serpentins en série.



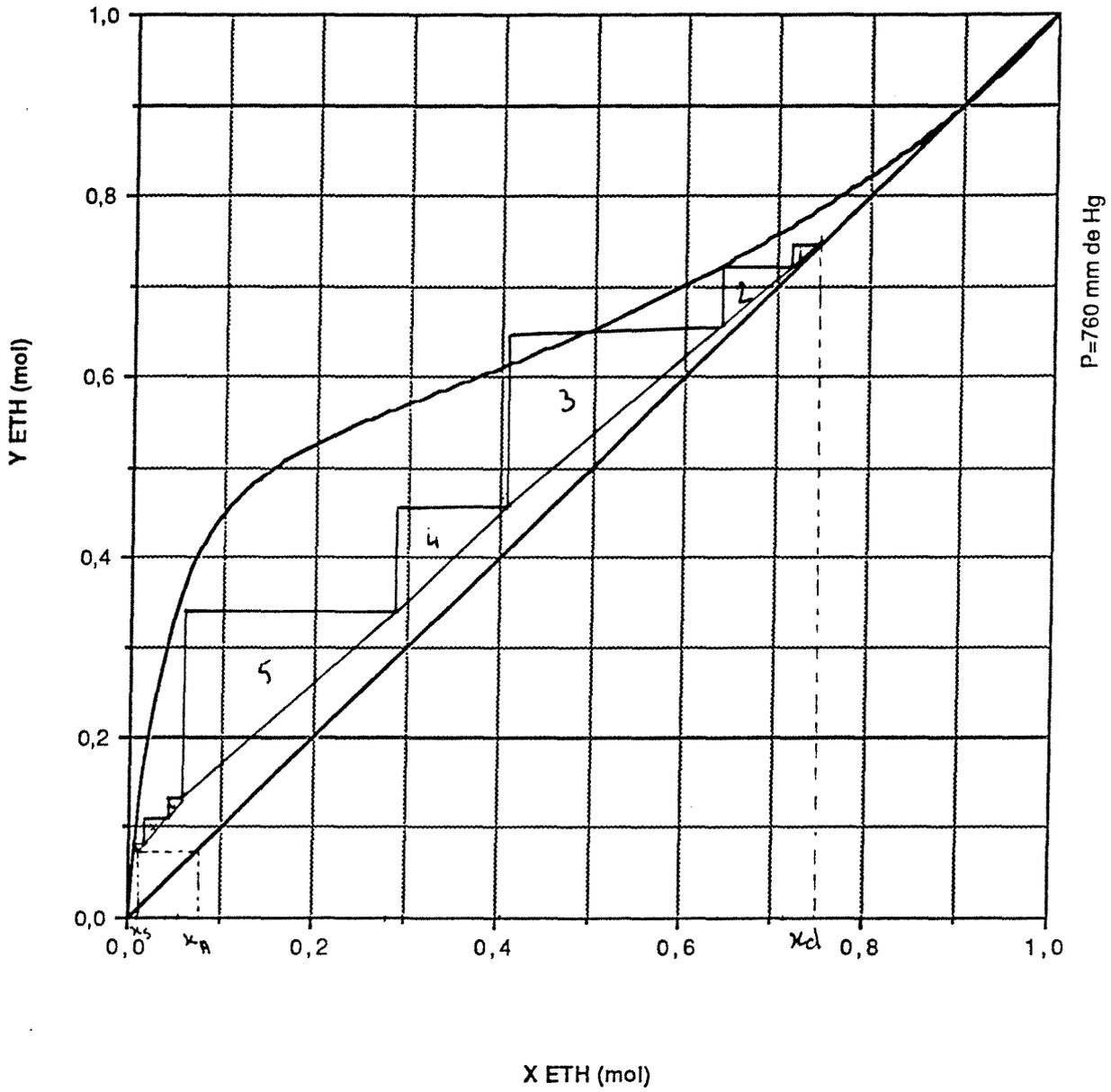
Variations de la composition liquide.
 Comparaison avec la simulation ($\bar{E}=0,78$).



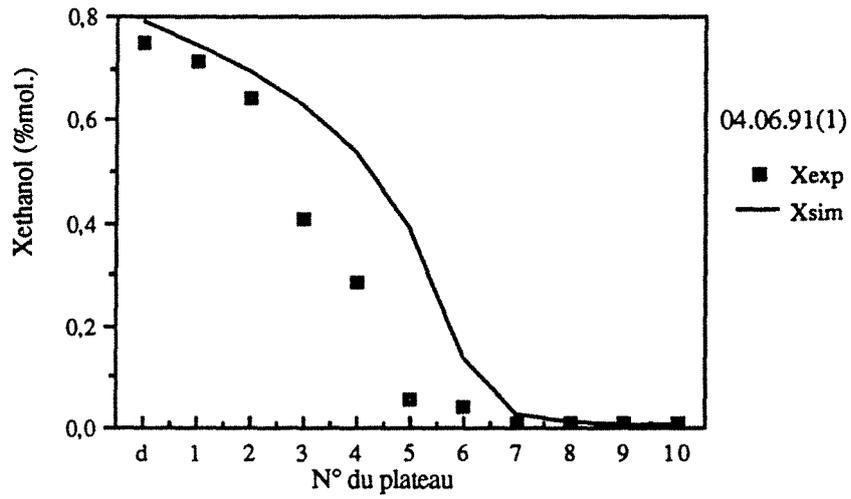
Variations des débits liquide et vapeur.
 Comparaison avec la simulation ($\bar{E}=0,78$).



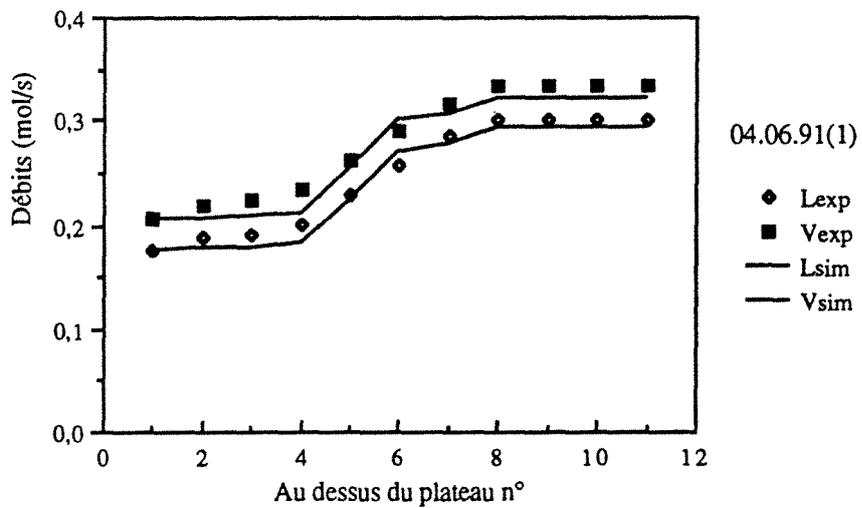
Comparaison des résultats du 04.06.91 (1) avec les isobares de bulle et de rosée à 760 mm de Hg dans le diagramme T-X, Y du couple EAU / ETHANOL. Distillation diabatique DE1 avec 4 serpentins en série (4,5,6,7).



Construction de Mc CABE et THIELE à partir des données expérimentales pour x et des valeurs calculées numériquement pour y .
 Expérience diabatique DE1 du 04.06.91 (1) :
 4 serpentins en série (4,5,6,7).



Variations de la composition liquide.
 Comparaison avec la simulation ($E=0,78$).



Variations des débits liquide et vapeur.
 Comparaison avec la simulation ($E=0,78$).

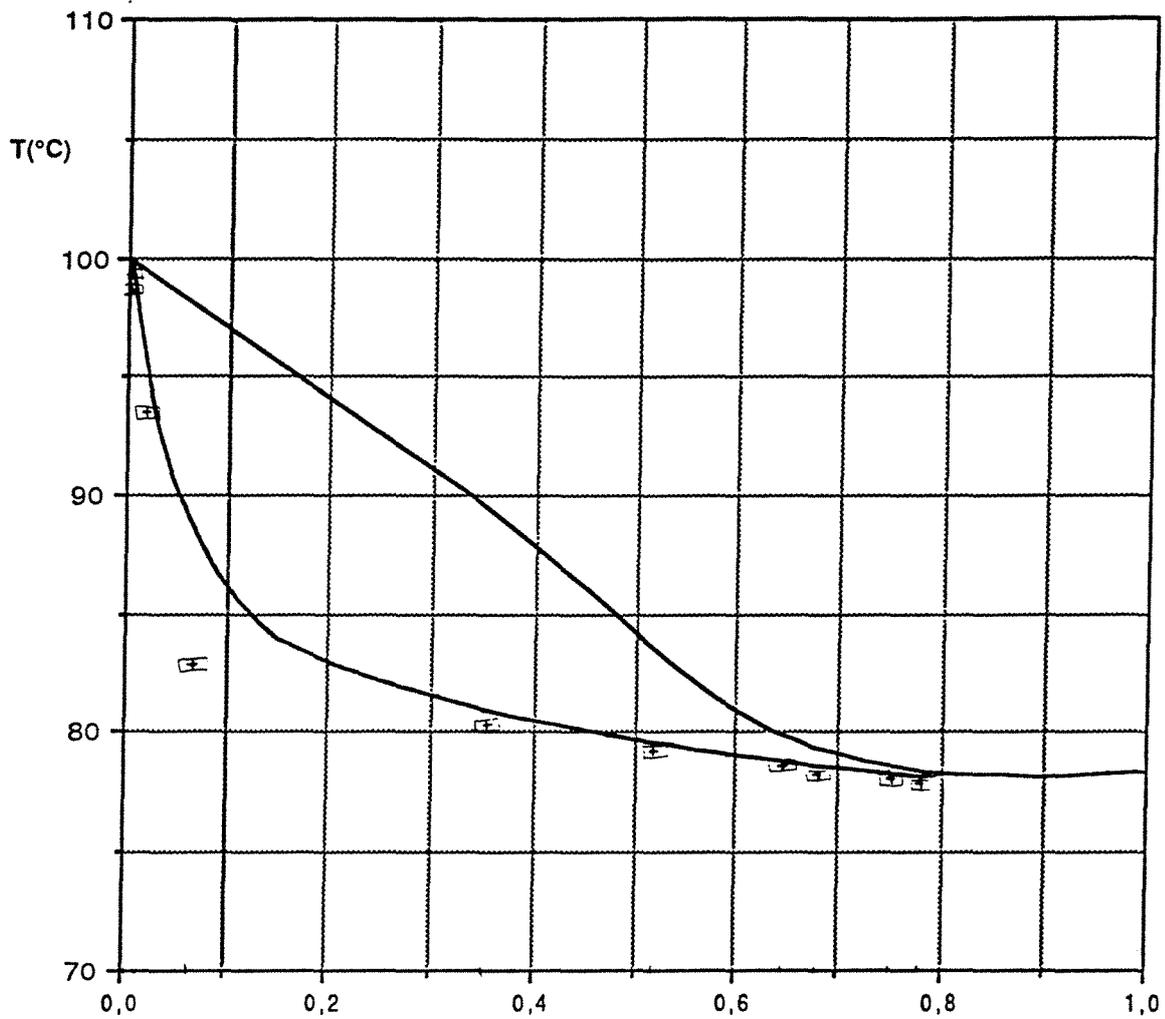
EXPERIENCE 040691(2)
cas DE1 : 4 serpentins en série (4,5,6,7)

x_A	0,1133	
A	0,3295	mol/s
x_D	0,8069	
D	0,0450	mol/s
x_S	0,0035	
S	0,2844	mol/s
Q_B	13,72	kW
Débit huile	10,00	l/min
ΔT_{huile}	162,5 - 117,3	°C

plateau	Q (kW)	ΔT (°C)	Débit(l/min)
condenseur	8,07	65,2 - 19,0	2,53
1	0		
2	0		
3	0		
4	1,19	64,6 - 58,2	2,75
5	1,13	70,6 - 64,6	2,75
6	0,72	74,4 - 70,6	2,75
7	1,64	83,2- 74,4	2,75
8	0		
9	0		
10	0		

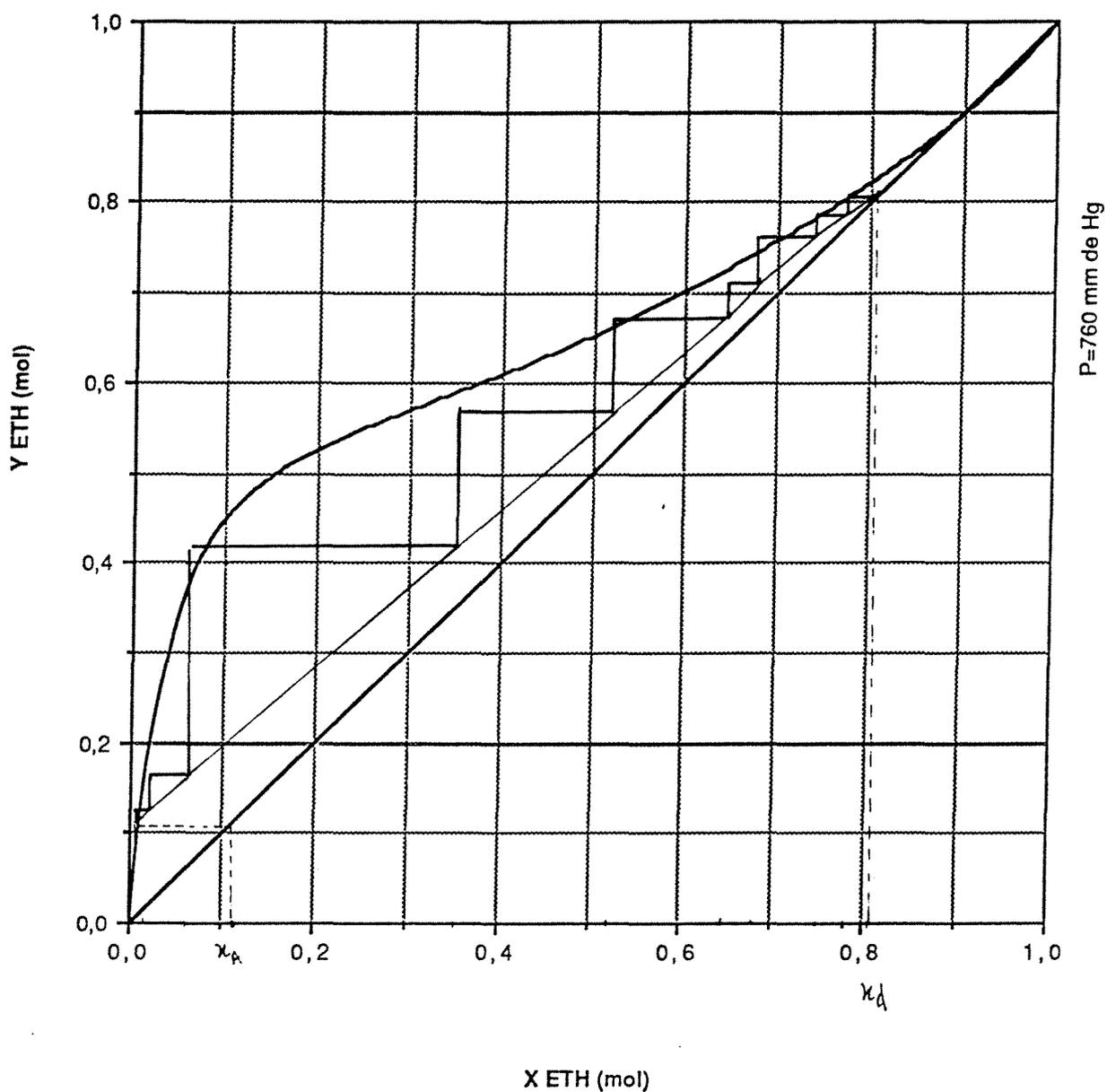
Efficacité ----- %

$\eta_{\text{Ex,sep}}$ 37,73 %

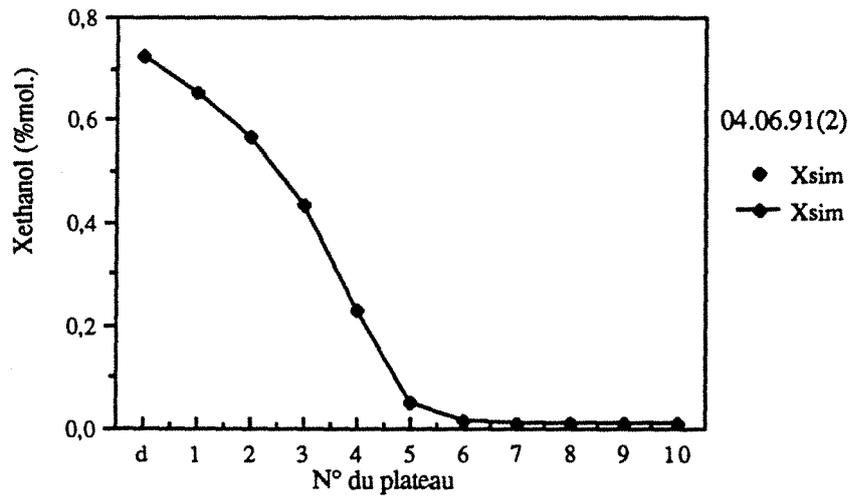


X,Y MOL (éthanol)

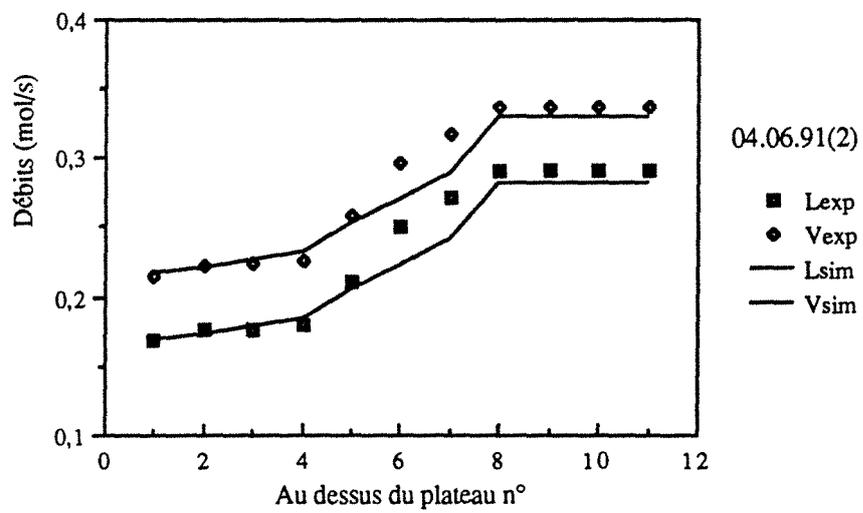
Comparaison des résultats du 04.06.91 (2) avec les isobares de bulle et de rosée à 760 mm de Hg dans le diagramme T-X,Y du couple EAU / ETHANOL. Distillation diabatique DE1 avec 4 serpentins en série (4,5,6,7).



Construction de Mc CABE et THIELE à partir des données
 expérimentales pour x et des valeurs calculées numériquement pour y.
 Expérience diabatique DE1 du 04.06.91 (2) :
 4 serpentins en série (4,5,6,7).



Variations de la composition liquide.
 Comparaison avec la simulation ($E=0,78$).



Variations des débits liquide et vapeur.
 Comparaison avec la simulation ($E=0,78$).

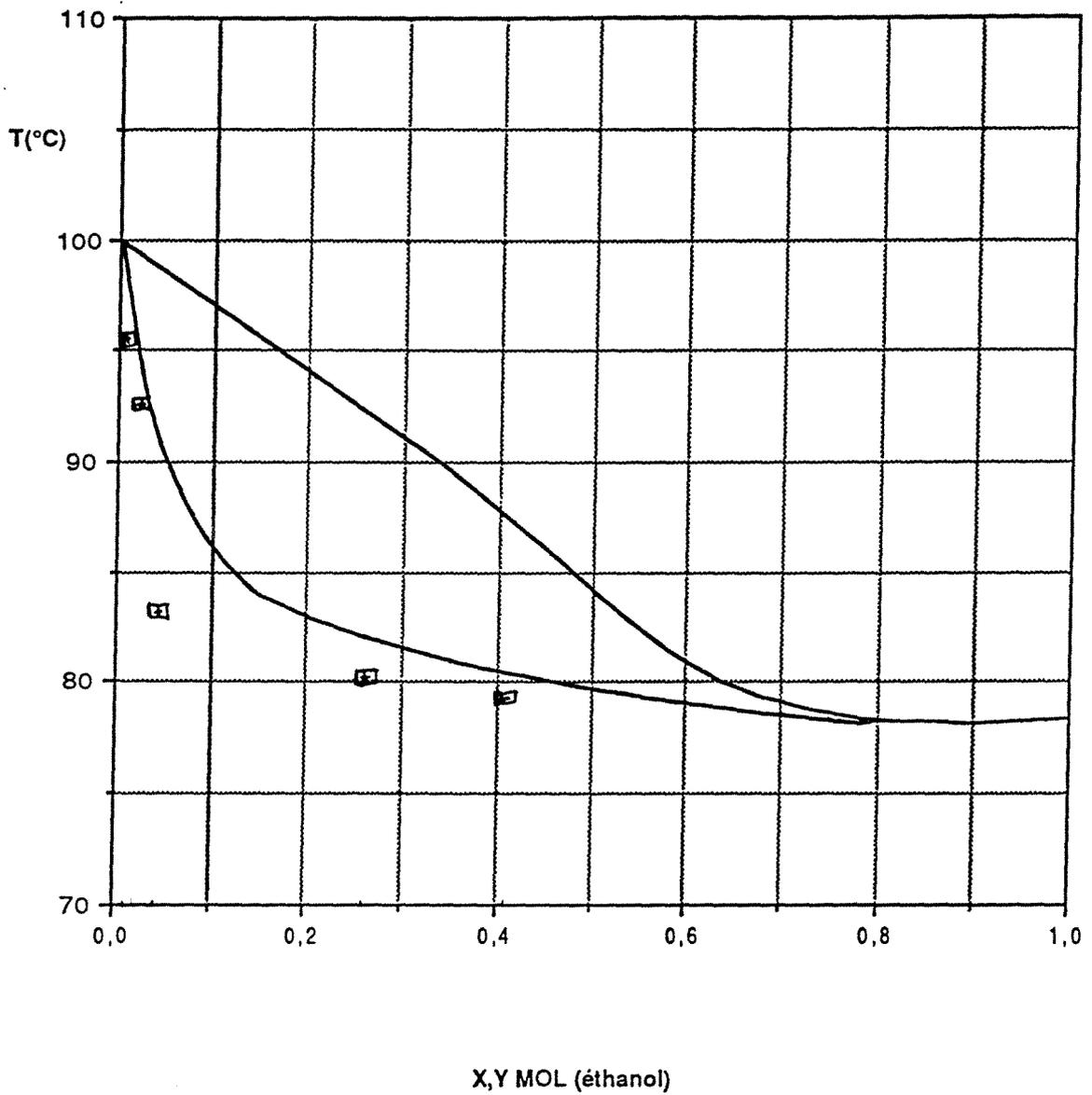
EXPERIENCE 070691(1)
cas DE1 : 5 serpentins en série (1,2,3,4,5)

x_A	0,1217	
A	0,3129	mol/s
x_D	0,6502	
D	0,0540	mol/s
x_S	0,0115	
S	0,2589	mol/s
Q_B	13,47	kW
Débit huile	10,00	l/min
ΔT_{huile}	160,0 - 115,6	°C

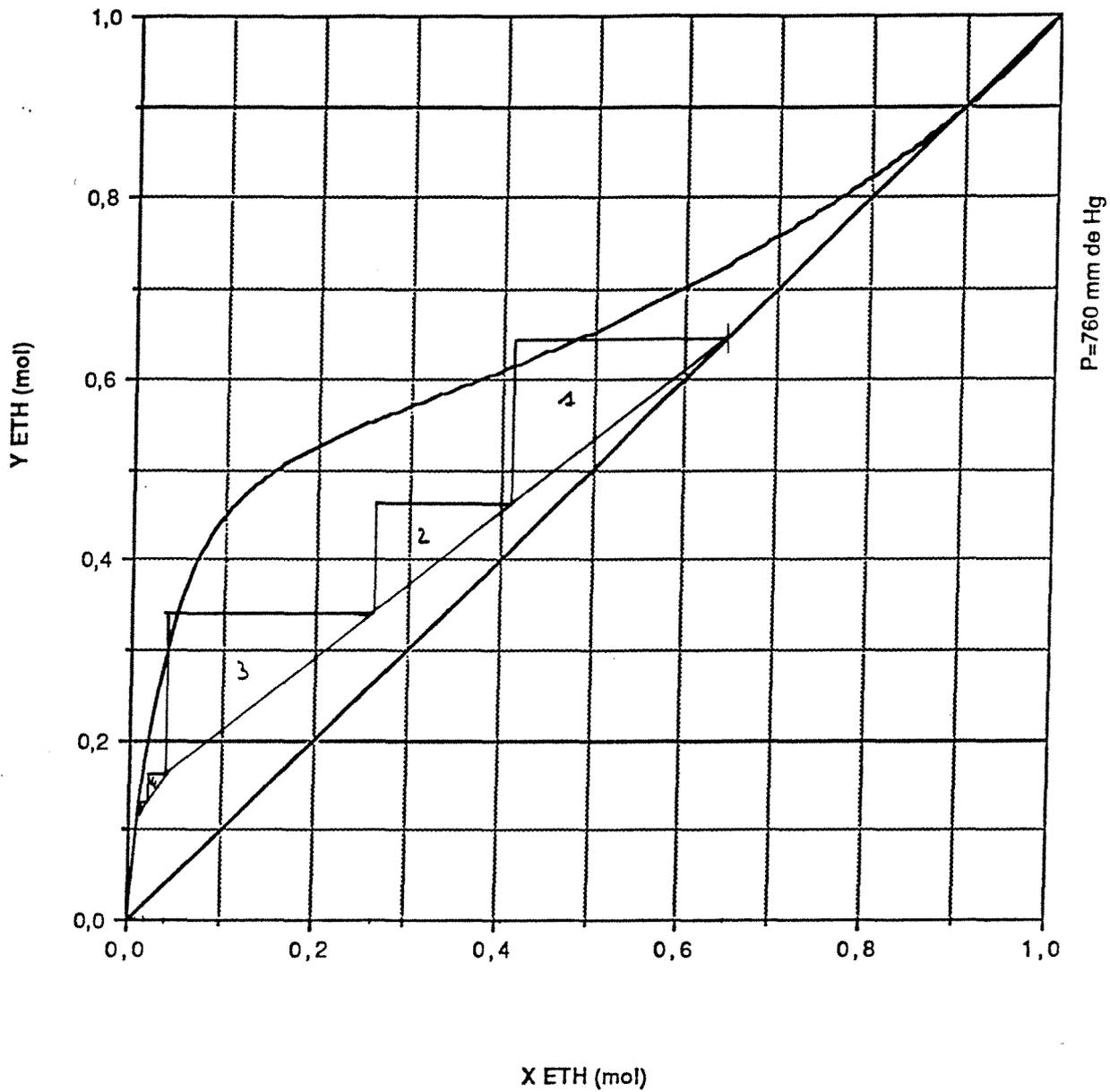
plateau	Q (kW)	ΔT (°C)	Débit(l/min)
condenseur	7,85	75,8 - 17,7	1,96
1	0,85	71,4 - 64,8	1,88
2	0,64	76,4 - 71,4	1,88
3	0,88	83,3 - 76,4	1,88
4	0,92	90,5 - 83,3	1,88
5	0,27	92,7 - 90,5	1,88
6	0		
7	0		
8	0		
9	0		
10	0		

Efficacité 77,67 %

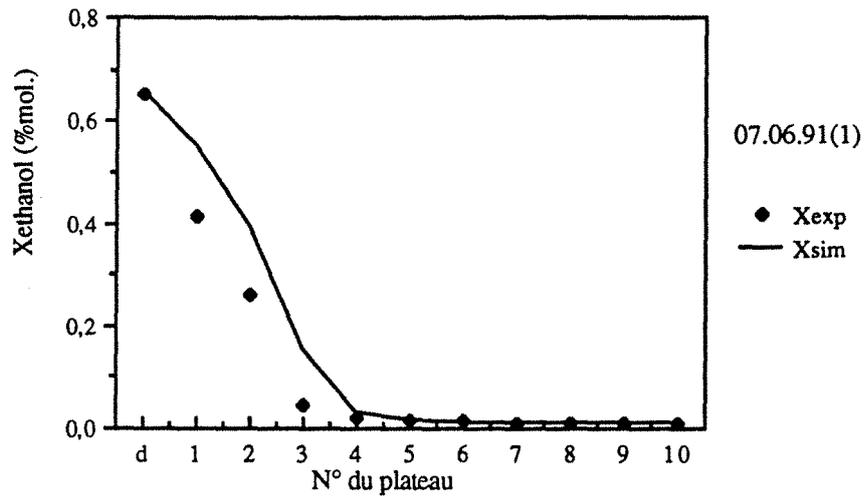
$\eta_{\text{Ex,sep}}$ 38,60 %



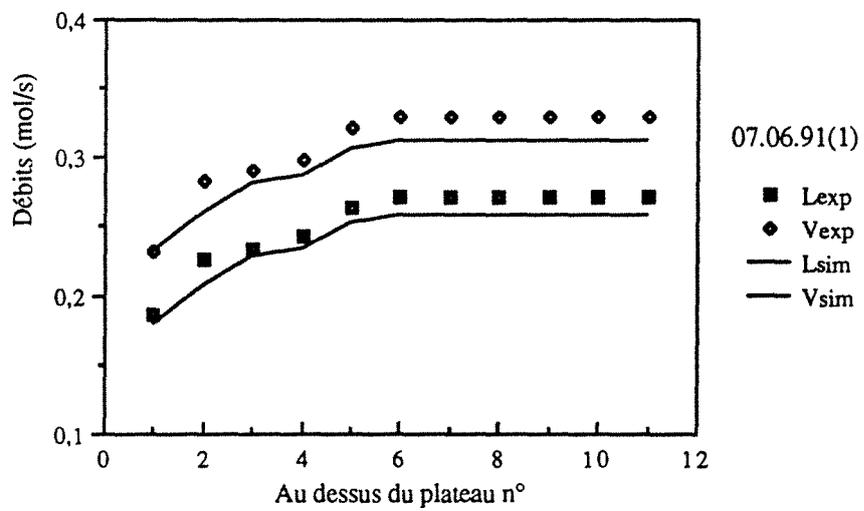
Comparaison des résultats du 07.06.91 (1) avec les isobares de bulle et de rosée à 760 mm de Hg dans le diagramme T-X,Y du couple EAU / ETHANOL. Distillation diabatique DE1 avec 5 serpentins en série (1,2,3,4,5).



Construction de Mc CABE et THIELE à partir des données
 expérimentales pour x et des valeurs calculées numériquement pour y .
 Expérience diabatique DE1 du 07.06.91 (1) :
 5 serpentins en série (1,2,3,4,5).



Variations de la composition liquide.
 Comparaison avec la simulation (E=0,78).



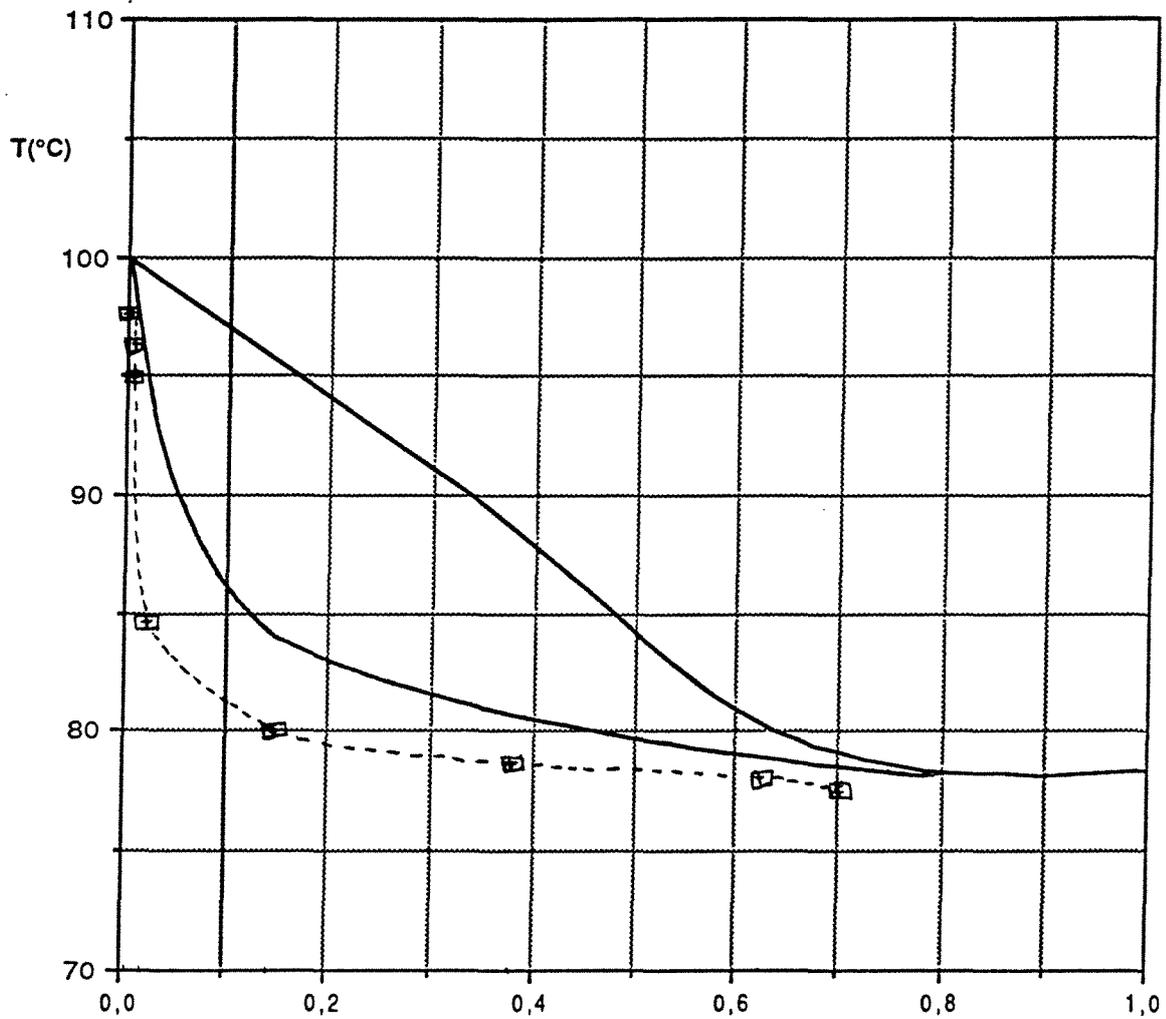
Variations des débits liquide et vapeur.
 Comparaison avec la simulation (E=0,78).

EXPERIENCE 070691(2)
cas DE1 : 5 serpentins en série (1,2,3,4,5)

x_A	0,0649	
A	0,3229	mol/s
x_D	0,7407	
D	0,0256	mol/s
x_S	0,0067	
S	0,2973	mol/s
Q_B	13,41	kW
Débit huile	10,00	l/min
ΔT_{huile}	160,1 - 115,9	°C

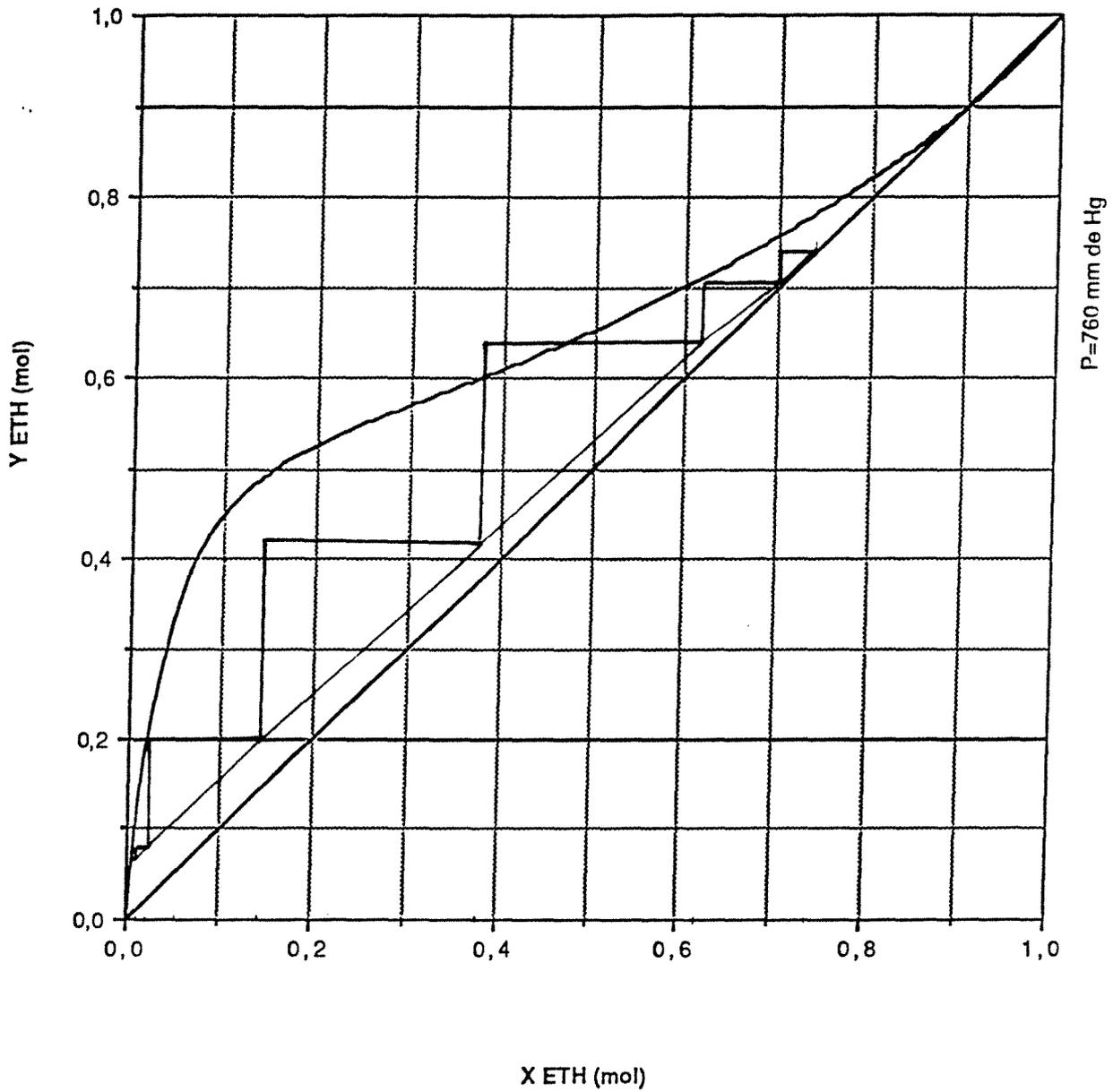
plateau	Q (kW)	ΔT (°C)	Débit(l/min)
condenseur	6,78	57,3 - 17,8	2,48
1	1,39	61,9 - 54,1	2,59
2	1,02	67,7 - 61,9	2,59
3	0,76	71,9 - 67,7	2,59
4	0,82	76,6 - 71,9	2,59
5	1,48	85,0 - 76,6	2,59
6	0		
7	0		
8	0		
9	0		
10	0		

Efficacité	82,00	%
$\eta_{\text{Ex,sep}}$	37,67	%

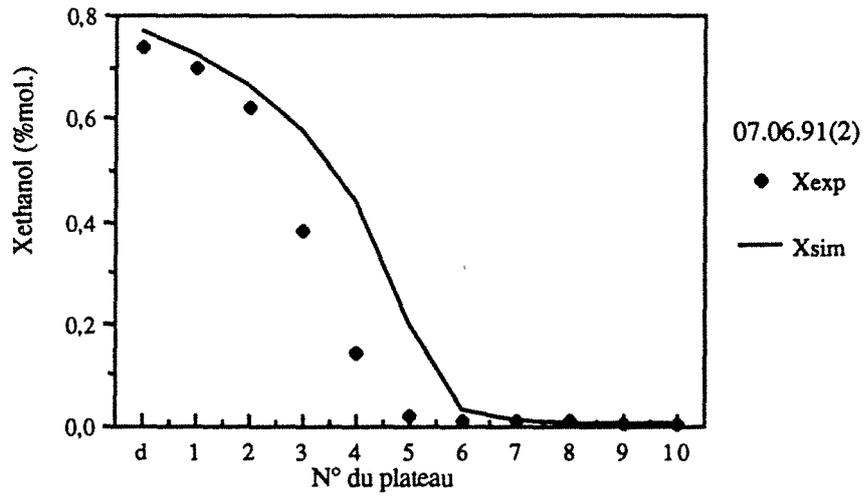


X,Y MOL (éthanol)

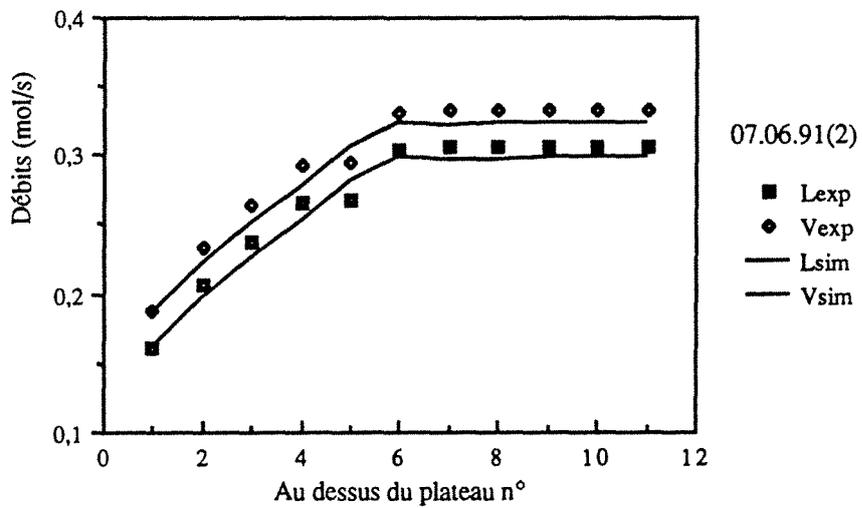
Comparaison des résultats du 07.06.91 (2) avec les isobares de bulle et de rosée à 760 mm de Hg dans le diagramme T-X,Y du couple EAU / ETHANOL. Distillation diabatique DE1 avec 5 serpentins en série (1,2,3,4,5).



Construction de Mc CABE et THIELE à partir des données
 expérimentales pour x et des valeurs calculées numériquement pour y.
 Expérience diabatique DE1 du 07.06.91 (2) :
 5 serpentins en série (1,2,3,4,5).



Variations de la composition liquide.
 Comparaison avec la simulation ($E=0,78$).



Variations des débits liquide et vapeur.
 Comparaison avec la simulation ($E=0,78$).

EXPERIENCE 230791(1)
cas DE1 : 4 serpentins en série (1,4,7,10)

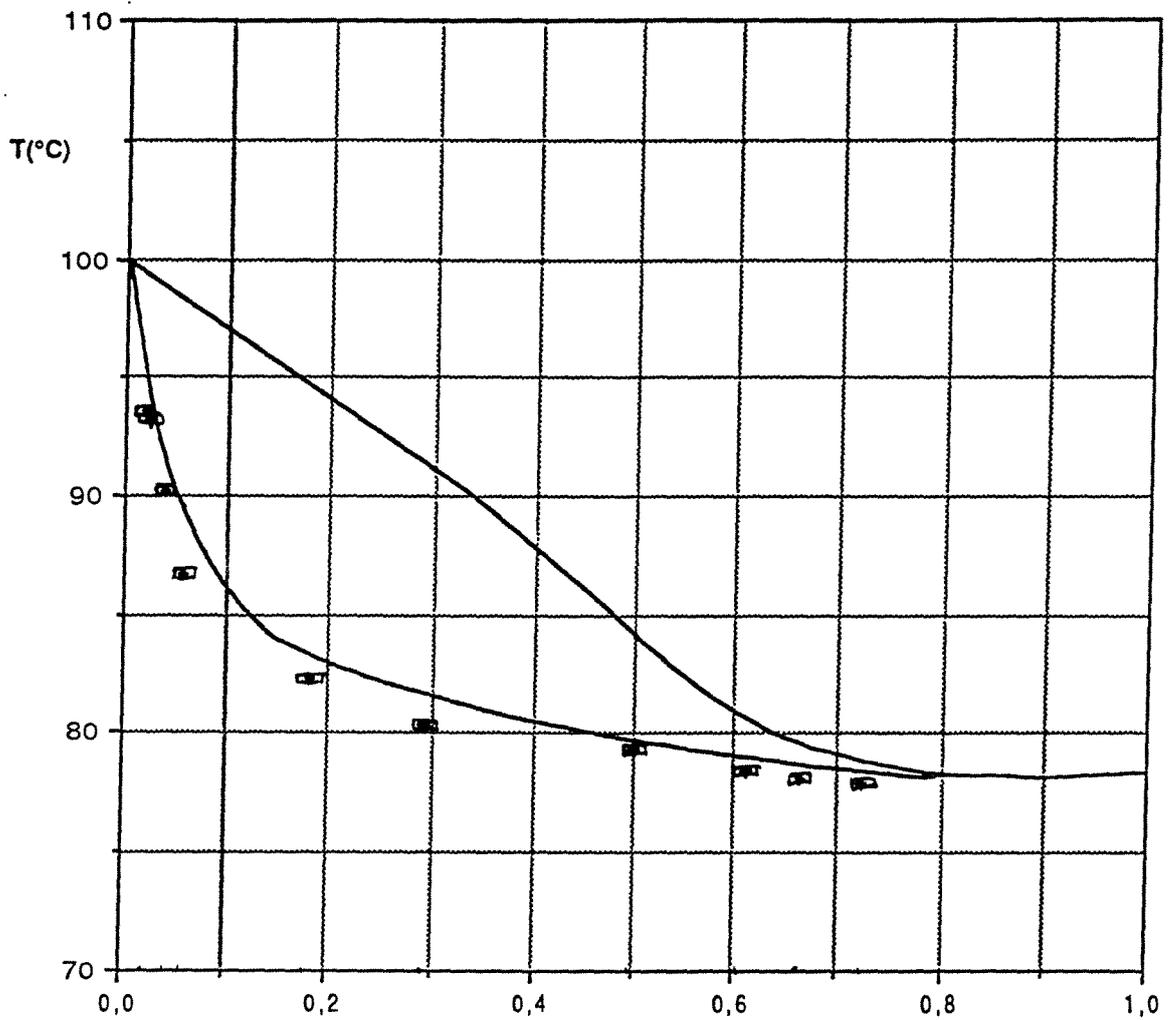
x_A	0,2454	
A	0,3401	mol/s
x_D	0,7499	
D	0,1028	mol/s
x_S	0,0255	
S	0,2377	mol/s
Q_B	13,88	kW
Débit huile	12,00	l/min
ΔT_{huile}	150,3 - 112,4	°C

plateau	Q (kW)	ΔT (°C)	Débit(l/min)
condenseur	5,93	52,3 - 22,7	2,89
1	1,68	59,1 - 50,7	2,91
2	0		
3	0		
4	1,35	62,1 - 56,9	2,91
5	0		
6	0		
7	2,65	79,3 - 65,9	2,91
8	0		
9	0		
10	1,60	87,3 - 69,7	2,91

Efficacité ----- %

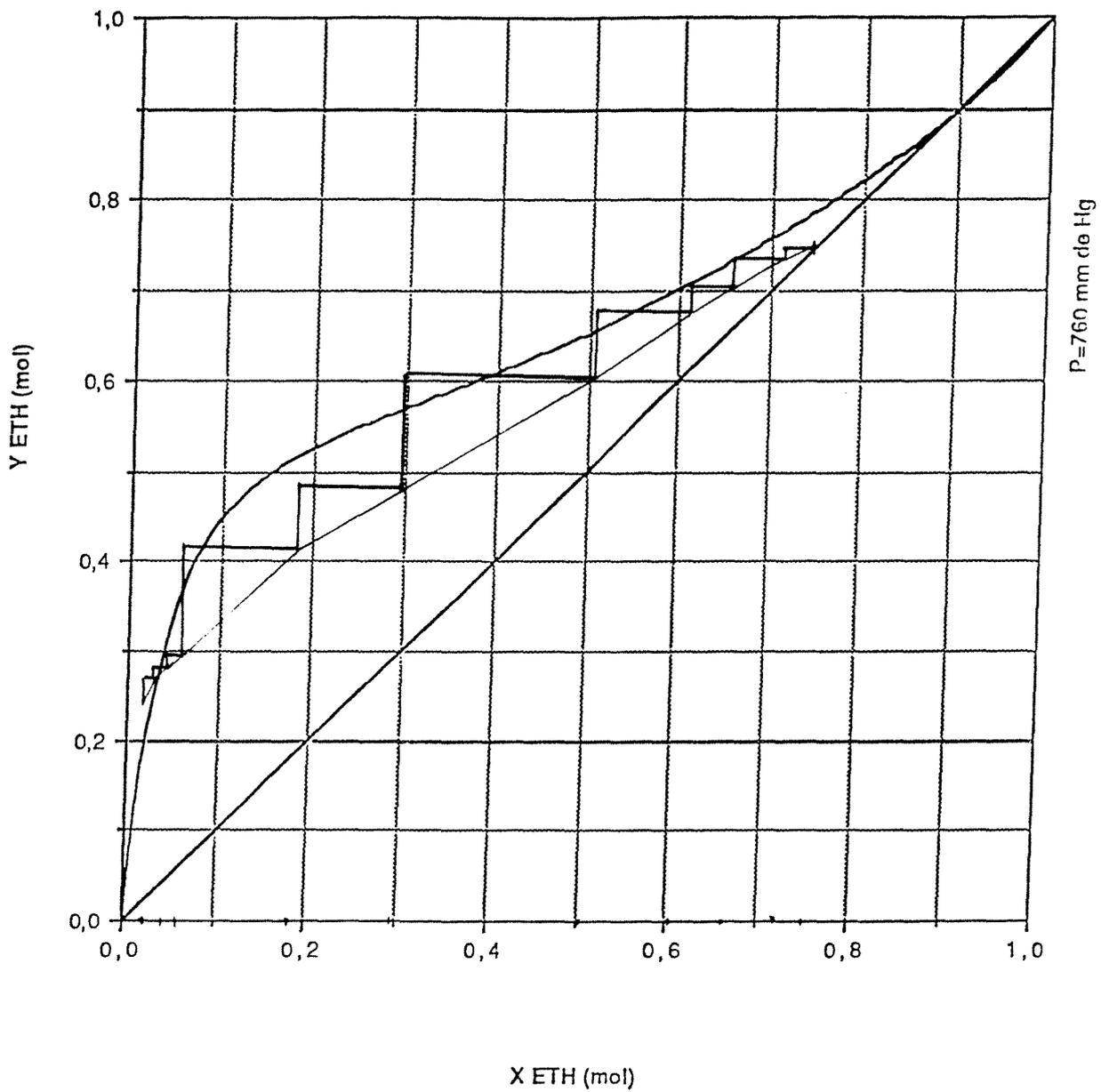
$\eta_{\text{Ex,sep}}$ 44,00 %

Remarque : une erreur sur la composition de l'alimentation nous contraint à évaluer cette donnée.

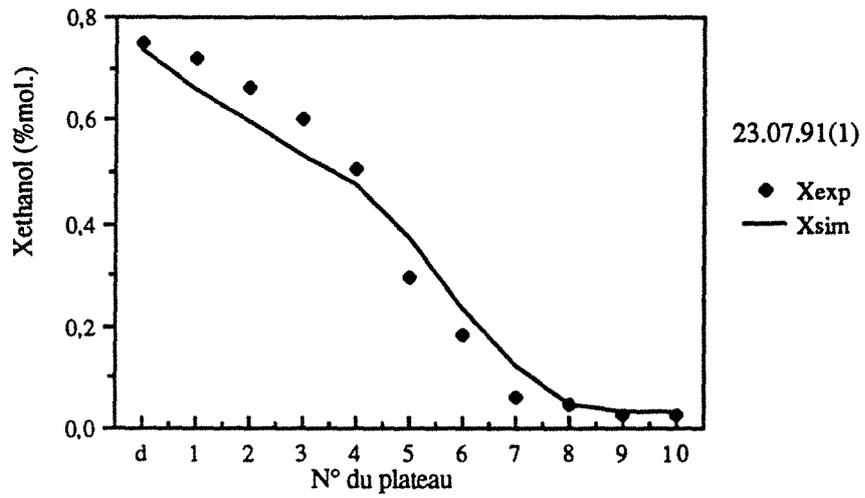


X,Y MOL (éthanol)

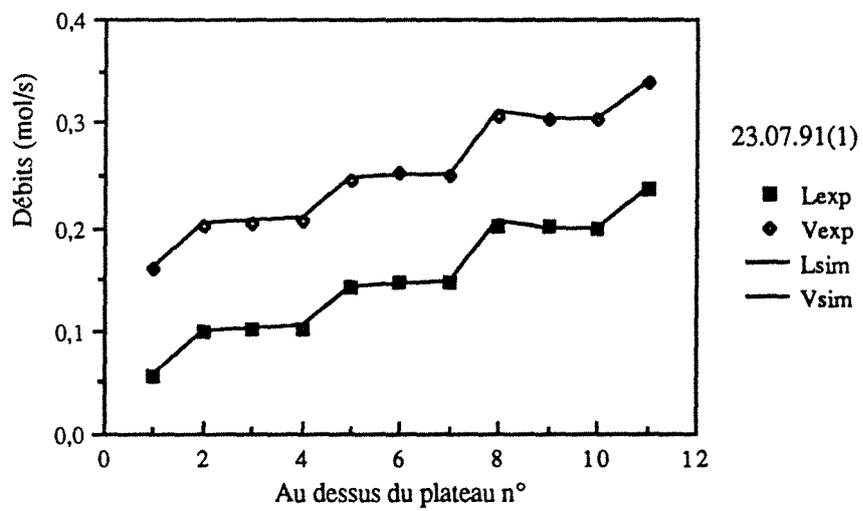
Comparaison des résultats du 23.07.91 (1) avec les isobares de bulle et de rosée à 760 mm de Hg dans le diagramme T-X,Y du couple EAU / ETHANOL. Distillation diabatique DE1 avec 4 serpentins en série (1,4,7,10).



Construction de Mc CABE et THIELE à partir des données
 expérimentales pour x et des valeurs calculées numériquement pour y.
 Expérience diabatique DE1 du 23.07.91 (1) :
 4 serpentins en série (1,4,7,10).



Variations de la composition liquide.
 Comparaison avec la simulation (E=0,78).



Variations des débits liquide et vapeur.
 Comparaison avec la simulation (E=0,78).

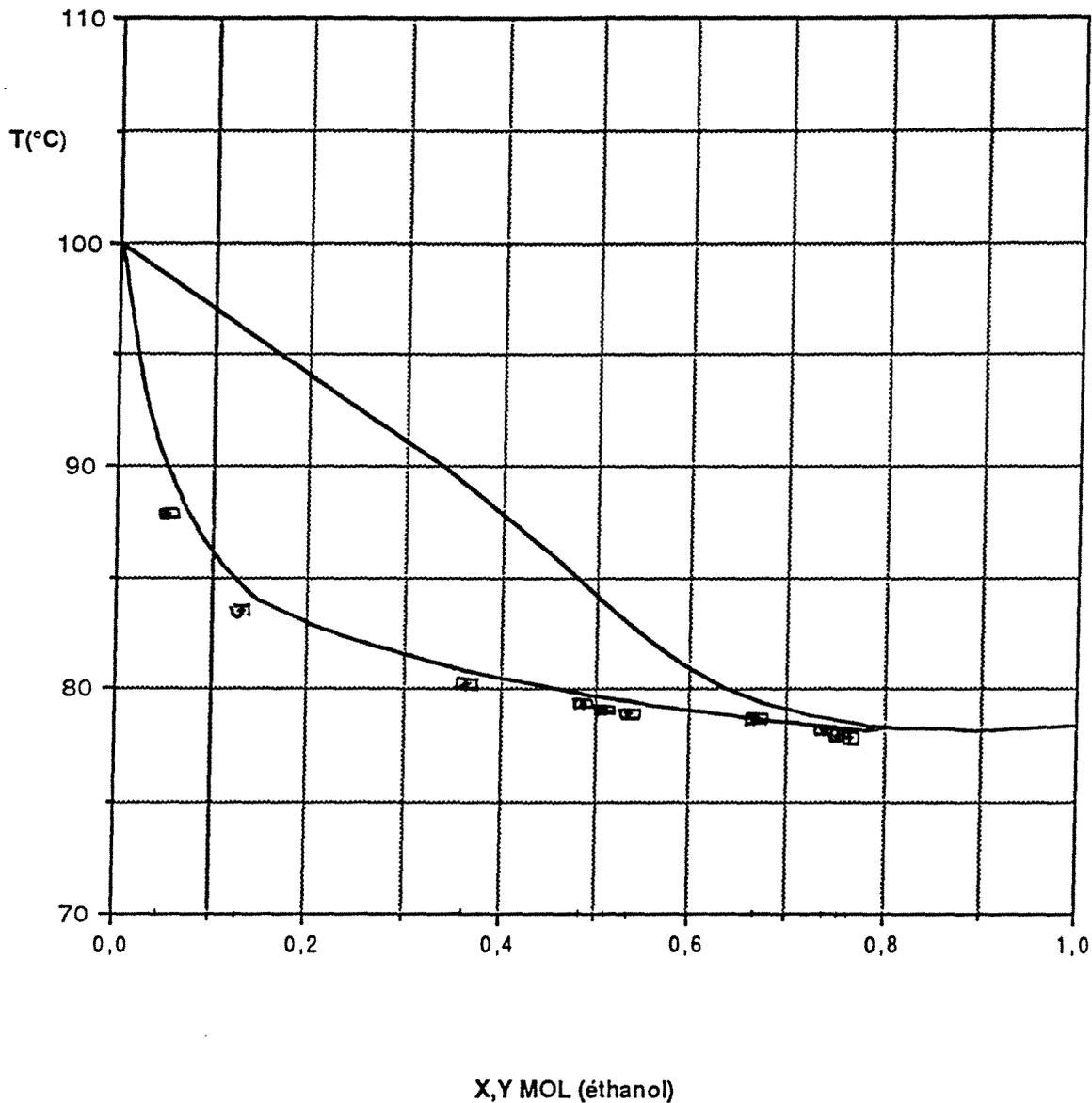
EXPERIENCE 230791(2)
cas DE1 : 4 serpentins en série (1,4,7,10)

x_A	0,2950	
A	0,3519	mol/s
x_D	0,7726	
D	0,1202	mol/s
x_S	0,0474	
S	0,2317	mol/s
Q_B	14,00	kW
Débit huile	12,00	l/min
ΔT_{huile}	149,2 - 110,6	°C

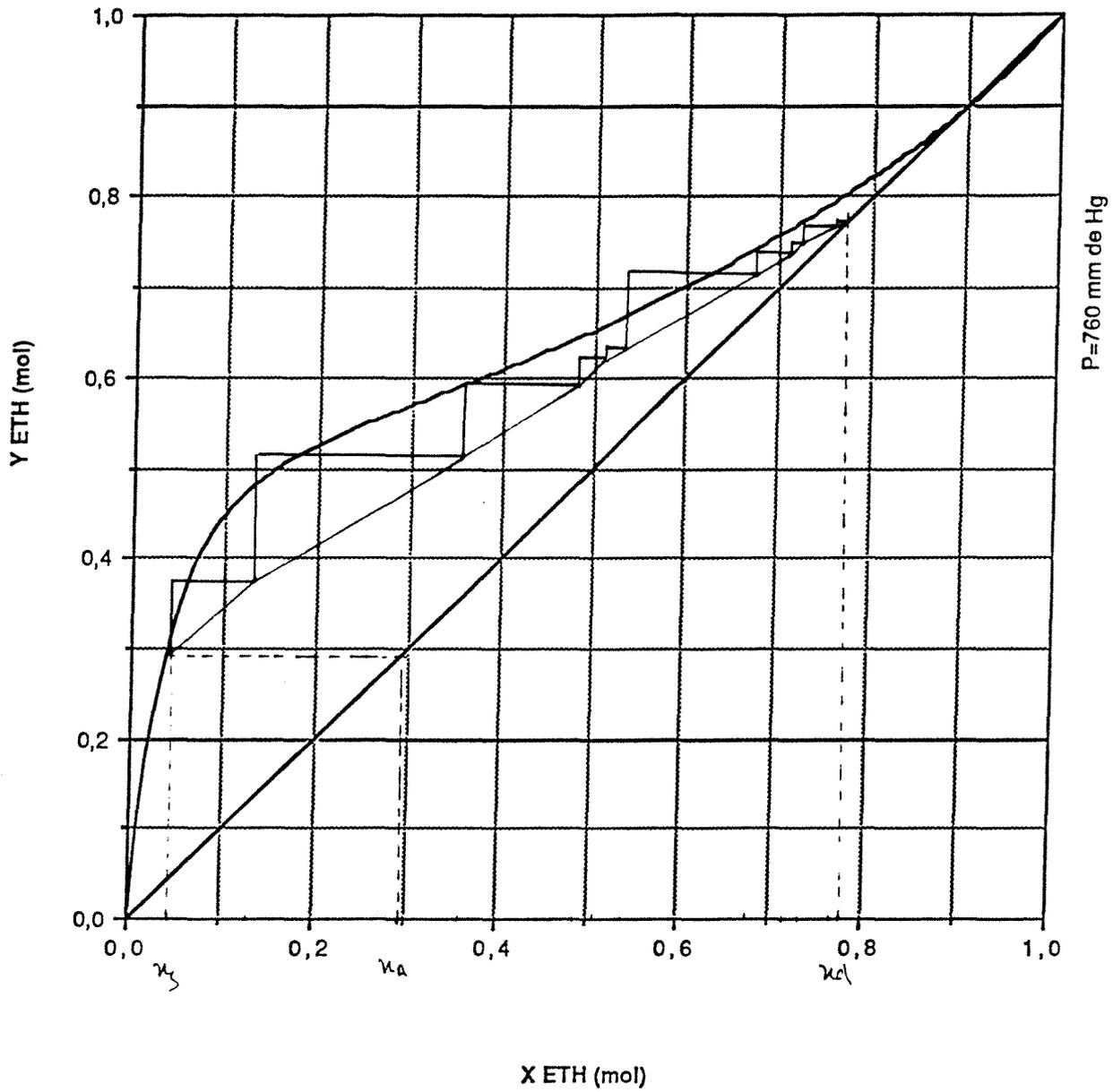
plateau	Q (kW)	ΔT (°C)	Débit(l/min)
condenseur	8,25	64,1 - 22,8	2,89
1	1,27	64,3 - 57,9	2,91
2	0		
3	0		
4	0,84	68,6 - 64,39	2,91
5	0		
6	0		
7	0,86	72,9 - 68,6	2,91
8	0		
9	0		
10	1,78	81,9 - 72,9	2,91

Efficacité ----- %

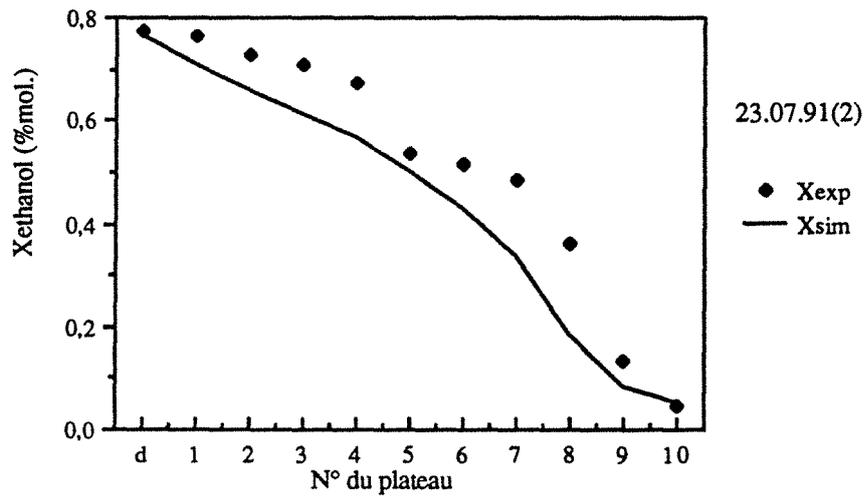
$\eta_{\text{Ex,sep}}$ 42,41 %



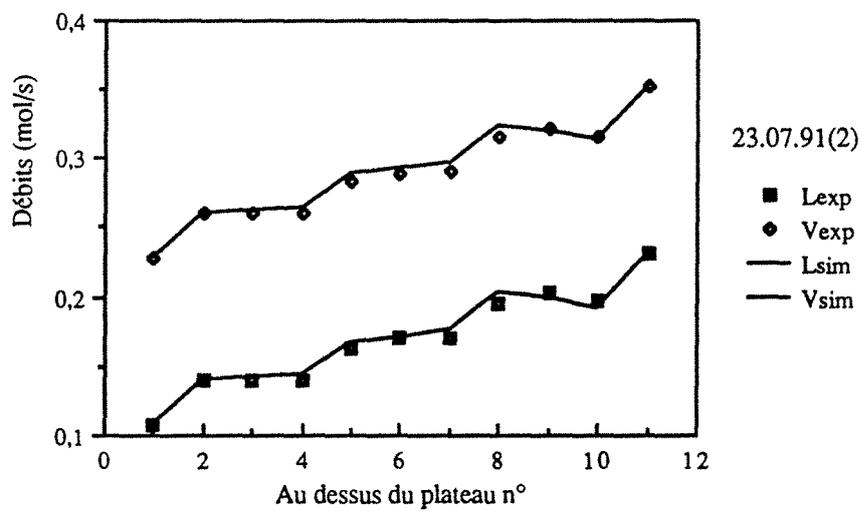
Comparaison des résultats du 23.07.91 (2) avec les
 isobares de bulle et de rosée à 760 mm de Hg
 dans le diagramme T-X,Y du couple EAU / ETHANOL.
 Distillation diabatique DE1 avec 4 serpentins en série (1,4,7,10).



Construction de Mc CABE et THIELE à partir des données
 expérimentales pour x et des valeurs calculées numériquement pour y .
 Expérience diabatique DE1 du 23.07.91 (2) :
 4 serpentins en série (1,4,7,10).



Variations de la composition liquide.
 Comparaison avec la simulation ($E=0,78$).



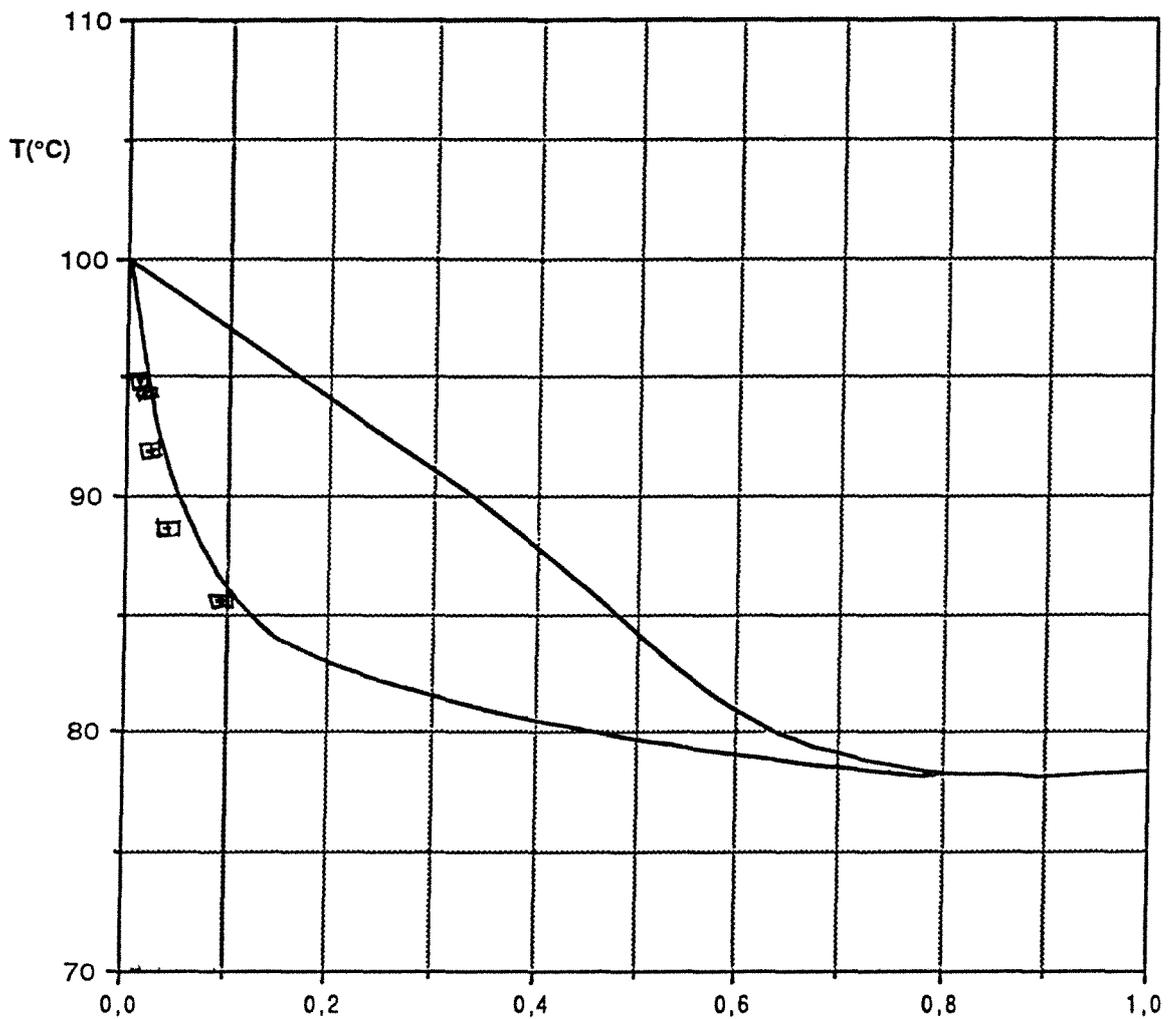
Variations des débits liquide et vapeur.
 Comparaison avec la simulation ($E=0,78$).

EXPERIENCE 290791(1)
cas DE2 : 5 serpentins en série (6,7,8,9,10)

x_A	0,1773	
A	0,3269	mol/s
x_D	0,4465	
D	0,1218	mol/s
x_S	0,0185	
S	0,2051	mol/s
Q_B	13,29	kW
Débit huile	12,00	l/min
ΔT_{huile}	159,5 - 123,1	°C

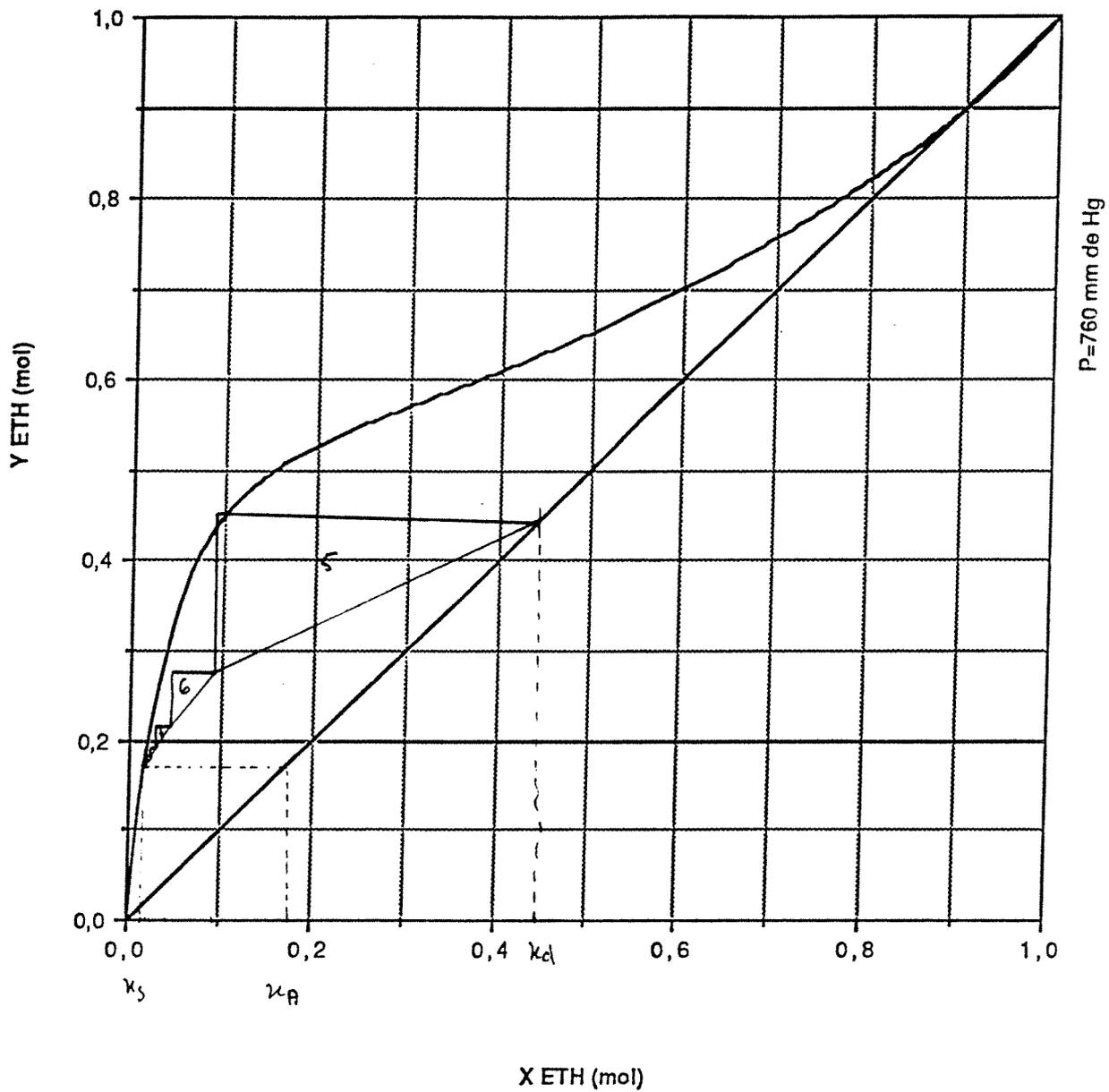
plateau	Q (kW)	ΔT (°C)	Débit(l/min)
condenseur	5,46	52,3 - 21,7	2,58
1	0		
2	0		
3	0		
4	0		
5	0		
6	3,73	69,7 - 47,0	2,39
7	2,12	82,8 - 69,7	2,39
8	1,03	89,2 - 82,8	2,39
9	0,47	92,1 - 89,2	2,39
10	1,78	93,7 - 92,1	2,39

Efficacité	70,00	%
$\eta_{\text{Ex,sep}}$	43,93	%

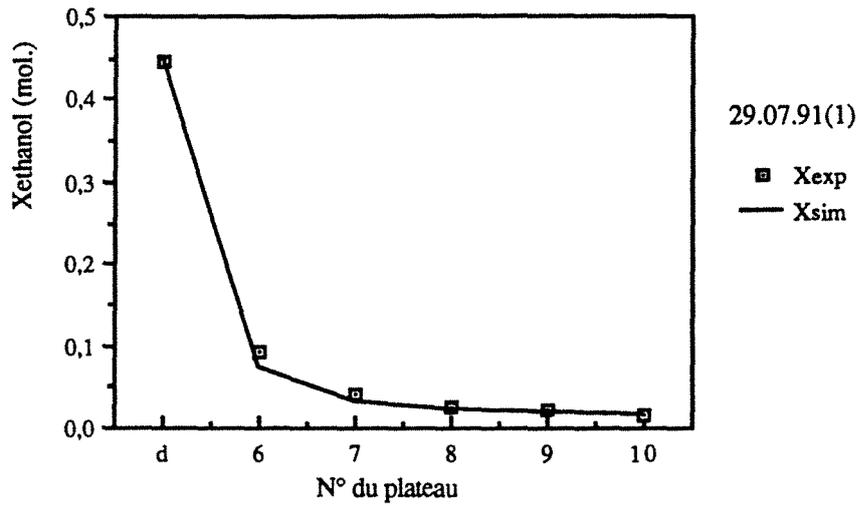


X,Y MOL (éthanol)

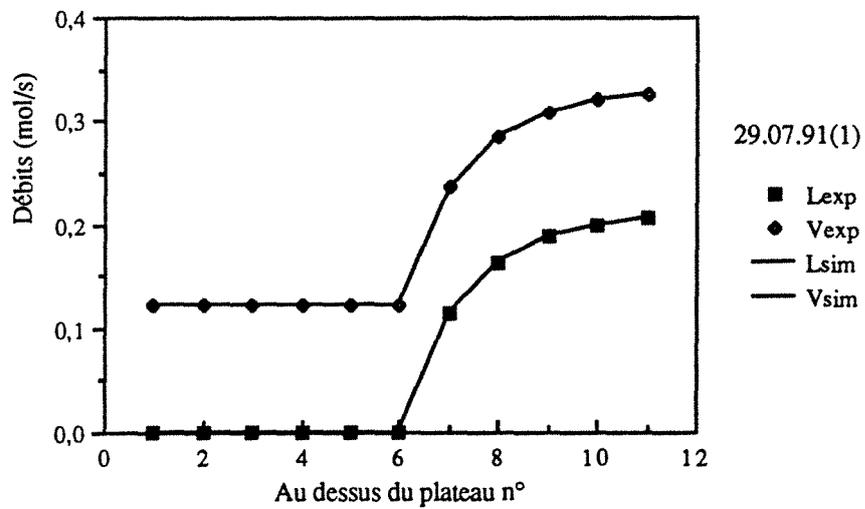
Comparaison des résultats du 29.07.91 (1) avec les isobares de bulle et de rosée à 760 mm de Hg dans le diagramme T-X,Y du couple EAU / ETHANOL. Distillation diabatique DE2 avec 5 serpentins en série (6,7,8,9,10).



Construction de Mc CABE et THIELE à partir des données expérimentales pour x et des valeurs calculées numériquement pour y .
 Expérience diabatique DE2 du 29.07.91 (1) :
 5 serpentins en série (6,7,8,9,10).



Variations de la composition liquide.
 Comparaison avec la simulation (E=0,78)



Variations des débits liquide et vapeur.
 Comparaison avec la simulation (E=0,78).

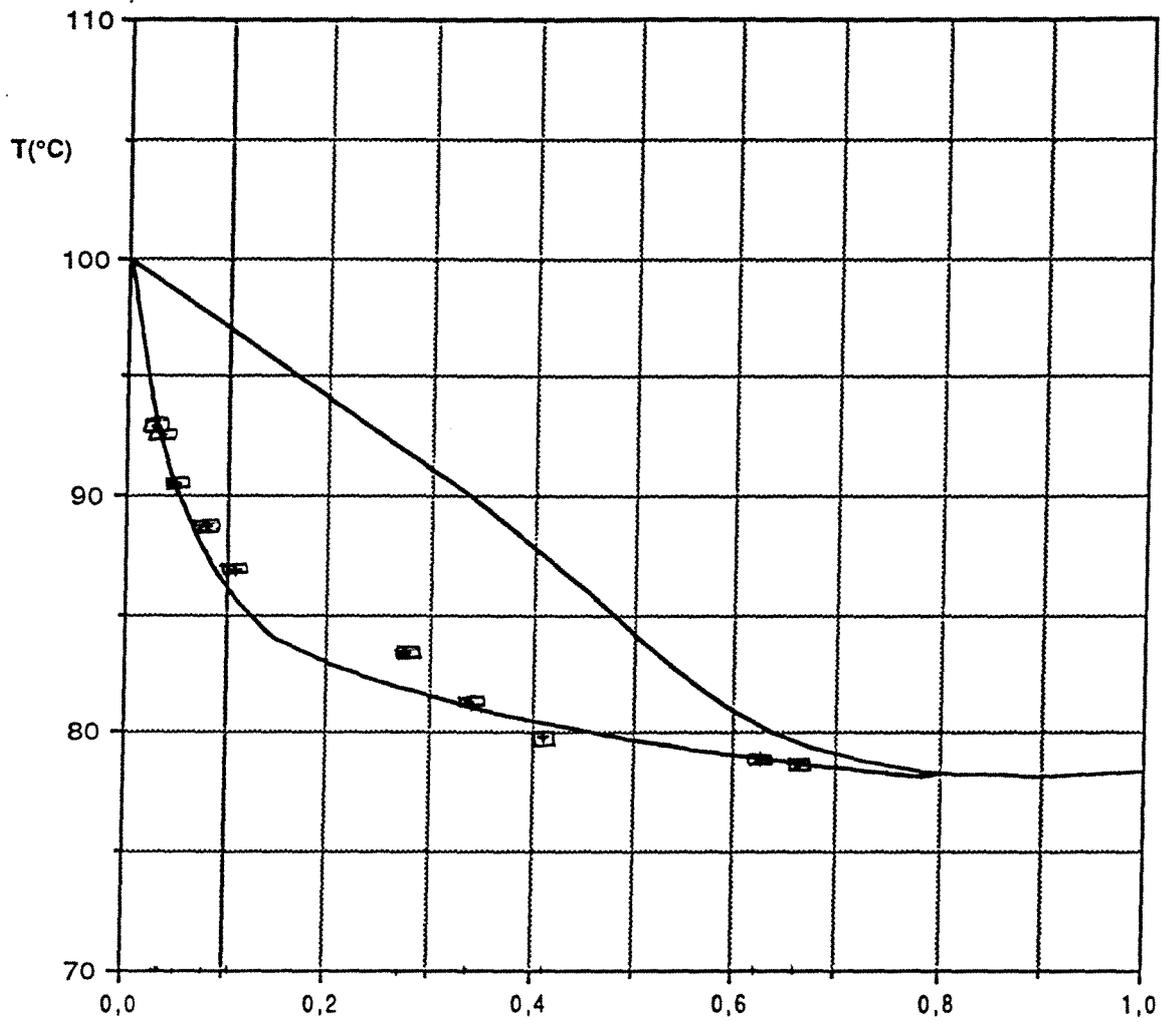
EXPERIENCE 310791(1)
cas DE1 : 5 serpentins en série (6,7,8,9,10)

x_A	0,2622	
A	0,3382	mol/s
x_D	0,7040	
D	0,1142	mol/s
x_S	0,0371	
S	0,2240	mol/s
Q_B	14,00	kW
Débit huile	12,00	l/min
ΔT_{huile}	148,8 - 110,3	°C

plateau	Q (kW)	ΔT (°C)	Débit(l/min)
condenseur	8,52	73,2 - 22,3	2,43
1	0		
2	0		
3	0		
4	0		
5	0		
6	1,95	78,0 - 64,9	2,18
7	1,10	85,5 - 78,0	2,18
8	0,51	88,9 - 85,5	2,18
9	0,27	90,7 - 88,9	2,18
10	0,17	91,9 - 90,7	2,18

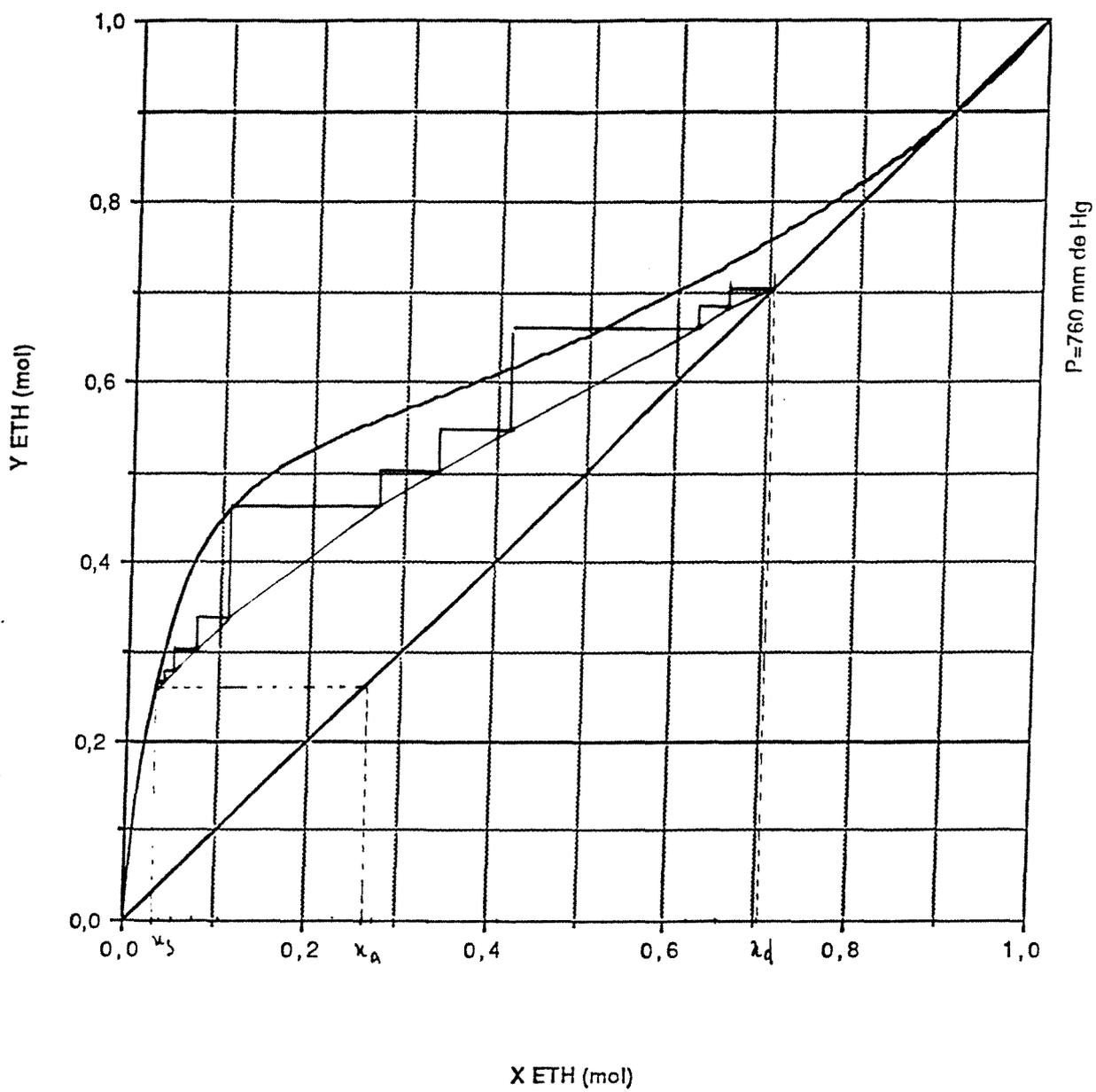
Efficacité 68,38 %

$\eta_{\text{Ex,sep}}$ 44,17 %

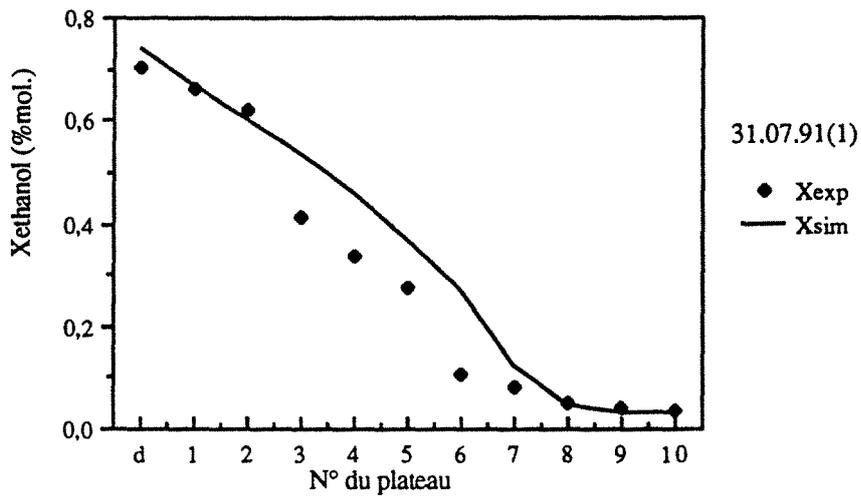


X,Y MOL (éthanol)

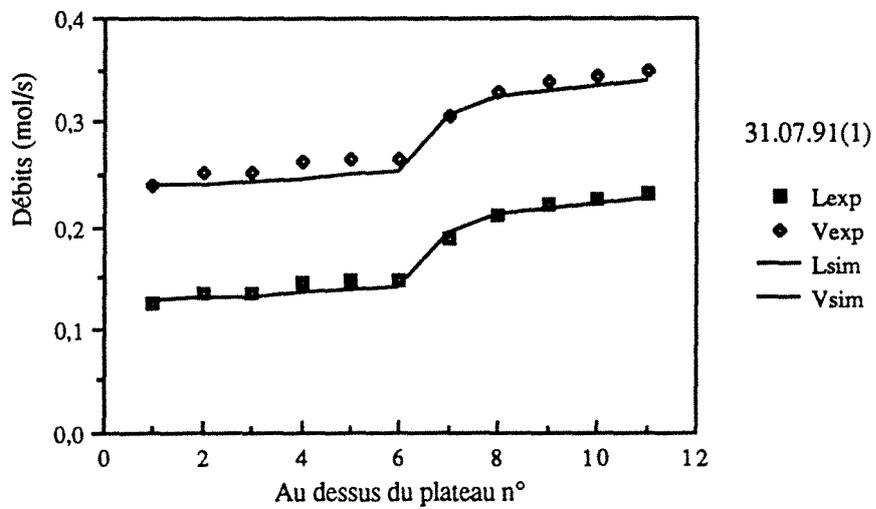
Comparaison des résultats du 31.07.91 (1) avec les
isobares de bulle et de rosée à 760 mm de Hg
dans le diagramme T-X,Y du couple EAU/ETHANOL.
Distillation diabatique DE1 avec 5 serpentins en série (6,7,8,9,10).



Construction de Mc CABE et THIELE à partir des données expérimentales pour x et des valeurs calculées numériquement pour y.
 Expérience diabatique DE1 du 31.07.91 (1) :
 5 serpentins en série (6,7,8,9,10).



Variations de la composition liquide.
 Comparaison avec la simulation ($E=0,78$).



Variations des débits liquide et vapeur.
 Comparaison avec la simulation ($E=0,78$).

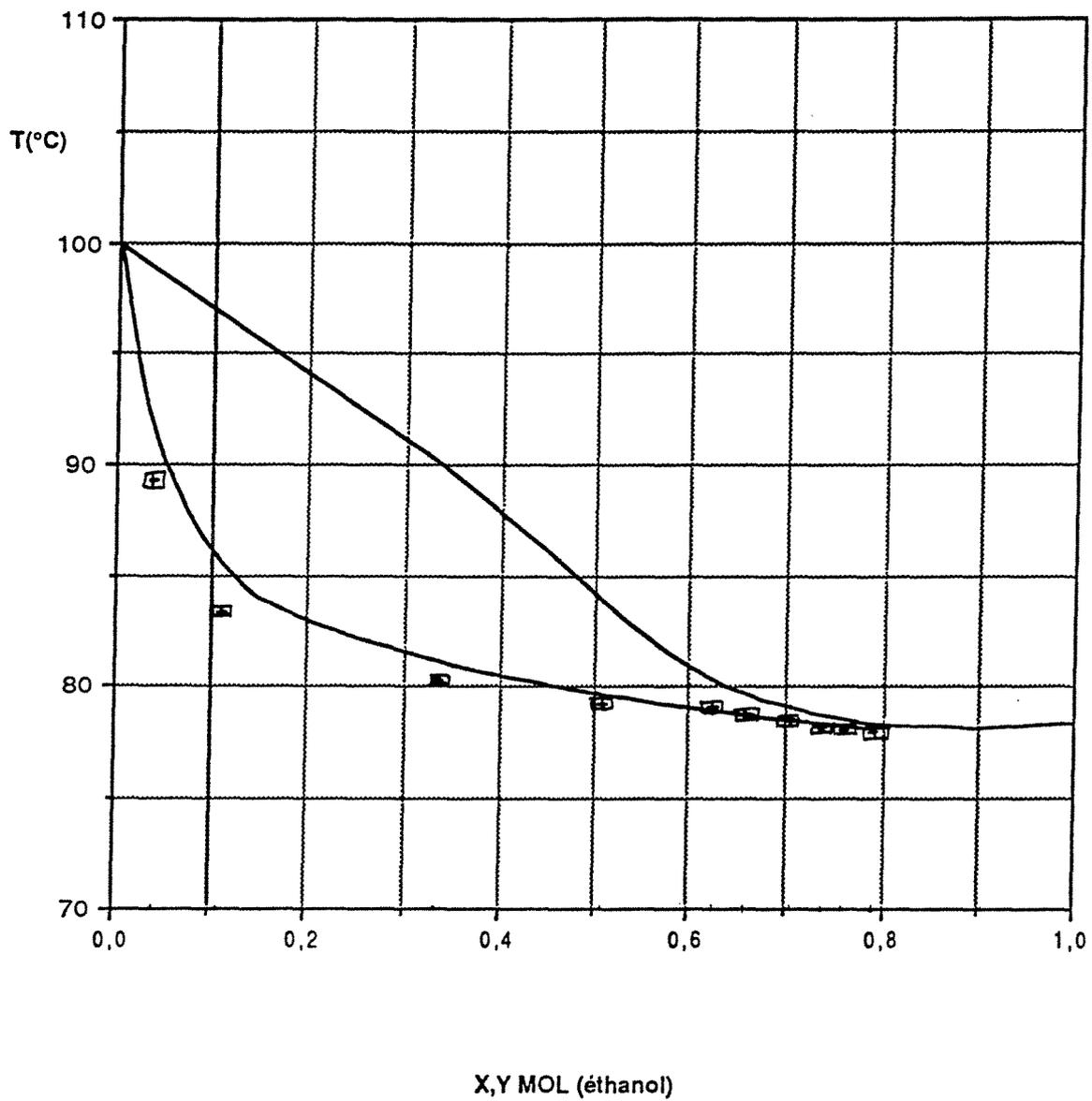
EXPERIENCE 310791(2)
cas DE1 : 5 serpentins en série (6,7,8,9,10)

x_A	0,2179	
A	0,3404	mol/s
x_D	0,8094	
D	0,0788	mol/s
x_S	0,0399	
S	0,2616	mol/s
Q_B	14,27	kW
Débit huile	11,80	l/min
ΔT_{huile}	152,1 - 112,1	°C

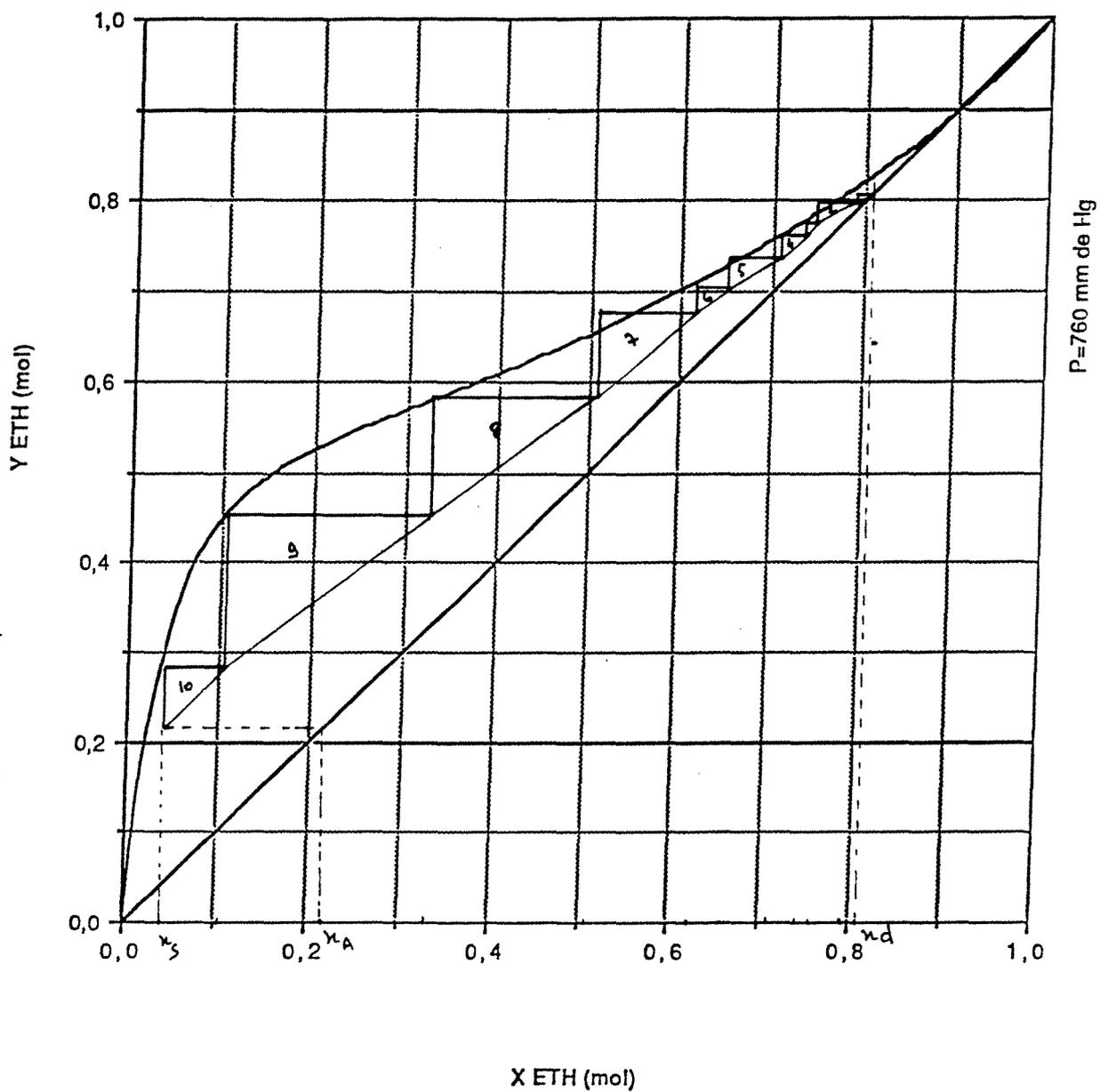
plateau	Q (kW)	ΔT (°C)	Débit(l/min)
condenseur	8,49	72,2 - 22,5	2,48
1	0		
2	0		
3	0		
4	0		
5	0		
6	0,83	70,0 - 64,3	2,13
7	0,63	74,4 - 70,0	2,13
8	0,43	77,3 - 74,4	2,13
9	0,59	81,4 - 77,3	2,13
10	0,94	88,0 - 81,4	2,13

Efficacité 88,00 %

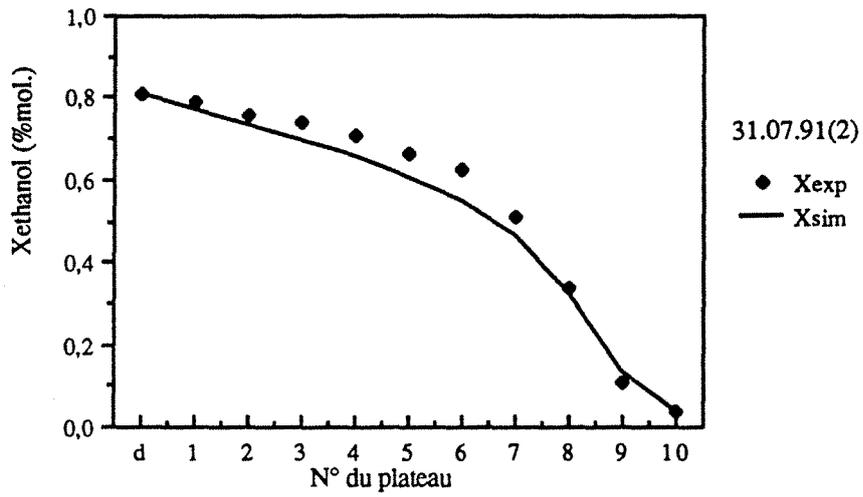
$\eta_{\text{Ex,sep}}$ 40,33 %



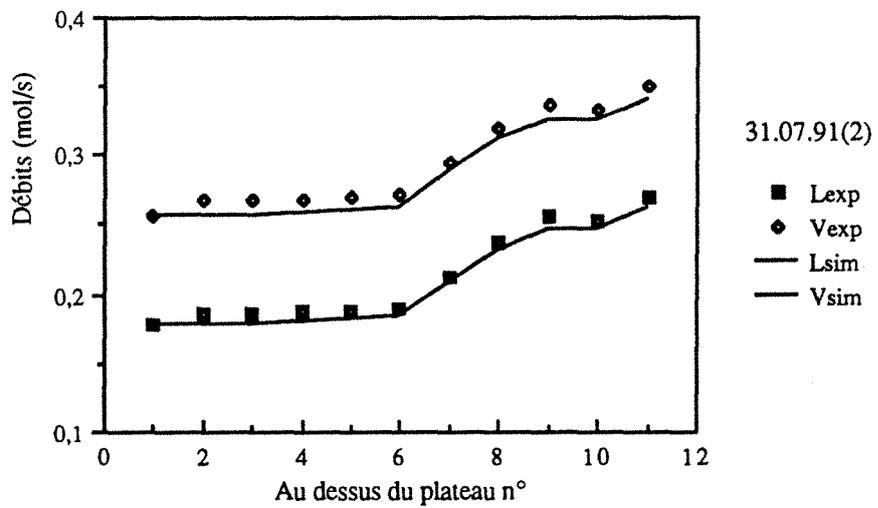
Comparaison des résultats du 31.07.91 (2) avec les isobares de bulle et de rosée à 760 mm de Hg dans le diagramme T-X,Y du couple EAU / ETHANOL. Distillation diabatique DE1 avec 5 serpentins en série (6,7,8,9,10).



Construction de Mc CABE et THIELE à partir des données
 expérimentales pour x et des valeurs calculées numériquement pour y.
 Expérience diabatique DE1 du 31.07.91 (2) :
 5 serpentins en série (6,7,8,9,10).



Variations de la composition liquide.
 Comparaison avec la simulation (E=0,78).



Variations des débits liquide et vapeur.
 Comparaison avec la simulation (E=0,78).

EXPERIENCE 020891(1)
cas DE2 : 6 serpentins en série (1,2,3,8,9,10)

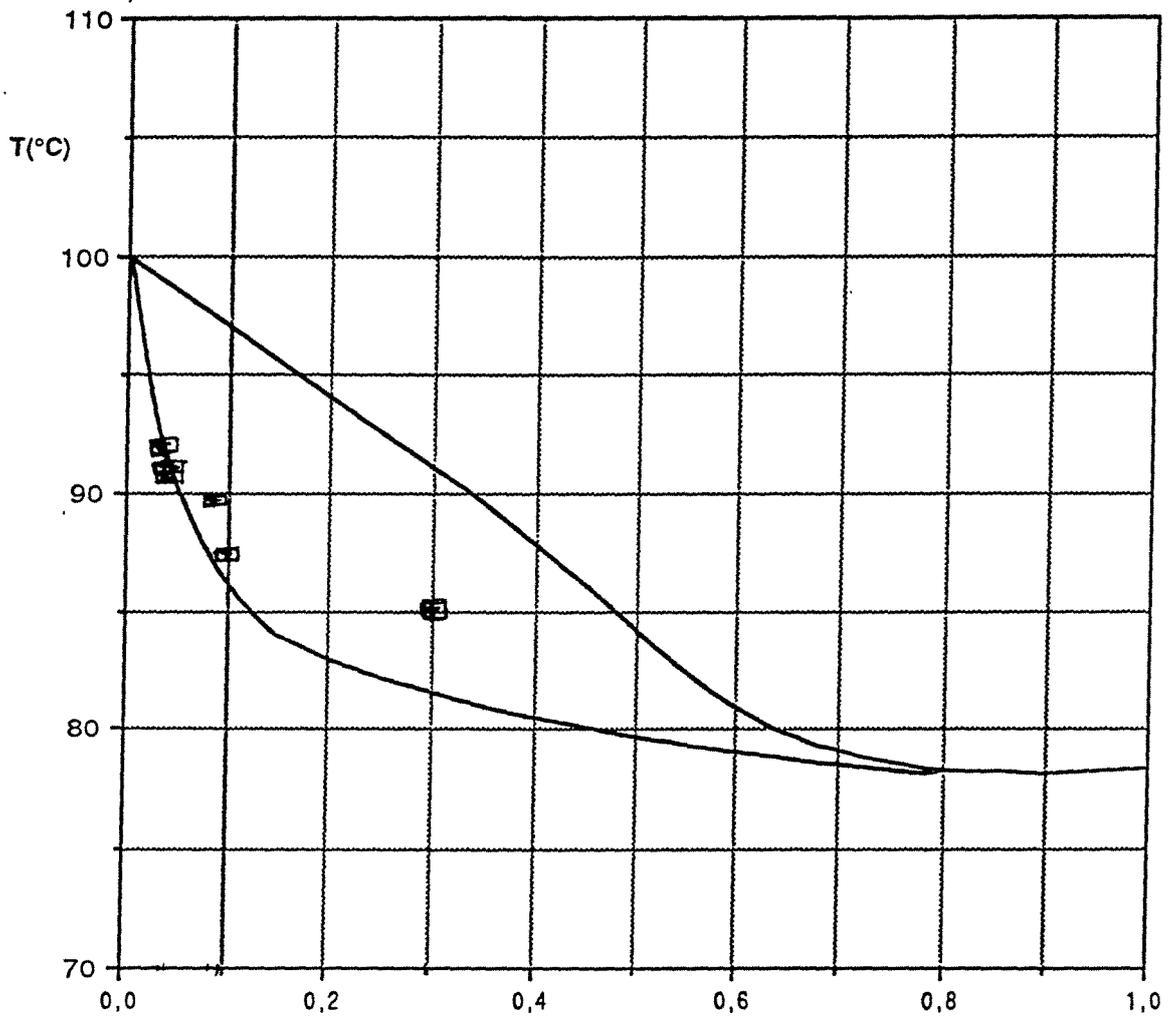
x_A	0,2800	
A	0,3395	mol/s
x_D	0,4776	
D	0,1862	mol/s
x_S	0,0400	
S	0,1633	mol/s
Q_B	14,01	kW
Débit huile	12,00	l/min
ΔT_{huile}	149,4 - 110,8	°C

plateau	Q (kW)	$\Delta T(^{\circ}\text{C})$	Débit(l/min)
condenseur	7,73	67,5 - 22,3	2,48
1	2,32	75,9 - 61,6	2,37
2	1,07	82,6 - 75,9	2,37
3	0,70	86,9 - 82,6	2,37
4	0		
5	0		
6	0		
7	0		
8	0,28	88,7 - 86,9	2,37
9	0,24	90,2 - 88,7	2,37
10	0,18	91,3 - 90,2	2,37

Efficacité 49,32 %

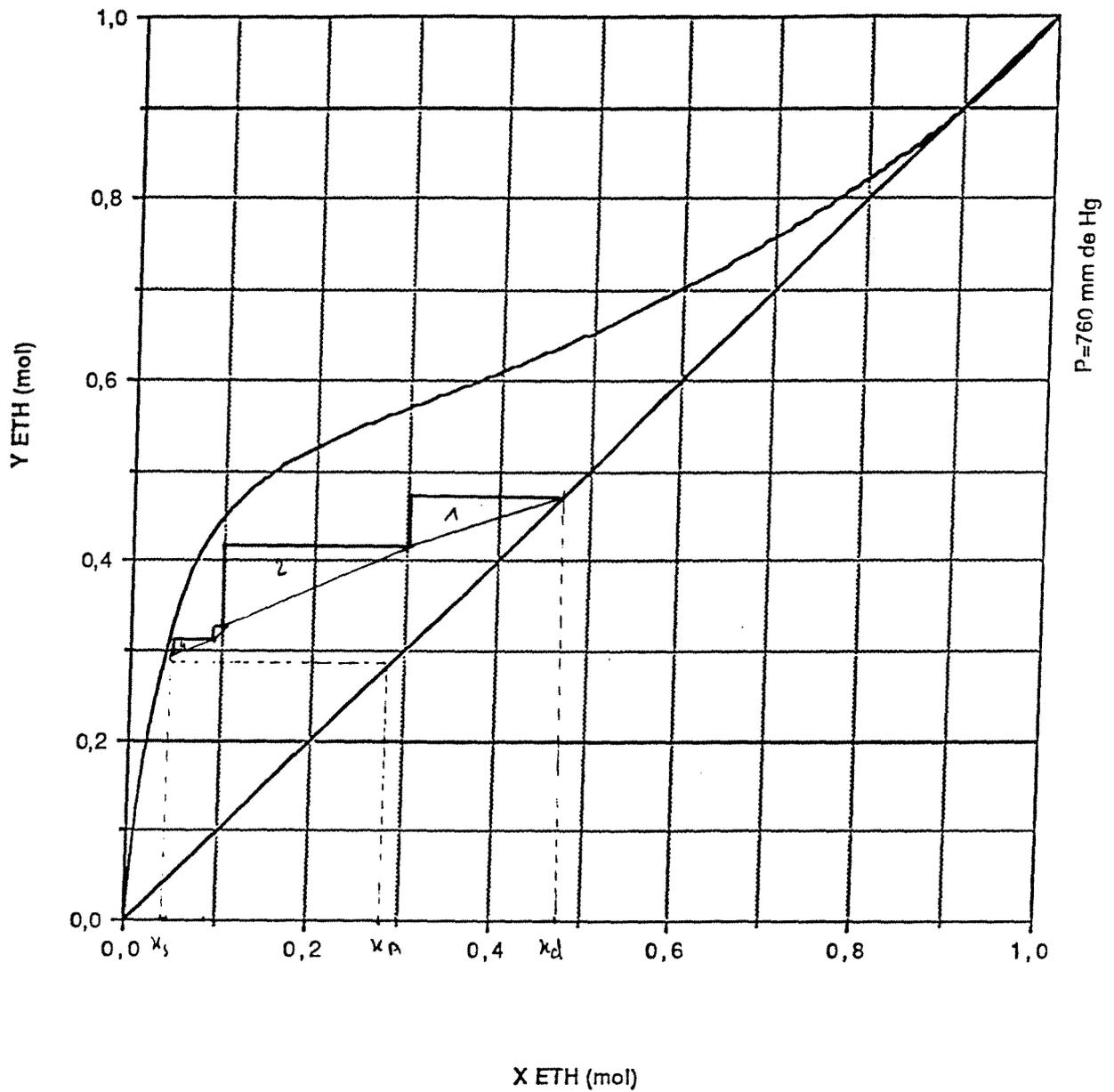
$\eta_{\text{Ex,sep}}$ 43,84 %

Remarques : le rapport L/V est inférieur à 0,5 dans toute la colonne, provoquant ainsi un mauvais contact gaz-liquide; l'efficacité est alors réduite.

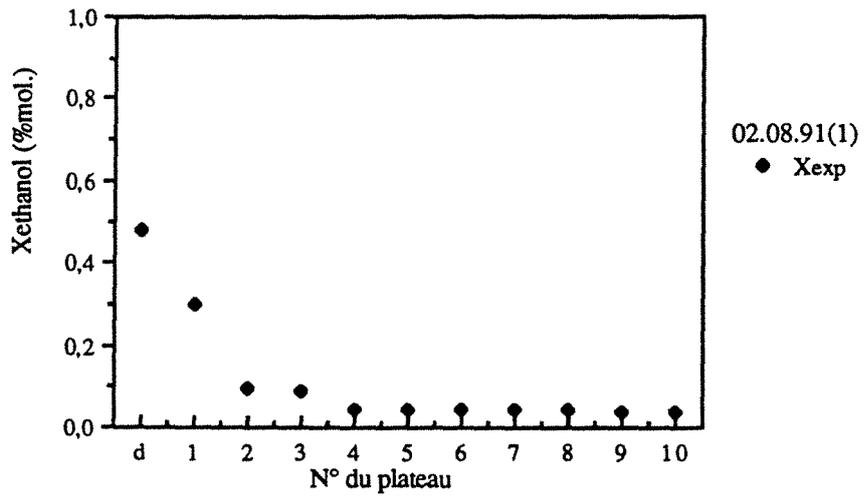


X,Y MOL (éthanol)

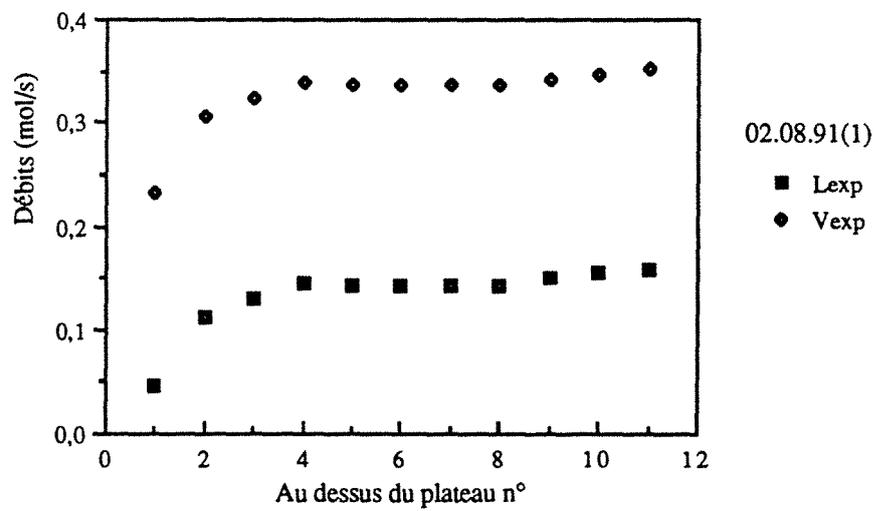
Comparaison des résultats du 02.08.91 (1) avec les isobares de bulle et de rosée à 760 mm de Hg dans le diagramme T-X,Y du couple EAU / ETHANOL. Distillation diabatique DE2 avec 6 serpentins en série (1,2,3,8,9,10).



Construction de Mc CABE et THIELE à partir des données
 expérimentales pour x et de valeurs calculées numériquement pour y .
 Expérience diabatique DE2 du 02.08.91 (1) :
 6 serpentins en série (1,2,3,8,9,10).



Variations de la composition liquide



Variations des débits liquide et vapeur.

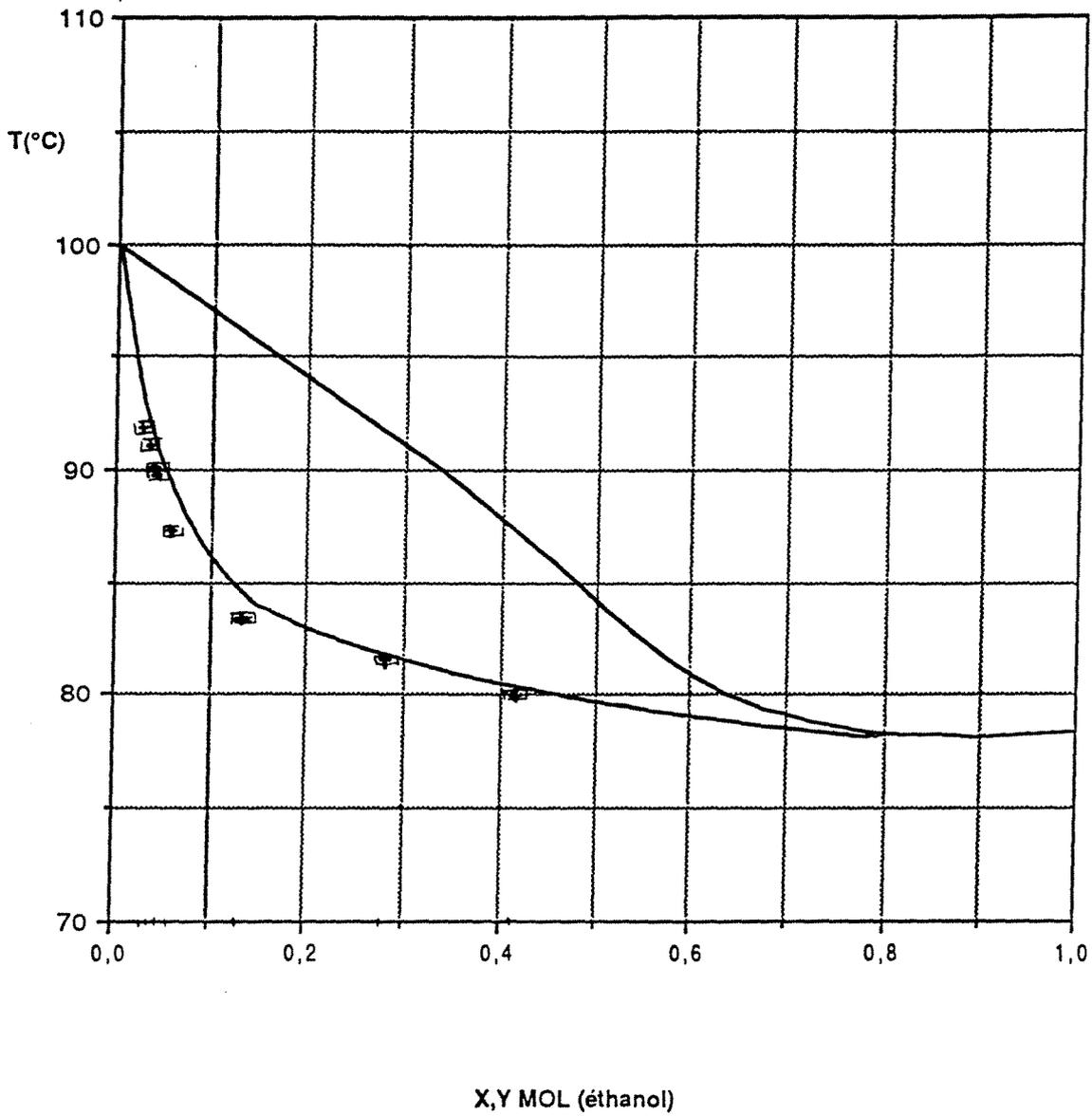
EXPERIENCE 020891(2)
cas DE2 : 6 serpentins en série (1,2,3,8,9,10)

x_A	0,2593	
A	0,3454	mol/s
x_D	0,5998	
D	0,1384	mol/s
x_S	0,0346	
S	0,2070	mol/s
Q_B	14,32	kW
Débit huile	12,00	l/min
ΔT_{huile}	150,4 - 111,0	°C

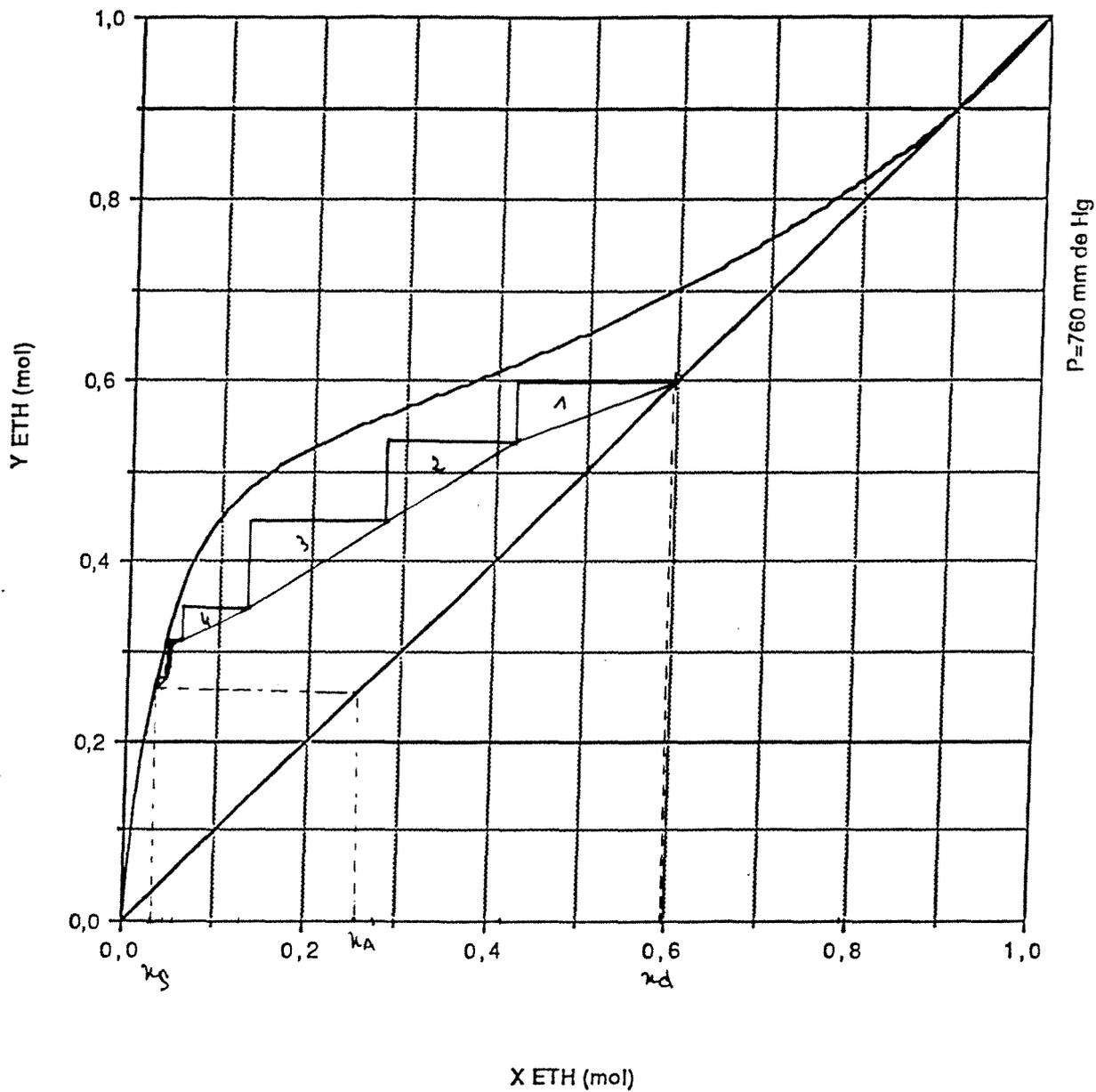
plateau	Q (kW)	ΔT (°C)	Débit(l/min)
condenseur	5,50	50,8 - 22,3	2,79
1	2,09	62,1 - 51,2	2,80
2	1,67	70,7 - 62,1	2,80
3	1,38	78,0 - 70,7	2,80
4	0		
5	0		
6	0		
7	0		
8	1,20	84,3 - 78,0	2,80
9	0,68	87,8 - 84,3	2,80
10	0,47	90,3 - 87,8	2,80

Efficacité 69,00 %

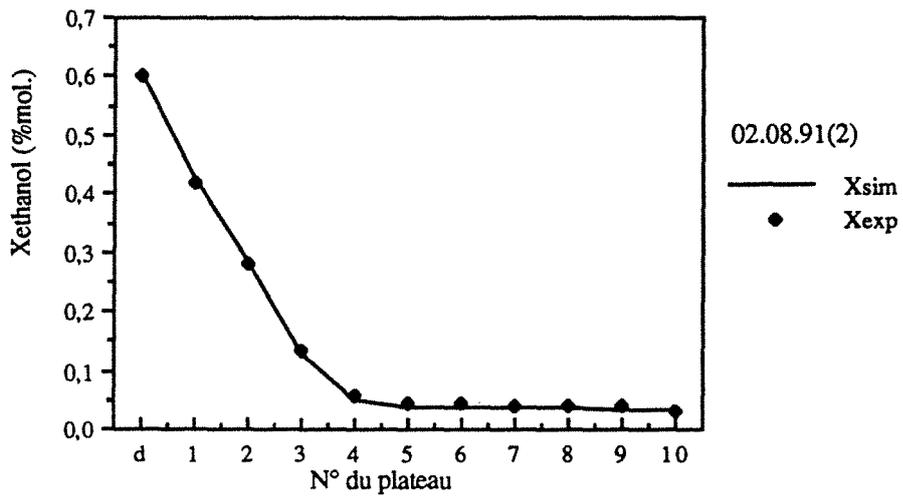
$\eta_{\text{Ex,sep}}$ 43,47 %



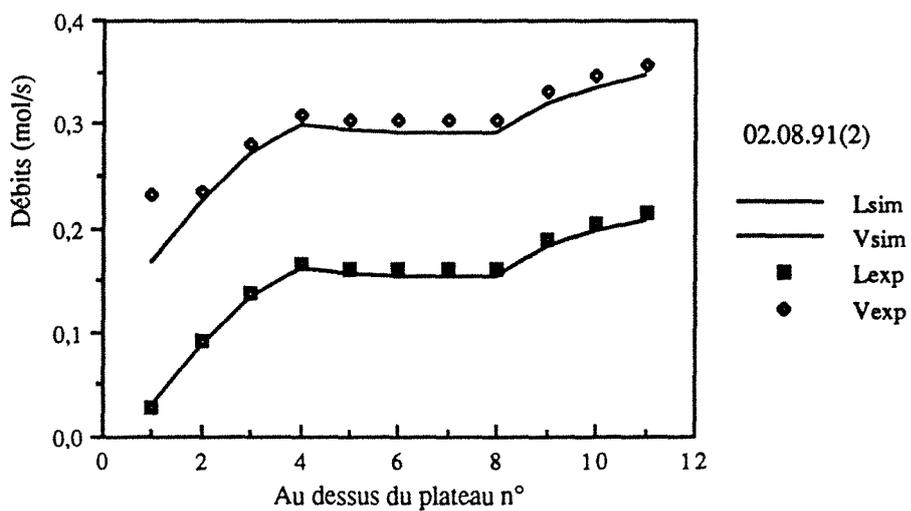
Comparaison des résultats du 02.08.91 (2) avec les isobares de bulle et de rosée à 760 mm de Hg dans le diagramme T-X,Y du couple EAU / ETHANOL. Distillation diabatique DE2 avec 6 serpentins en série (1,2,3,8,9,10).



Construction de Mc CABE et THIELE à partir des données
 expérimentales pour x et des valeurs calculées numériquement pour y .
 Expérience diabatique DE2 du 02.08.91 (2) :
 6 serpentins en série (1,2,3,8,9,10).



Variations de la composition liquide.
 Comparaison avec la simulation (E=0,78).



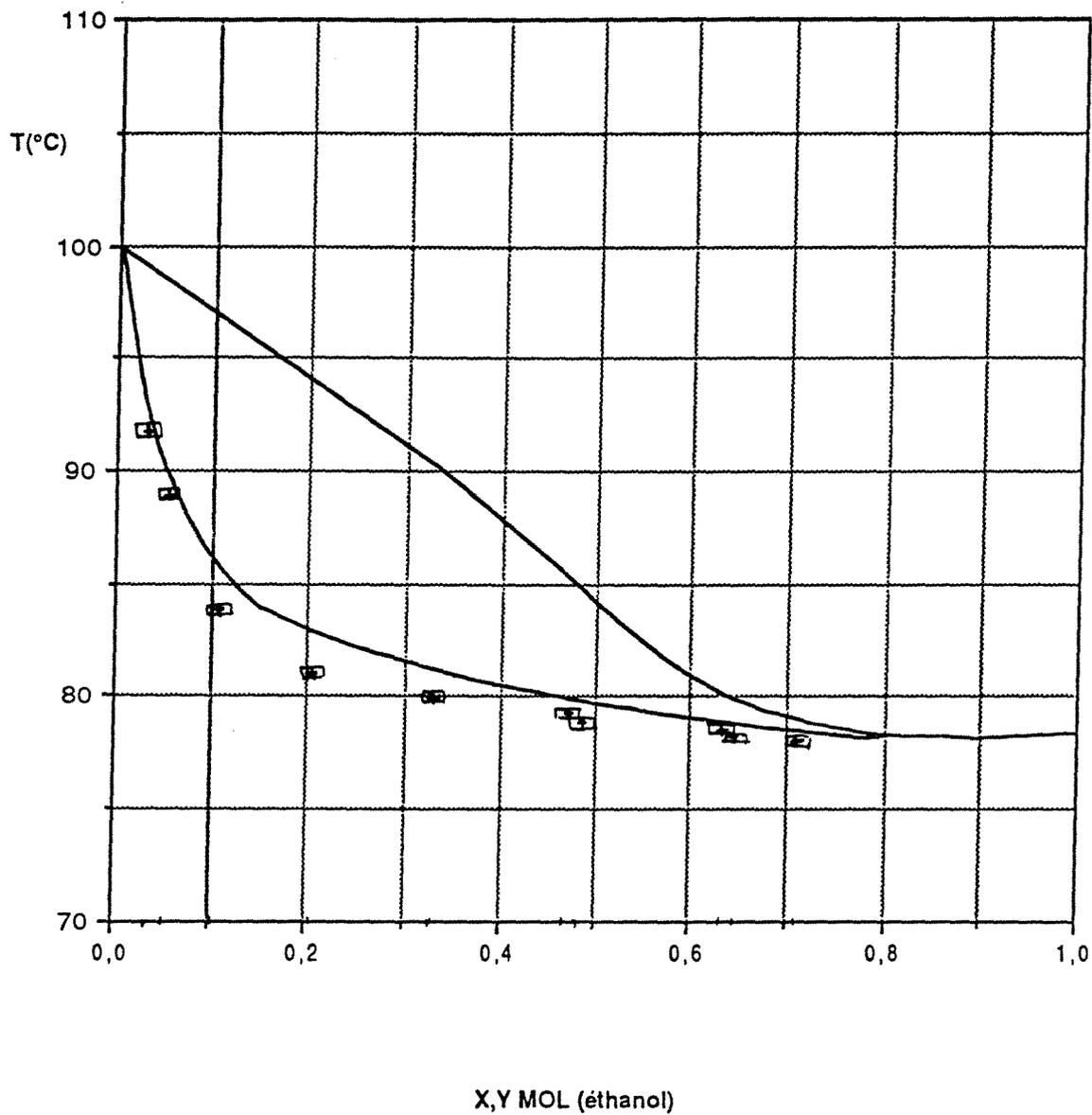
Variations des débits liquide et vapeur.
 Comparaison avec la simulation (E=0,78).

EXPERIENCE 020891(3)
cas DE2 : 6 serpentins en série (1,2,3,8,9,10)

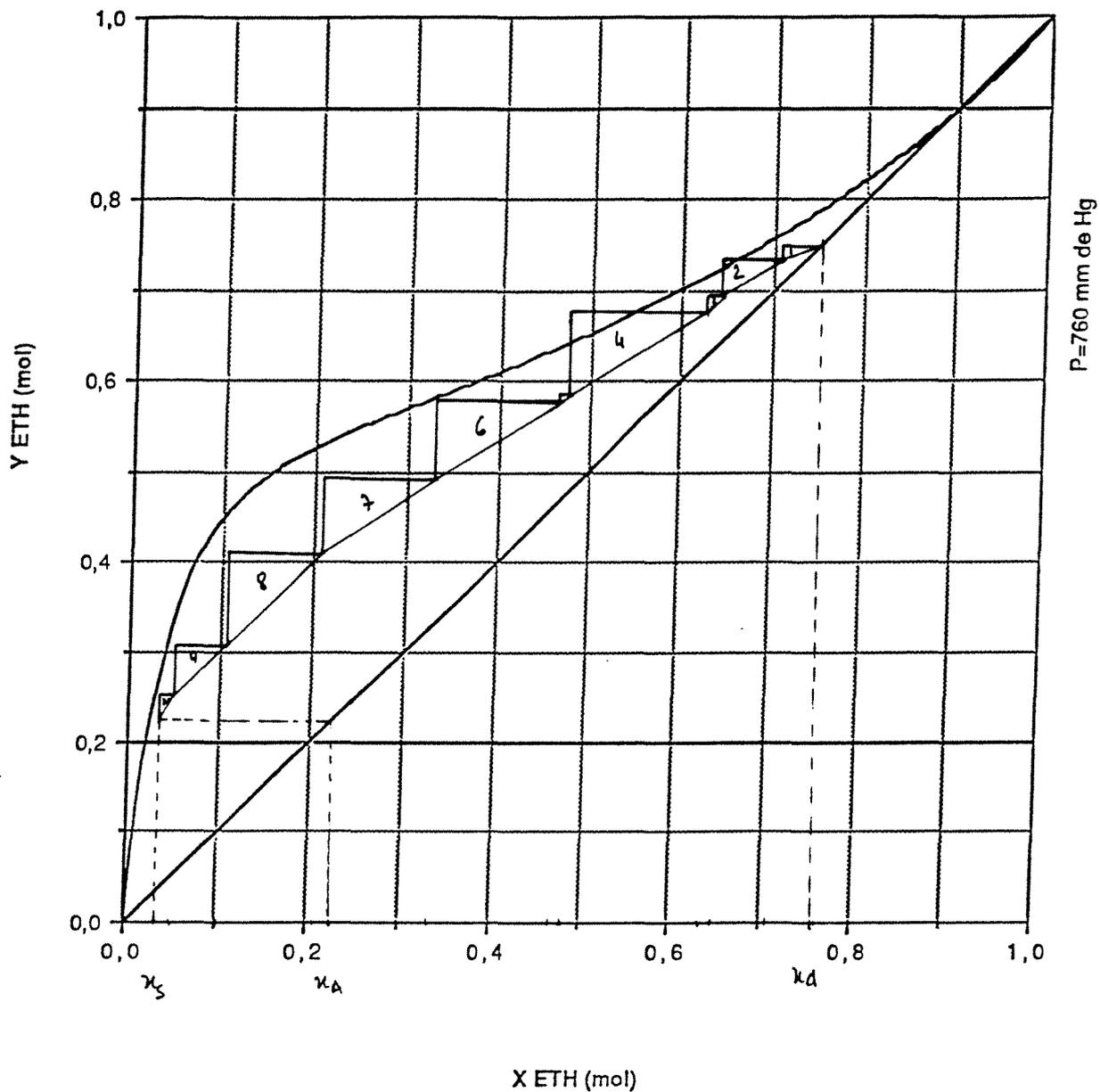
x_A	0,2256	
A	0,3431	mol/s
x_D	0,7598	
D	0,0900	mol/s
x_S	0,0356	
S	0,2531	mol/s
Q_B	14,33	kW
Débit huile	12,00	l/min
ΔT_{huile}	151,2 - 111,7	°C

plateau	Q (kW)	ΔT (°C)	Débit(l/min)
condenseur	3,80	40,5 - 22,2	3,00
1	1,89	51,7 - 42,5	2,97
2	1,64	59,8 - 51,7	2,97
3	1,16	65,5 - 59,8	2,97
4	0		
5	0		
6	0		
7	0		
8	2,01	75,4 - 65,5	2,97
9	1,51	82,9 - 75,4	2,97
10	1,07	88,2 - 82,9	2,97

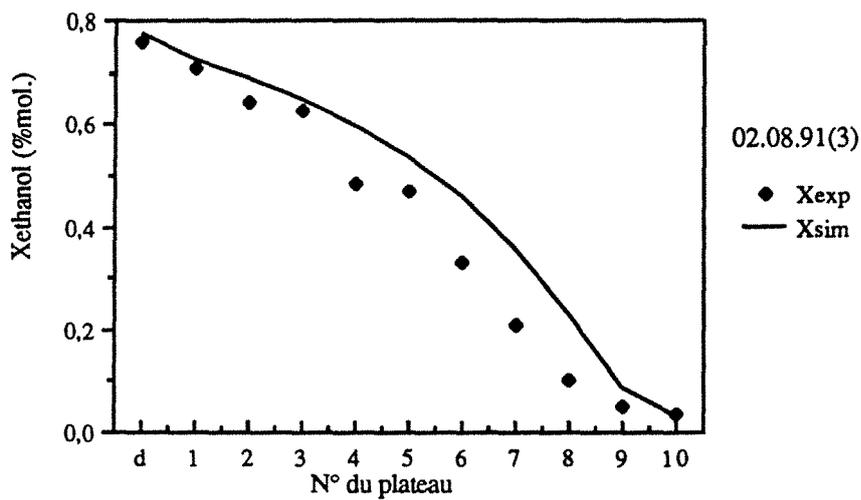
Efficacité	84,50	%
$\eta_{\text{Ex,sep}}$	42,48	%



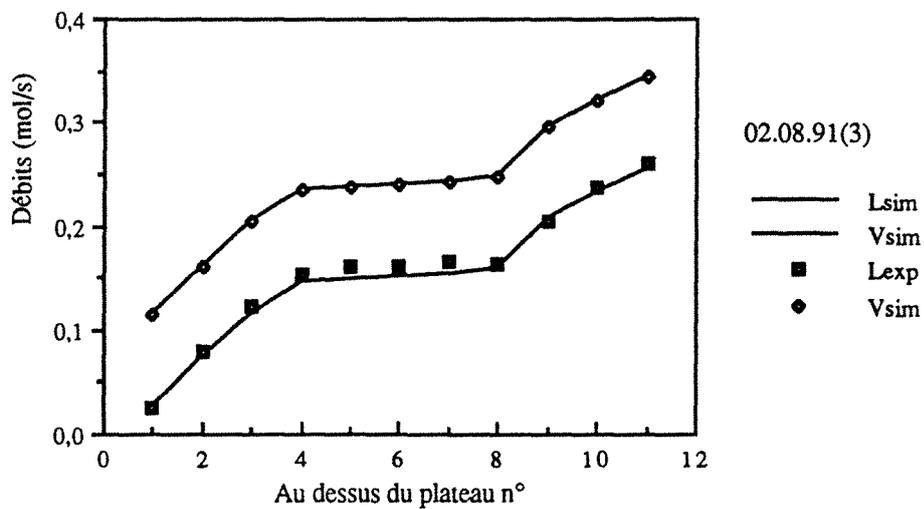
Comparaison des résultats du 02.08.91 (3) avec les isobares de bulle et de rosée à 760 mm de Hg dans le diagramme T-X,Y du couple EAU / ETHANOL. Distillation diabatique DE2 avec 6 serpentins en série (1,2,3,8,9,10).



Construction de Mc CABE et THIELE à partir des données
 expérimentales pour x et des valeurs calculées numériquement pour y.
 Expérience diabatique DE2 du 02.08.91 (3) :
 6 serpentins en série (1,2,3,8,9,10).



Variations de la composition liquide.
 Comparaison avec la simulation (E=0,78).



Variations des débits liquide et vapeur.
 Comparaison avec la simulation (E=0,78).

EXPERIENCE 161091(1)
cas DE3 : 8 serpentins en série

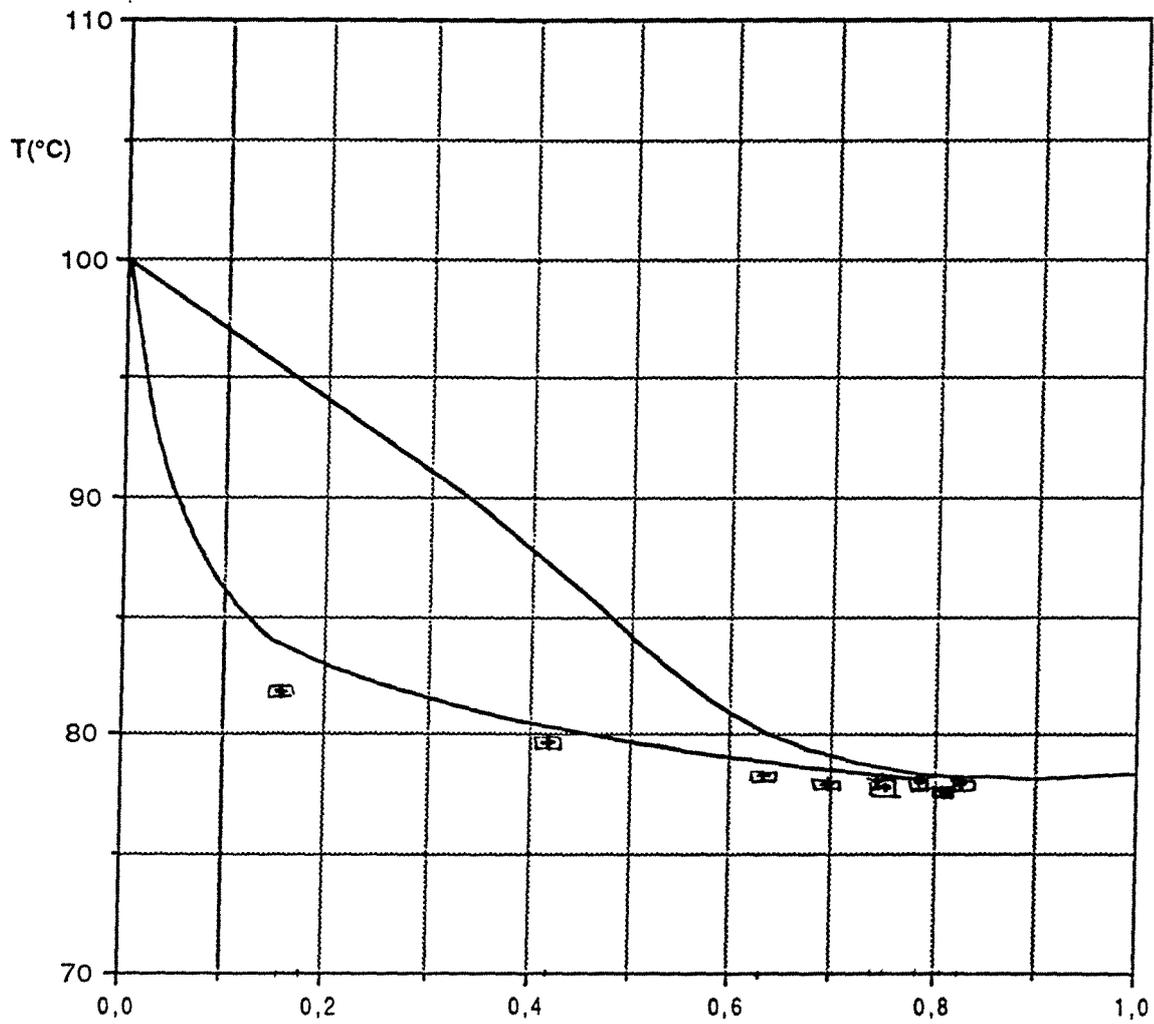
x_A	0,1773	
A	0,3439	mol/s
x_D	0,8203	
D	0,0110	mol/s
x_S	0,1561	
S	0,3329	mol/s
Q_B	13,95	kW
Débit huile	12,50	l/min
ΔT_{huile}	149,5 - 112,5	°C

plateau	Q (kW)	ΔT (°C)	Débit(l/min)
condenseurs	0		
1	0,68	22,2 - 19,2	3,24
2	2,75	34,4 - 22,2	3,24
3	2,30	44,7 - 34,4	3,24
4	2,03	53,8 - 44,7	3,24
5	1,49	60,5 - 53,8	3,24
6	1,07	65,3 - 60,5	3,24
7	0,91	69,4 - 65,3	3,24
8	0,67	72,4 - 69,4	3,24
9	0,53	74,8 - 72,4	3,24
10	0,88	78,8 - 74,8	3,24

Efficacité 81,39 %

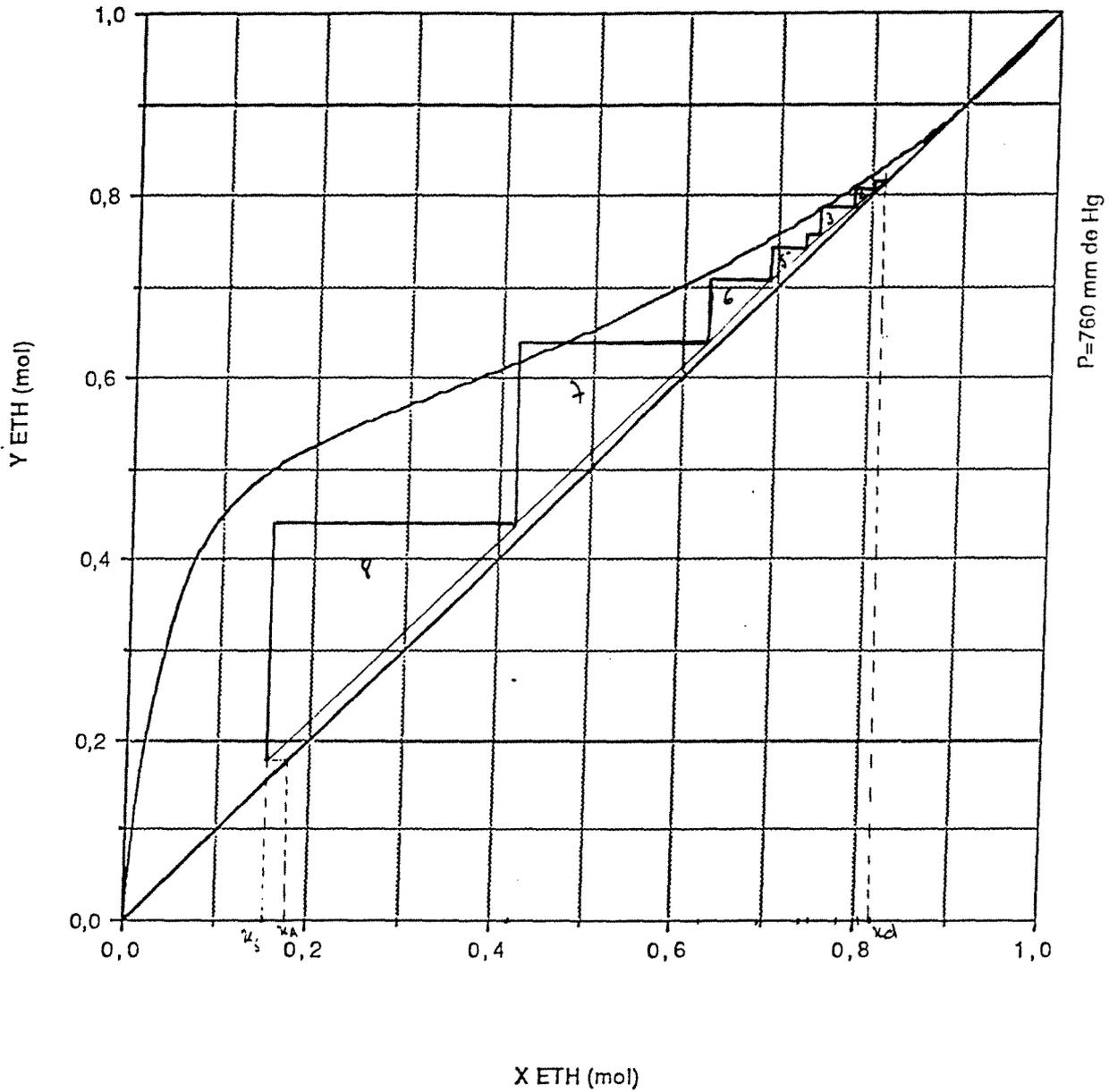
$\eta_{\text{Ex,sep}}$ 39,31 %

Remarque : le distillat est soutiré sur le deuxième plateau.

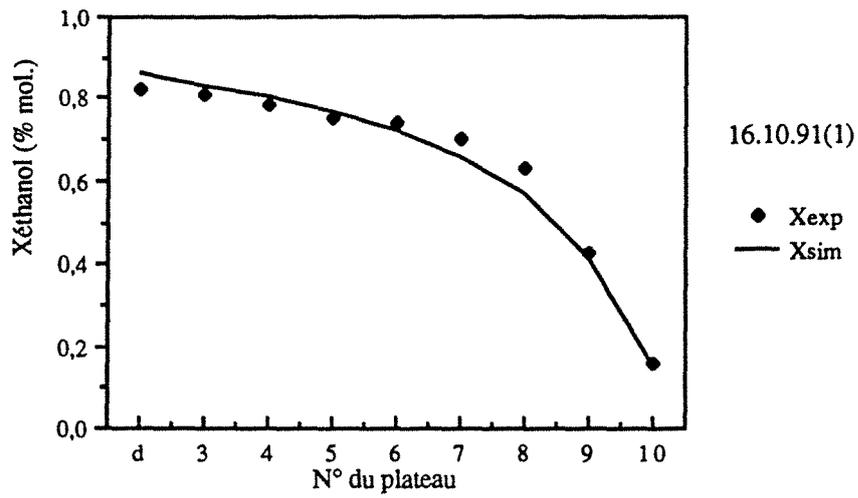


X,Y MOL (éthanol)

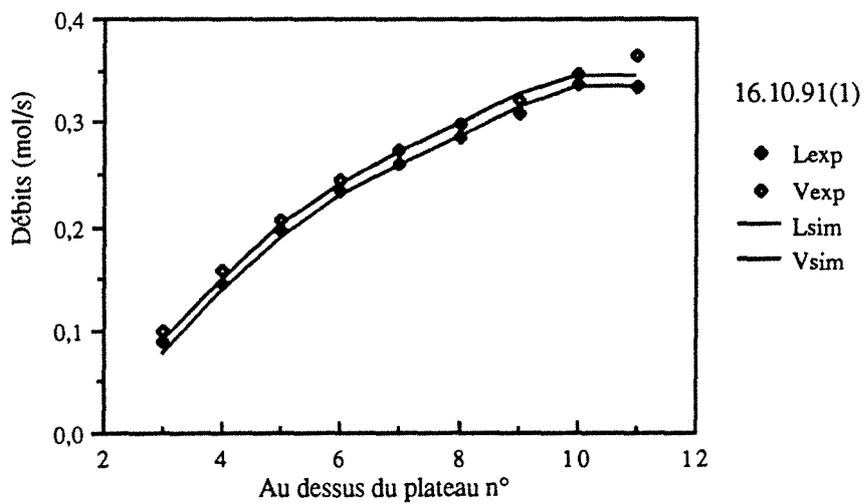
Comparaison des résultats du 16.10.91 (1) avec les isobares de bulle et de rosée à 760 mm de Hg dans le diagramme T-X, Y du couple EAU / ETHANOL.
Distillation diabatique DE3 avec 10 serpents en série (sans condenseur).



Construction de Mc CABE et THIELE à partir des données
 expérimentales pour x et des valeurs calculées numériquement pour y .
 Expérience diabatique DE3 du 16.10.91 (1) :
 10 serpentins en série (sans condenseur).



Variations de la composition liquide.
 Comparaison avec la simulation ($E=0,78$).



Variations des débits liquide et vapeur.
 Comparaison avec la simulation ($E=0,78$).

EXPERIENCE 161091(2)
cas DE3 : 8 serpentins en série

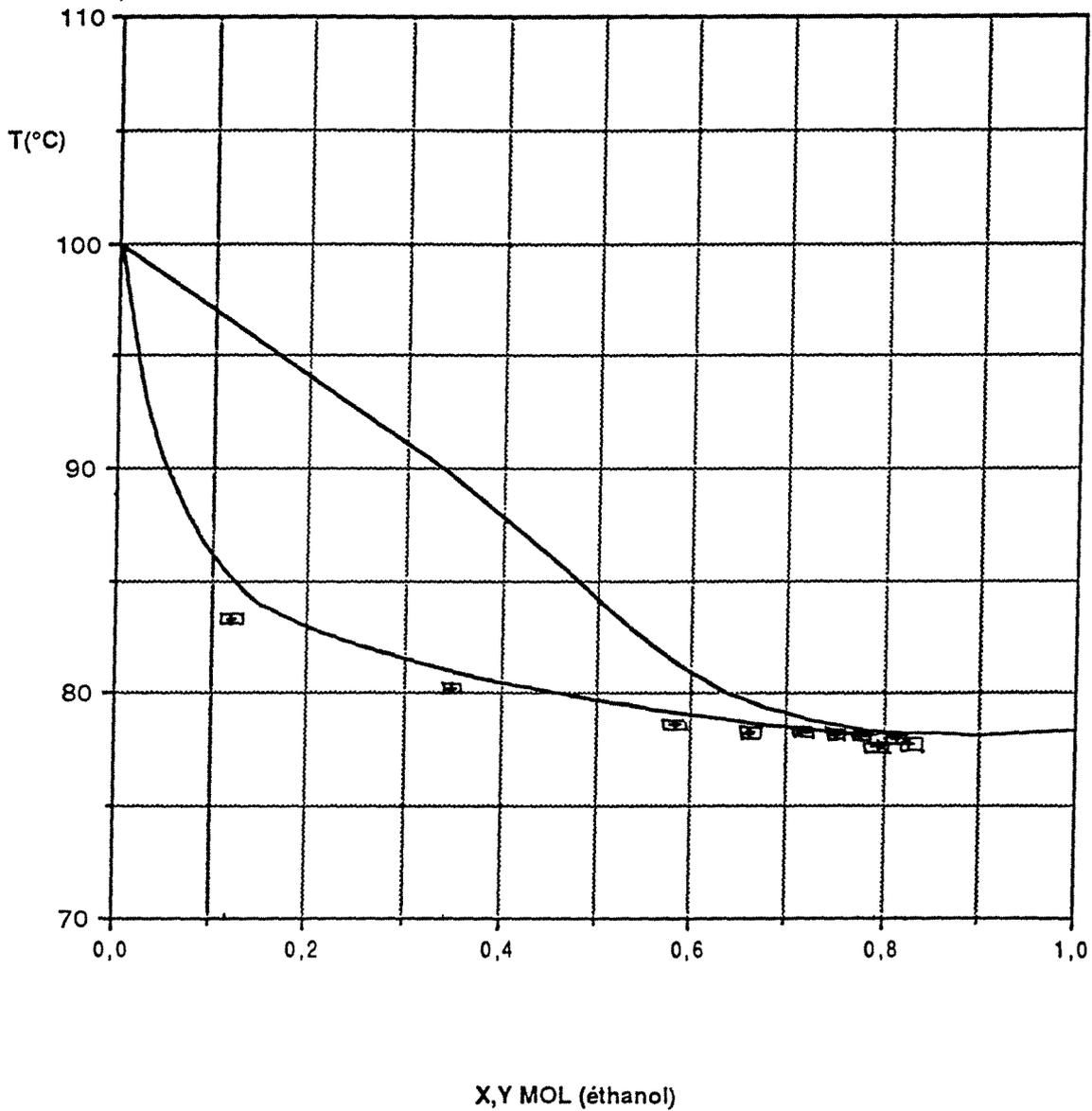
x_A	0,1585	
A	0,3419	mol/s
x_D	0,8153	
D	0,0196	mol/s
x_S	0,1184	
S	0,3223	mol/s
Q_B	13,89	kW
Débit huile	12,50	l/min
ΔT_{huile}	149,7 - 113,0	°C

plateau	Q (kW)	ΔT (°C)	Débit(l/min)
condenseurs	1,54	24,4 - 16,5	2,79
1	2,69	37,6 - 24,5	2,96
2	2,27	48,7 - 37,6	2,96
3	1,68	57,0 - 48,7	2,96
4	1,33	63,5 - 57,0	2,96
5	0,90	67,9 - 63,5	2,96
6	0,60	70,9 - 67,9	2,96
7	0,53	73,5 - 70,9	2,96
8	0,39	75,4 - 73,5	2,96
9	0,36	77,2 - 75,4	2,96
10	0,86	81,5 - 77,2	2,96

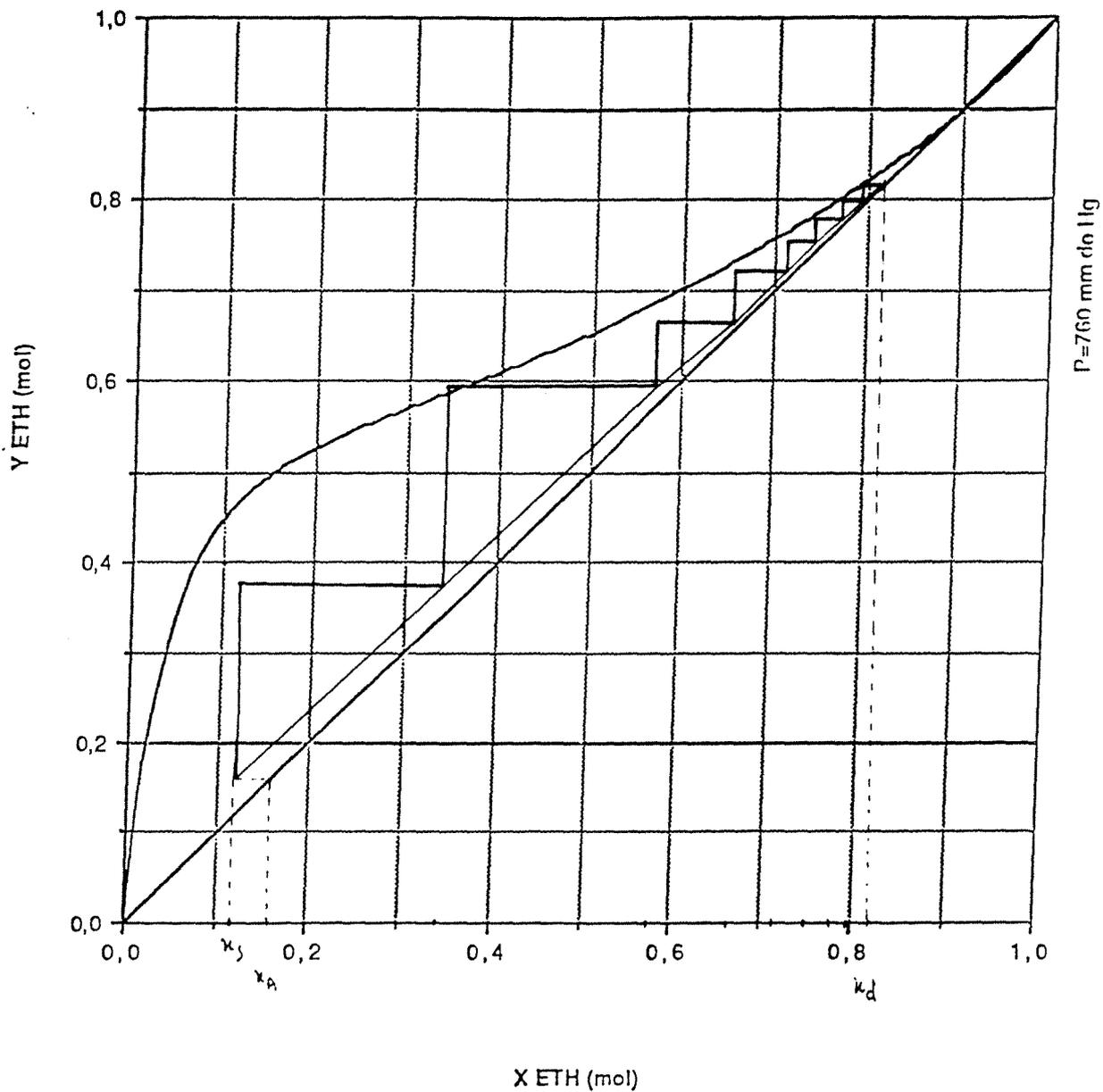
Efficacité 77,87 %

$\eta_{\text{Ex,sep}}$ 38,75 %

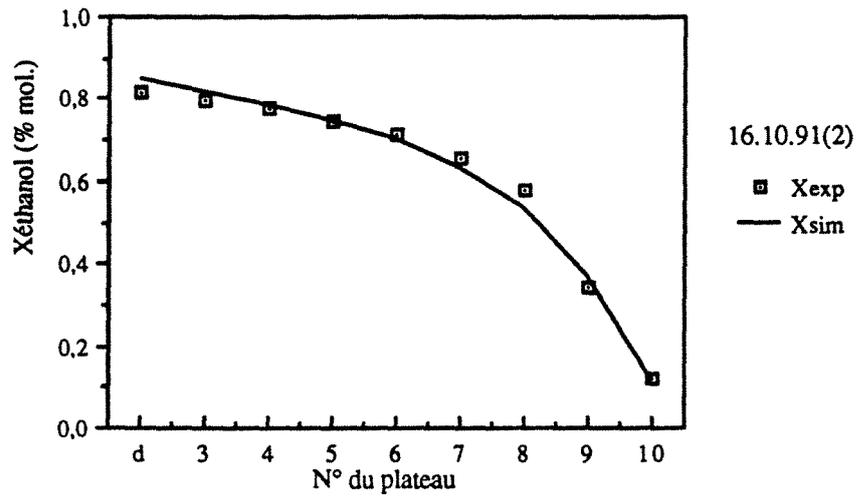
Remarque : le distillat est soutiré sur le deuxième plateau.



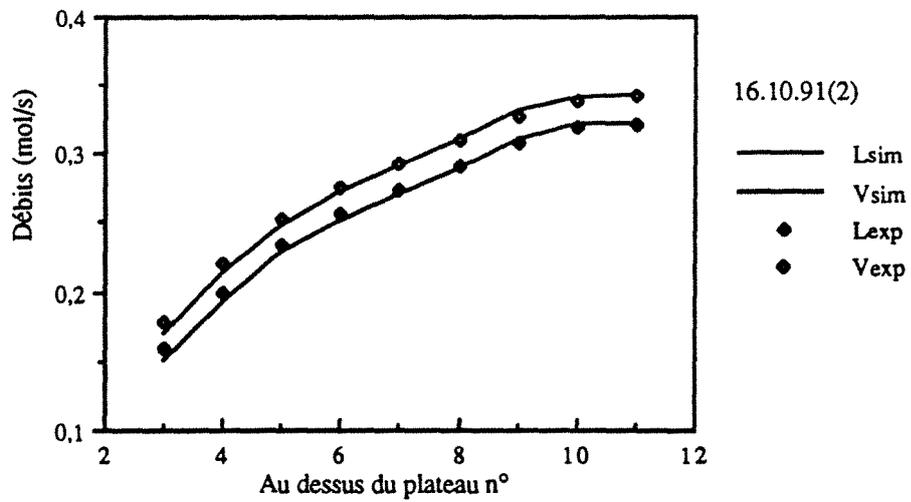
Comparaison des résultats du 16.10.91 (2) avec les
 isobares de bulle et de rosée à 760 mm de Hg
 dans le diagramme T-X,Y du couple EAU / ETHANOL.
 Distillation diabatique DE3 avec 10 serpentins en série (sans condenseur).



Construction de Mc CABE et THIELE à partir des données
 expérimentales pour x et des valeurs calculées numériquement pour y .
 Expérience diabatique DE3 du 16.10.91 (2) :
 10 serpentina en série (sans condenseur).



Variations de la composition liquide.
 Comparaison avec la simulation (E=0,78).



Variations des débits liquide et vapeur.
 Comparaison avec la simulation (E=0,78).

DISTILLATION ADIABATIQUE
D'EPUISEMENT

**EXPERIENCE 031291(1)
CAS AA1**

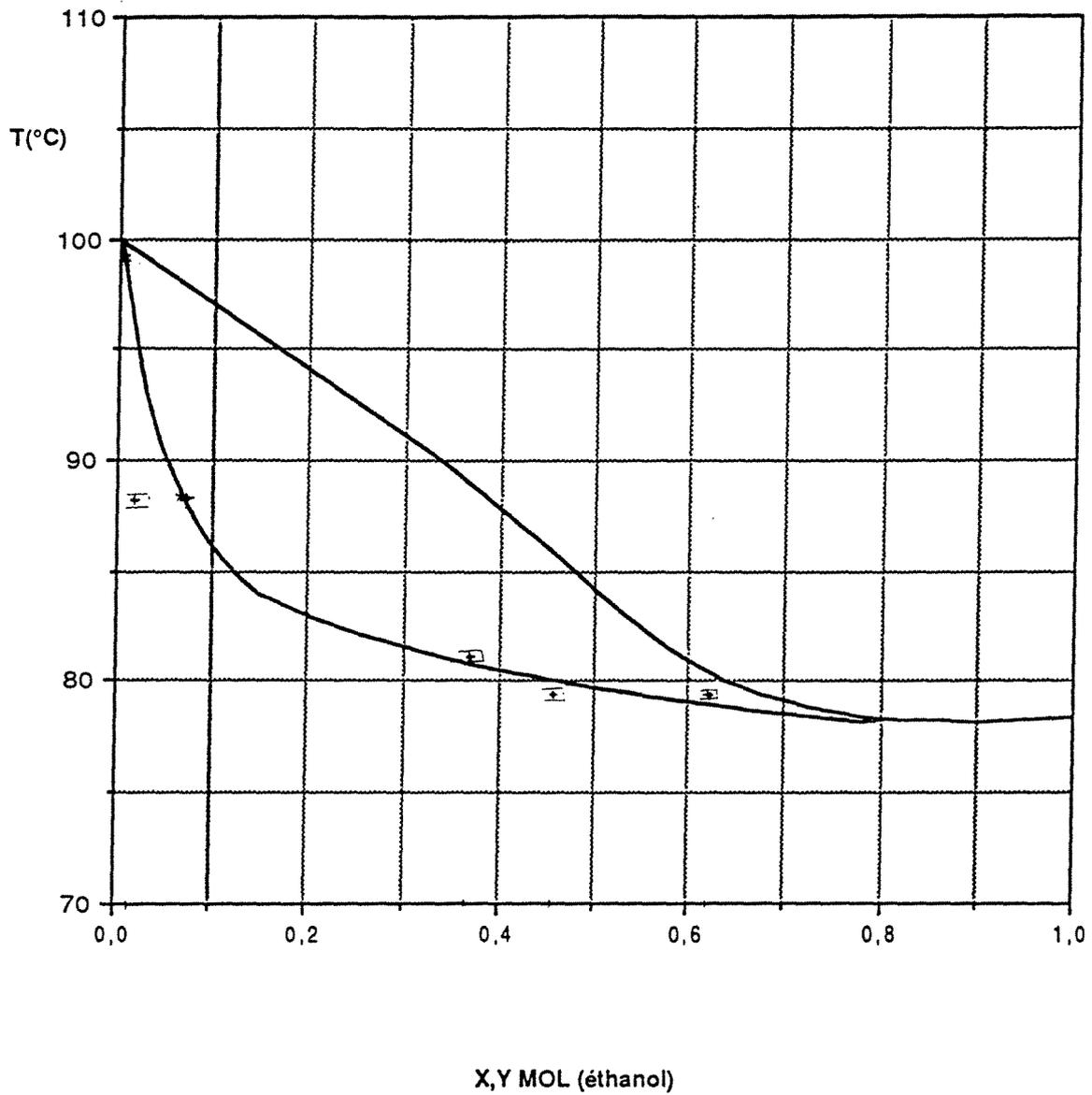
x_A	0,6980	
A	0,1364	mol/s
h_A	290,4	kJ/kg
x_D	0,7033	
D	0,1354	mol/s
x_S	0,0004	
S	0,0010	mol/s
Q_C	5,38	kW
Débit eau	0,922	l/min
ΔT_{eau}	78,9-10,9	°C
Débit eau (cond. aux)	5,17	l/min
ΔT_{eau}	11,3-8,4	°C
Q_B	6,70	kW
Débit huile	14,40	l/min
ΔT_{huile}	125,6 - 109,9	°C
Reflux : x_r	0	
r	0	mol/s
Taux de rebouillage	133,85	
Q_B/S	3,6 e5	kJ/kg
Efficacité des plateaux	77,67	%
η_{Ex}	27,93	%

Remarques :

Le taux de rebouillage est très important. La courbe opératoire est confondue avec la première bissectrice.

Par ailleurs, la majorité des plateaux fonctionnent dans un domaine de concentration inférieur à 5%, l'efficacité est considérablement réduite sur ces plateaux. L'efficacité moyenne trouvée précédemment, n'est donc pas représentative de la colonne entière mais uniquement des quatre premiers plateaux.

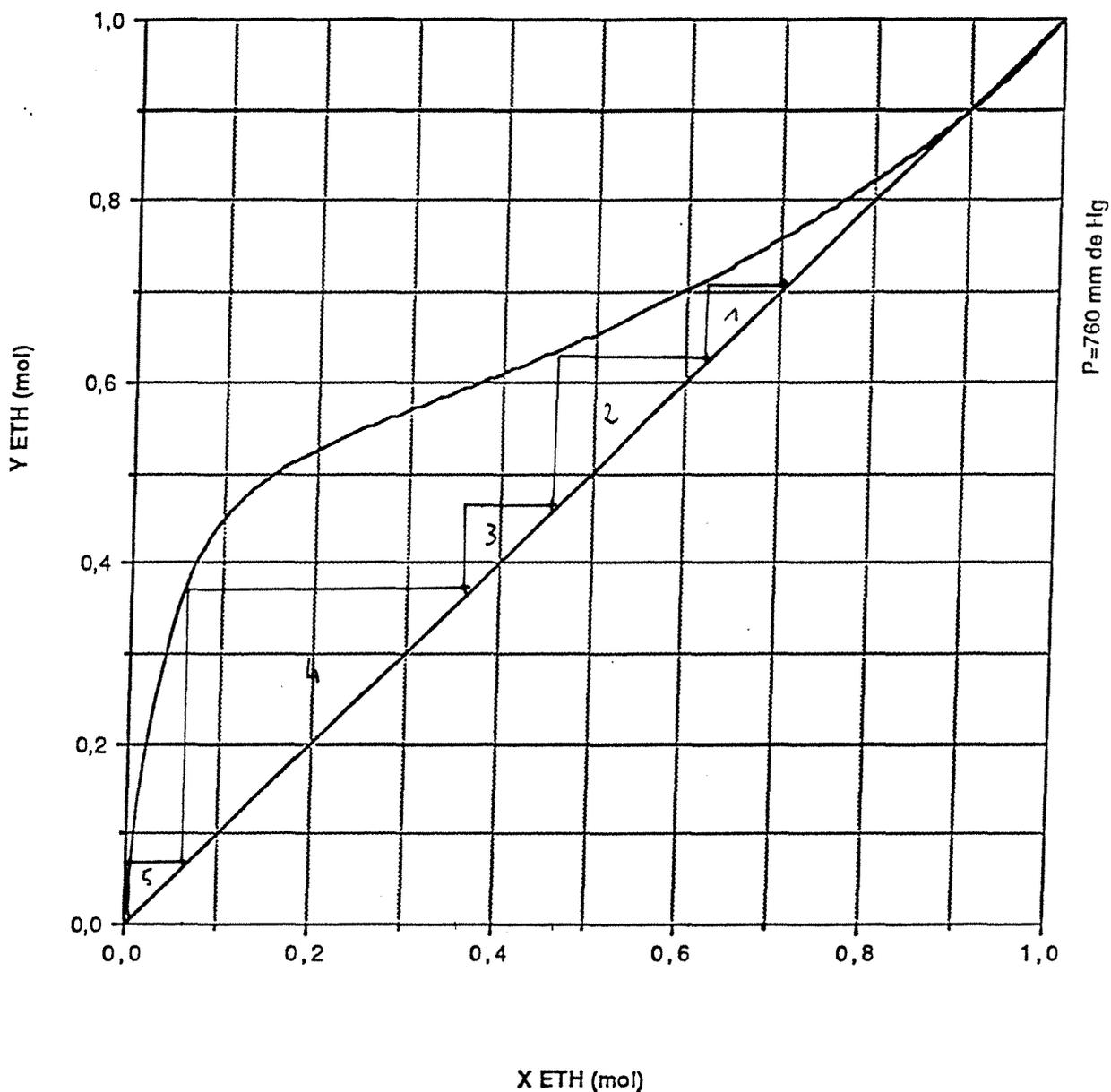
Nous ne simulerons pas cette expérience car même avec une efficacité de 68 %, il n'est pas possible d'atteindre l'alimentation trouvée expérimentalement. L'efficacité est certainement très inférieure à 77,7 %, mais il n'est pas possible de la déterminer expérimentalement suite aux imprécisions de mesure. Nous nous contenterons de la valeur moyenne pour des distillations, où le domaine de concentrations se situe au delà de 5 %.



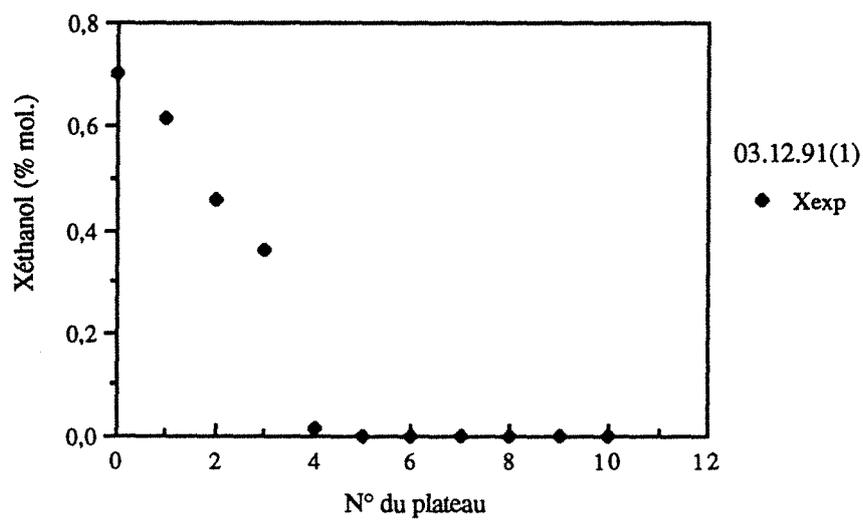
Comparaison des résultats du 03.12.91 (1) avec les
 isobares de bulle et de rosée à 760 mm de Hg
 dans le diagramme T-X,Y du couple EAU / ETHANOL.
 Distillation Adiabatique AA1.

DIAGRAMME X-Y

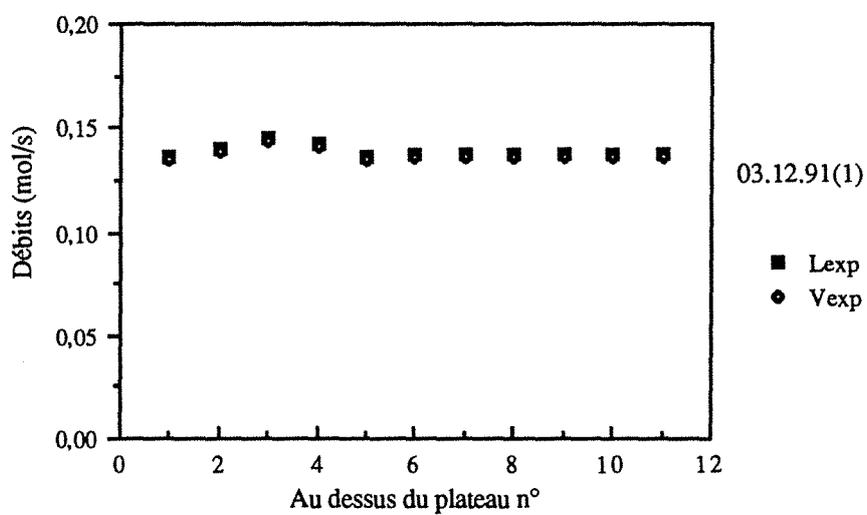
EAU-ETHANOL



Construction de Mc CABE et THIELE à partir des données
expérimentales pour x et des valeurs calculées numériquement pour y.
Expérience adiabatique AA1 du 03.12.91 (1).



Variations de la composition liquide.



Variations des débits liquide et vapeur.

EXPERIENCE 041291(1)
CAS AA2

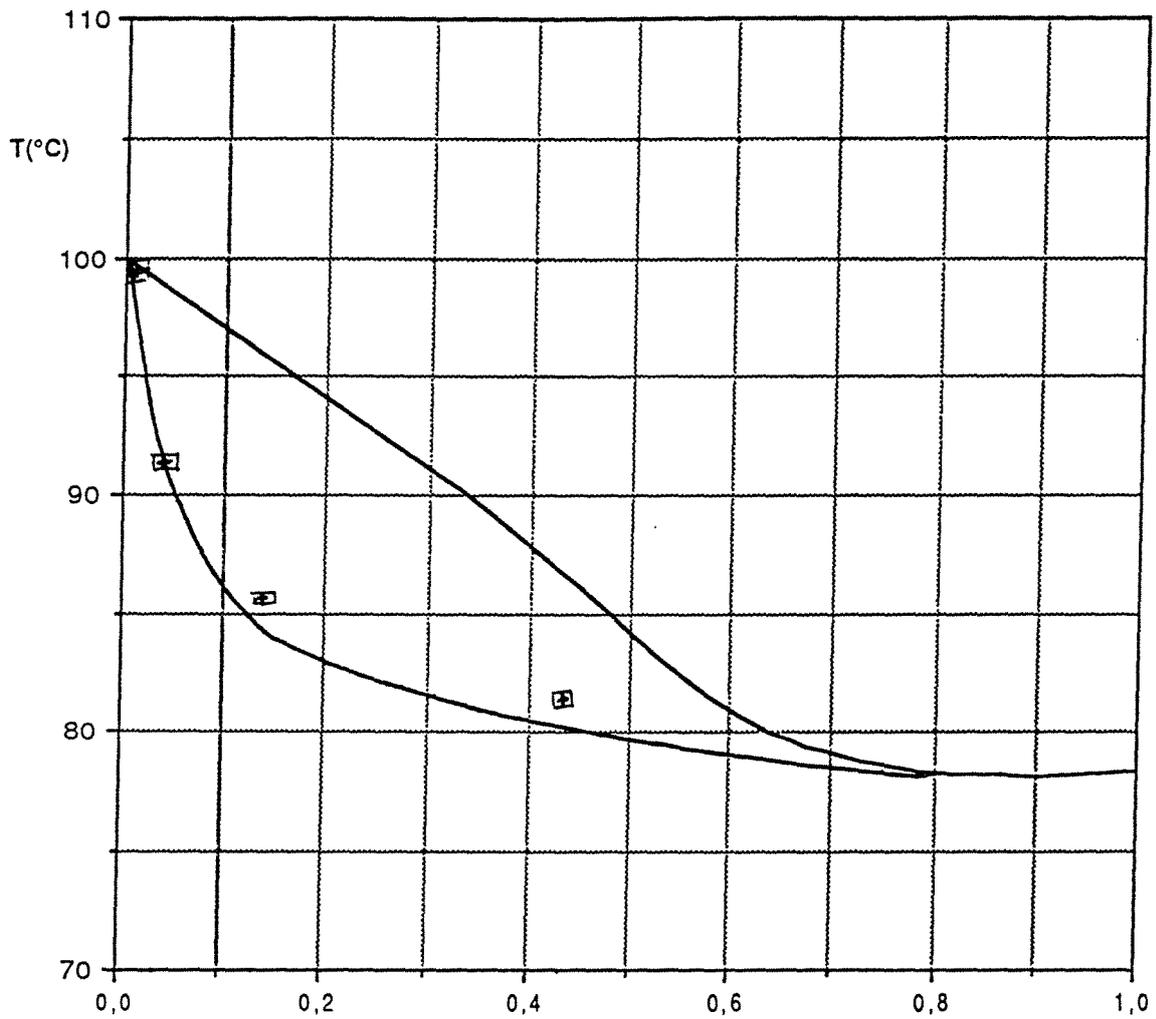
x_A	0,6539	
A	0,0708	mol/s
h_A	120,0	kJ/kg
x_D	0,6568	
D	0,0705	mol/s
x_S	0,0007	
S	0,0003	mol/s
Q_C	5,45	kW
Débit eau	0,51	l/min
ΔT_{eau}	81,8 - 12,5	°C
Débit eau (cond. aux)	5,40	l/min
ΔT_{eau}	16,4 - 8,3	°C
Q_B	6,70	kW
Débit huile	14,5	l/min
ΔT_{huile}	125,6 - 110,2	°C
Reflux: x_r	0,5530	
r	0,0854	mol/s
Taux de rebouillage	537	
Q_B/S	1,20e6	kJ/kg
Efficacité des plateaux	72,70	%
η_{Ex}	15,71	%

Remarques :

La prise d'échantillon sur le plateau 1 est à prendre avec beaucoup de précaution car l'alimentation arrive juste au dessus de la prise d'échantillon.

L'efficacité n'est toujours pas représentative de la colonne car la majorité des plateaux travaillent dans un domaine de concentration inférieure à 5%. Or l'efficacité moyenne est calculée avec les plateaux où la concentration en éthanol est élevée. Comme nous l'avons vu dans le rapport, l'augmentation de la pente de la courbe d'équilibre dans les basses concentrations entraîne une diminution de l'efficacité. Nous ne simulerons donc pas cette expérience mais nous garderons la valeur de l'efficacité pour le calcul de l'efficacité globale de la colonne d'épuisement travaillant dans un domaine de concentration supérieur à 5 %.

Par ailleurs, le rendement exergetique est faussé par l'important débit au condenseur auxiliaire.

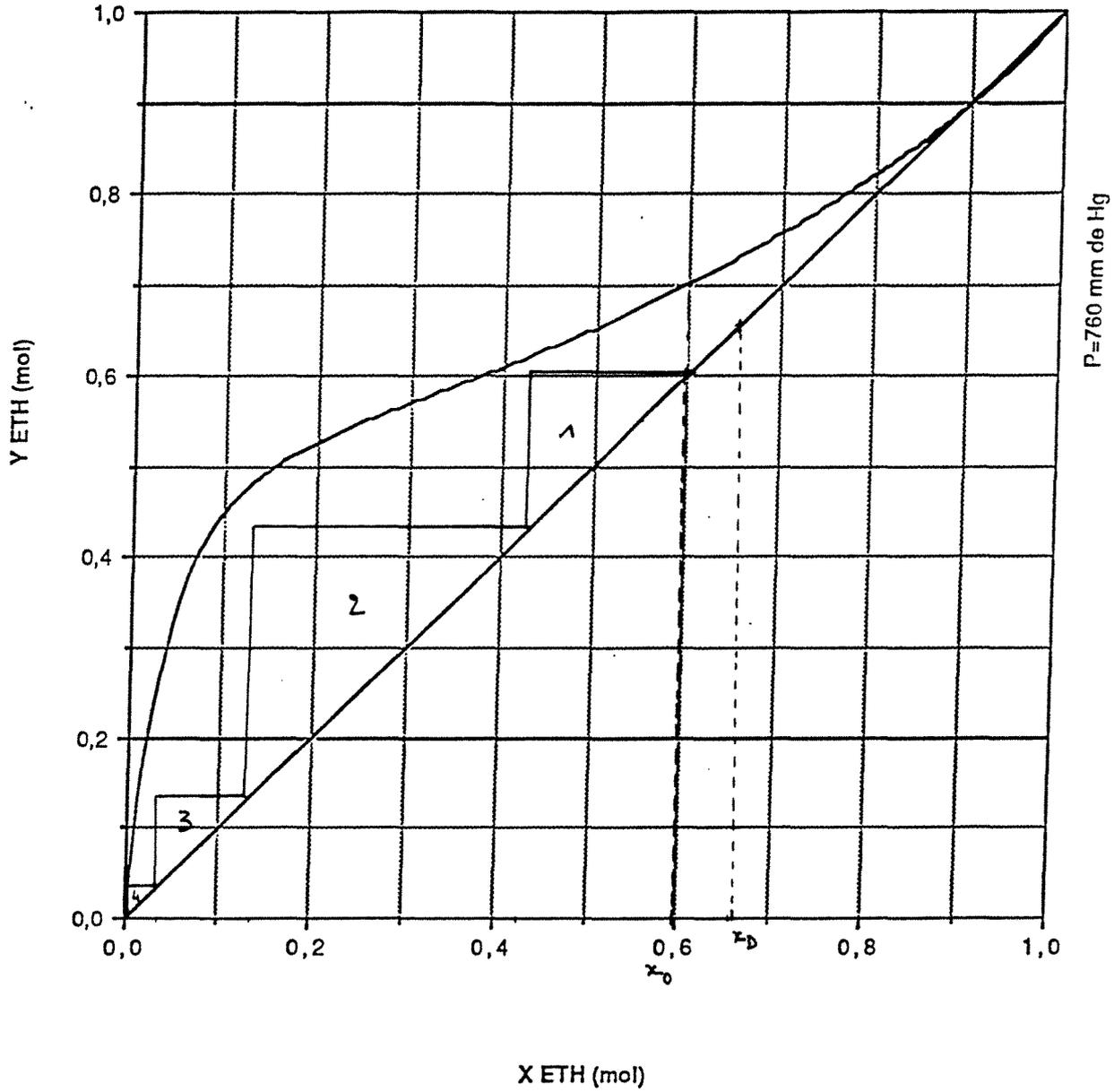


X,Y MOL (éthanol)

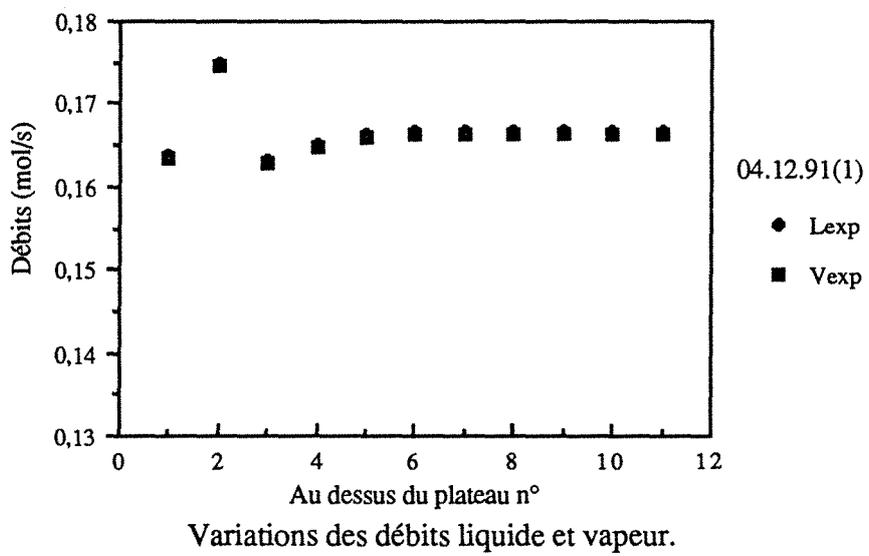
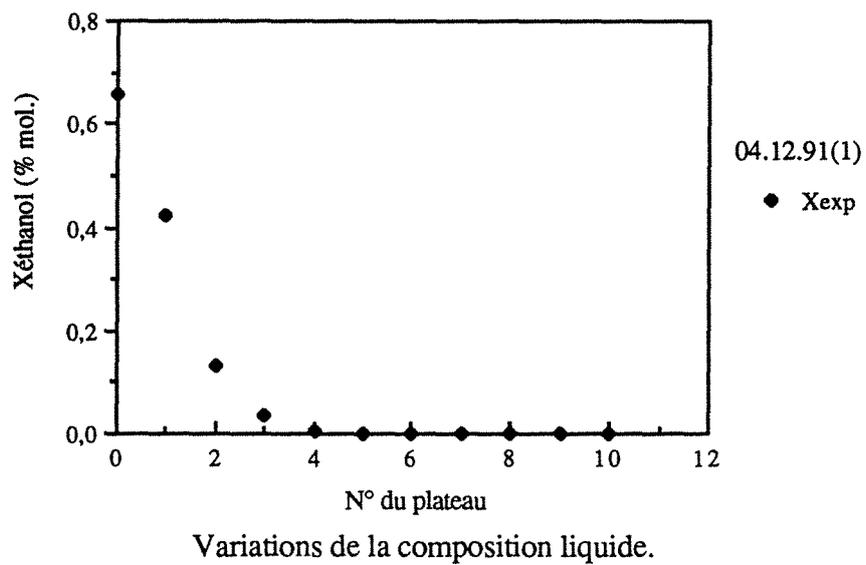
Comparaison des résultats du 04.12.91 (1) avec les isobares de bulle et de rosée à 760 mm de Hg dans le diagramme T-X, Y du couple EAU / ETHANOL. Distillation Adiabatique AA2.

DIAGRAMME X-Y

EAU-ETHANOL



Construction de Mc CABE et THIELE à partir des données
expérimentales pour x et des valeurs calculées numériquement pour y.
Expérience adiabatique AA2 du 04.12.91 (1).

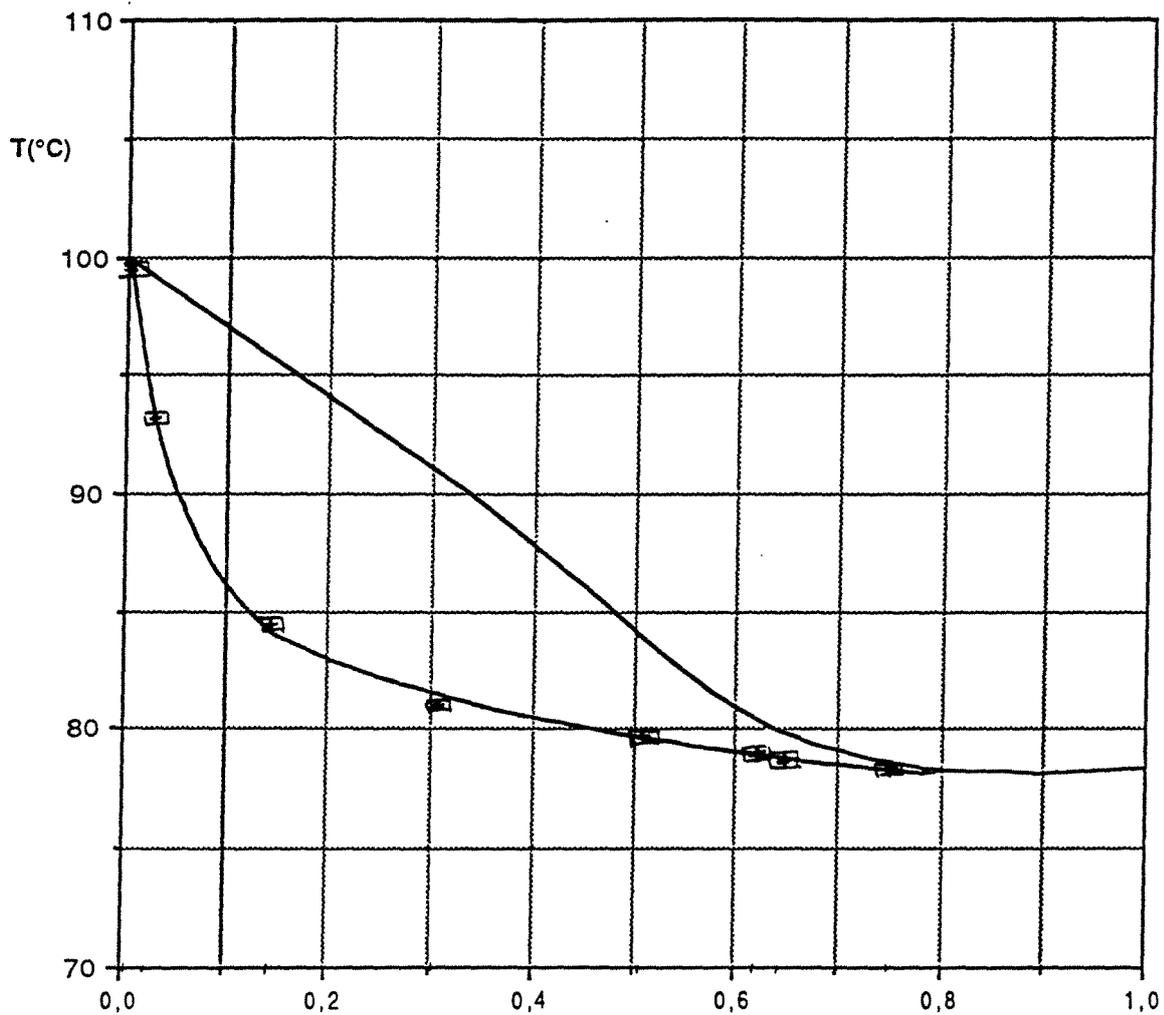


EXPERIENCE 041291(2)
CAS AA1

x_A	0,7281	
A	0,3194	mol/s
h_A	317,2	kJ/kg
x_D	0,7683	
D	0,3027	mol/s
x_S	0,0007	
S	0,0166	mol/s
Q_C	12,40	kW
Débit eau	2,27	l/min
ΔT_{eau}	72,4 - 9,5	°C
Débit eau (cond. aux)	5,30	l/min
ΔT_{eau}	15,4 - 8,5	°C
Q_B	13,72	kW
Débit huile	14,5	l/min
ΔT_{huile}	146,9 - 115,7	°C
Reflux: x_r	0	
r	0	mol/s
Taux de rebouillage	20,9	
Q_B/S	45956	kJ/kg
Efficacité des plateaux	71,32	%
η_{Ex}	26,85	%

Remarques :

La prise d'échantillon sur le plateau 1 est à prendre avec beaucoup de précaution car l'alimentation arrive juste au dessus de la prise.

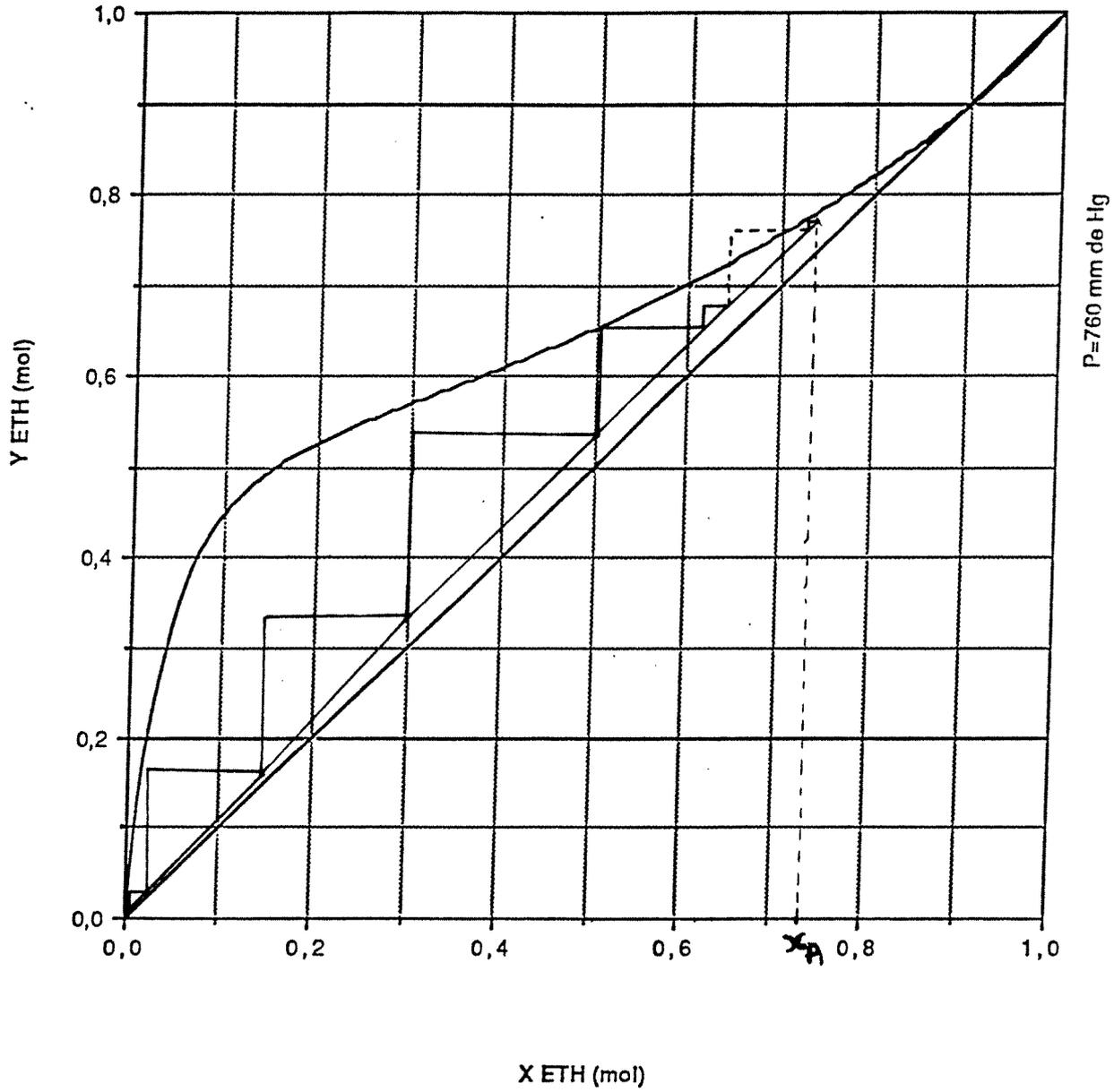


X,Y MOL (éthanol)

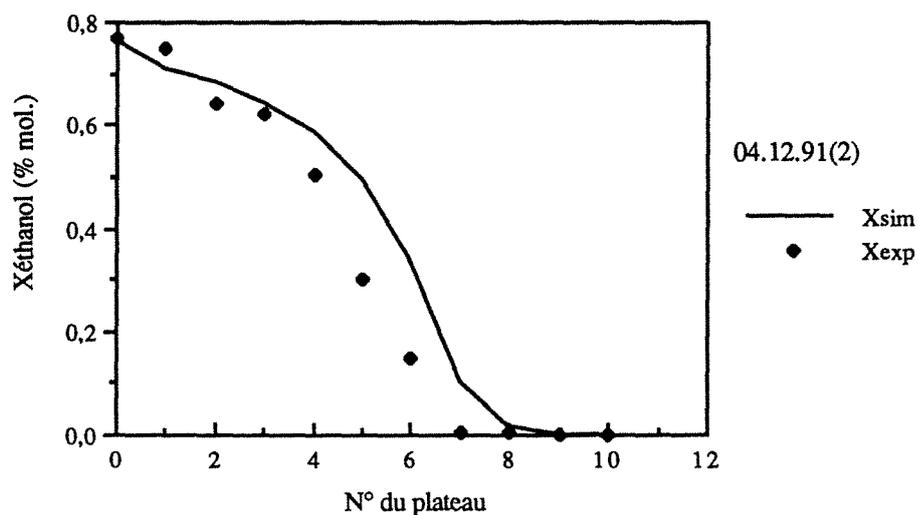
Comparaison des résultats du 04.12.91 (2) avec les isobares de bulle et de rosée à 760 mm de Hg dans le diagramme T-X, Y du couple EAU / ETHANOL. Distillation Adiabatique AA1.

DIAGRAMME X-Y

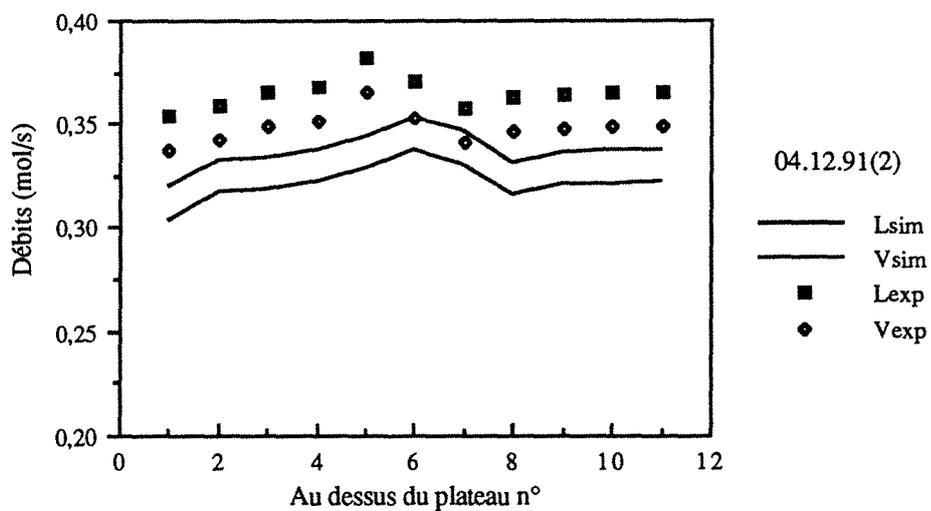
EAU-ETHANOL



Construction de Mc CABE et THIELE à partir des données expérimentales pour x et des valeurs calculées numériquement pour y. Expérience diabatique AA1 du 04.12.91 (2).



Variations de la composition liquide.
 Comparaison avec la simulation ($E=0,71$)



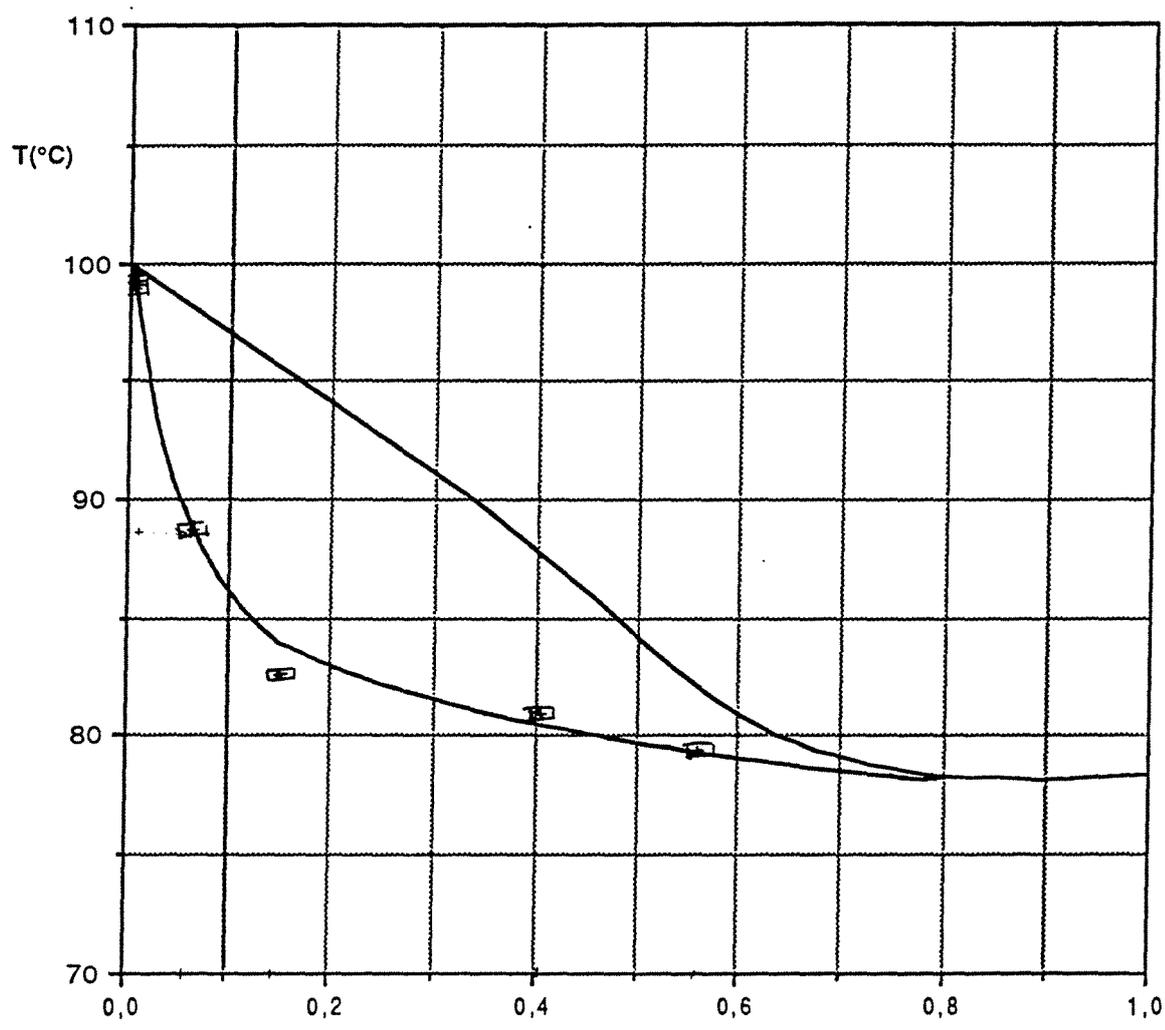
Variations des débits liquide et vapeur.
 Comparaison avec la simulation ($E=0,71$)

EXPERIENCE 041291(4)
CAS AA2

x_A	0,7031	
A	0,0951	mol/s
h_A	278,9	kJ/kg
x_D	0,7078	
D	0,0945	mol/s
x_S	0,0028	
S	0,0006	mol/s
Q_C	12,47	kW
Débit eau	1,96	l/min
ΔT_{eau}	75,6 - 9,0	°C
Débit eau (cond. aux)	5,73	l/min
ΔT_{eau}	16,4 - 7,8	°C
Q_B	13,64	kW
Débit huile	14,5	l/min
ΔT_{huile}	146,8 - 115,7	°C
Reflux: x_r	0,6512	
r	0,2487	mol/s
Taux de rebouillage	544	
Q_B/S	1.2 e6	kJ/kg
Efficacité des plateaux	77,56	%
η_{Ex}		%

Remarques :

La colonne fonctionne presque à rebouillage total. Le soutirage est pratiquement nul. Le fort taux de rebouillage implique des concentrations très faibles dans la colonne. L'efficacité ne peut être prise en considération, car la majorité des plateaux travaillent avec des concentrations inférieurs à 5 %. Nous ne simulerons pas la colonne, mais nous garderons la valeur de l'efficacité pour des plateaux travaillant avec des concentrations supérieures à 5 %.

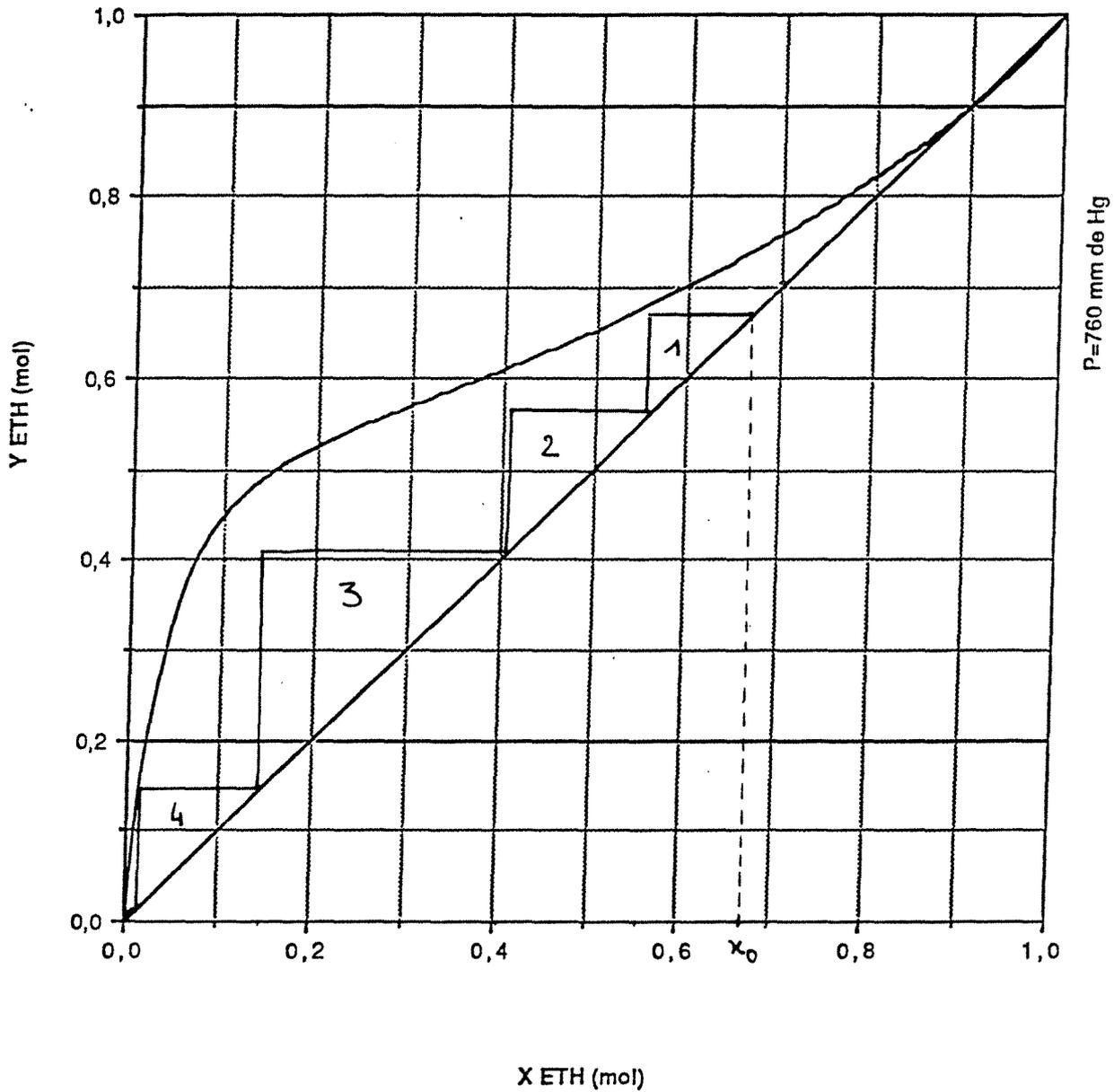


X,Y MOL (éthanol)

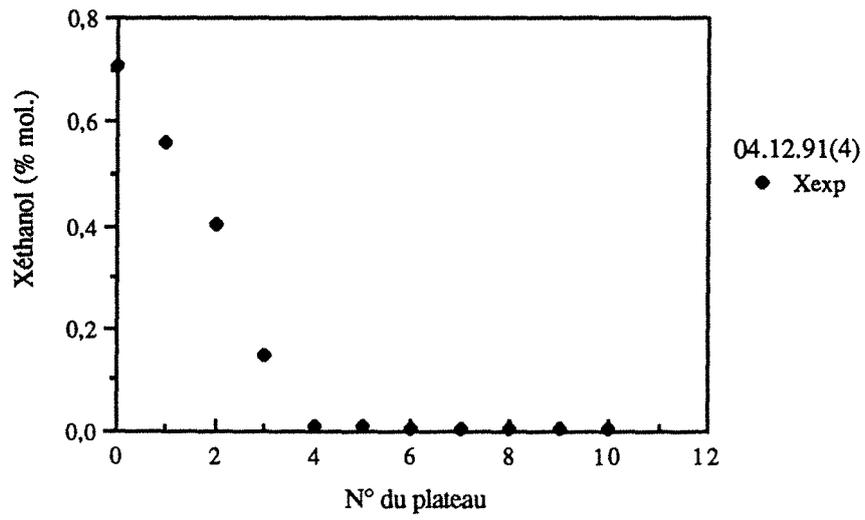
Comparaison des résultats du 04.12.91(4) avec les isobares de bulle et de rosée à 760 mm de Hg dans le diagramme T-x,y du couple EAU/ETHANOL. Distillation Adiabatique AA2.

DIAGRAMME X-Y

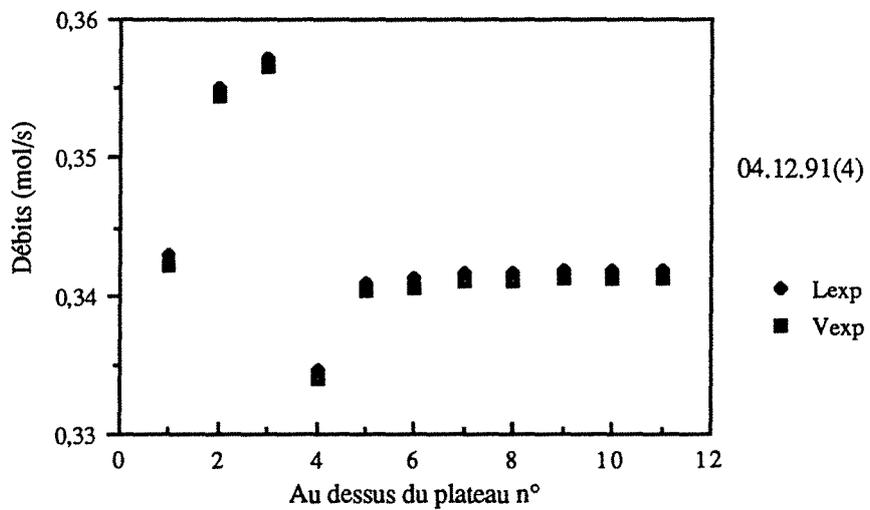
EAU-ETHANOL



Construction de McCabe et Thiele à partir des données expérimentales pour x et des valeurs calculées numériquement pour y.
Expérience du 4.12.91(4). Cas AA2.



Variations de la composition liquide.



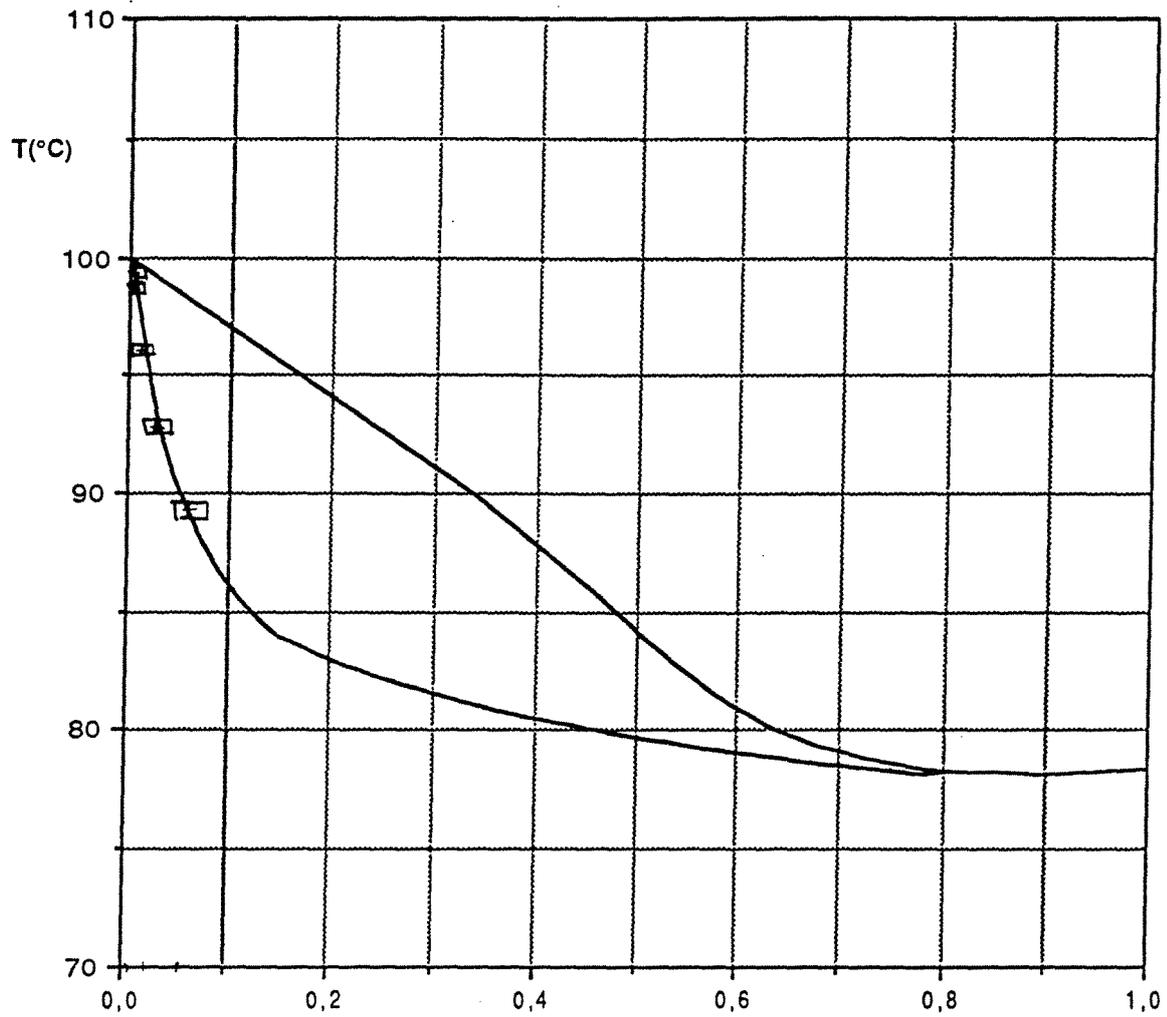
Variations des débits liquide et vapeur.

EXPERIENCE 101291(1)
CAS AA1

x_A	0,1086	
A	1,1914	mol/s
h_A	385,7	kJ/kg
x_D	0,3136	
D	0,4074	mol/s
x_S	0,0021	
S	0,7840	mol/s
Q_C	15,97	kW
Débit eau	2,58	l/min
ΔT_{eau}	80,8 - 5,8	°C
Débit eau (cond. aux)	4,73	l/min
ΔT_{eau}	12,9 - 5,00	°C
Q_B	17,35	kW
Débit huile	14,3	l/min
ΔT_{huile}	171,9 - 132,2	°C
Reflux: x_r	0	
r	0	mol/s
Taux de rebouillage	0,55	
Q_B/S	1217	kJ/kg
Efficacité des plateaux	61,11	%
η_{Ex}	33,04	%

Remarques :

Les échantillons sont très pauvres en éthanol. Comme les distillations précédentes, il n'est pas possible de simuler ce type d'expérience suivant le modèle proposé dans l'annexe III. Seuls les quatre premiers plateaux sont intéressants mais ne permettent pas de donner l'efficacité globale et réelle de la colonne.

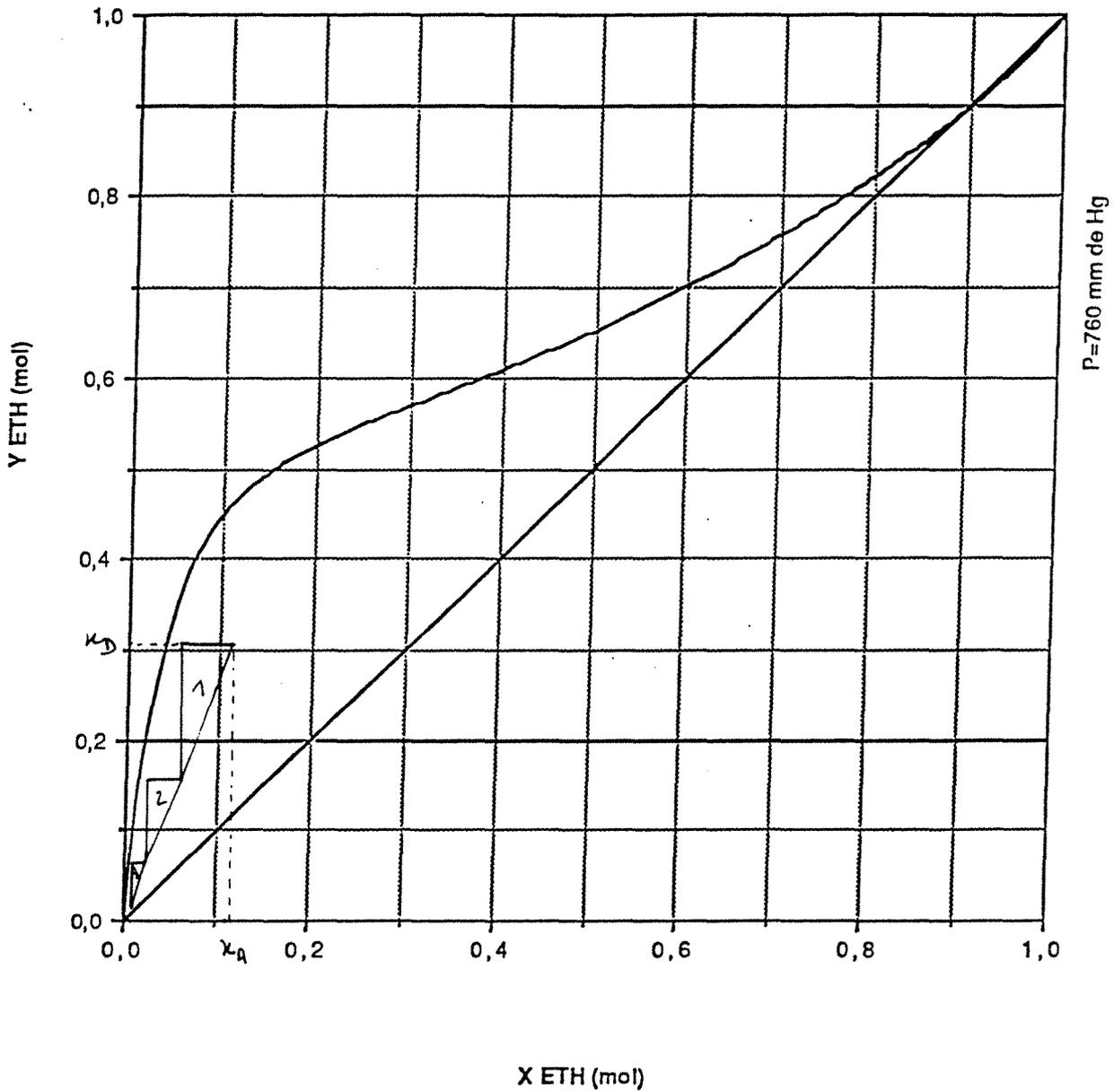


X,Y MOL (éthanol)

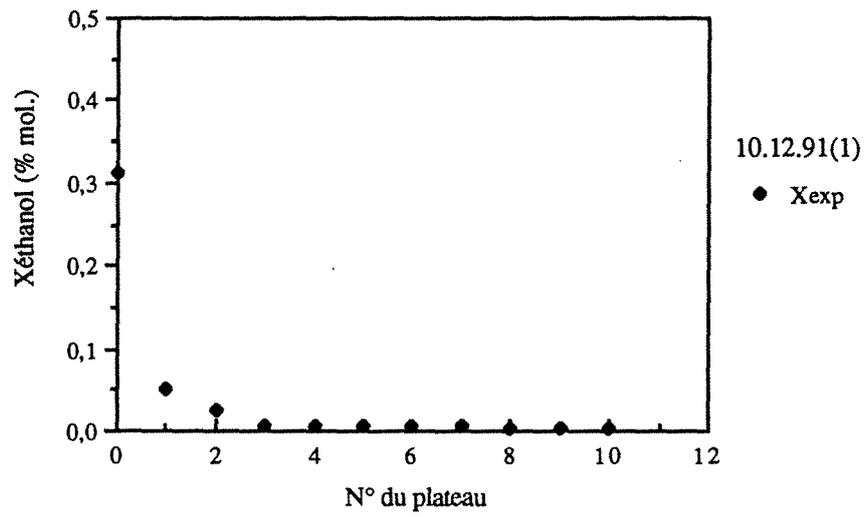
Comparaison des résultats du 10.12.91 (1) avec les
isobares de bulle et de rosée à 760 mm de Hg
dans le diagramme T-X, Y du couple EAU / ETHANOL.
Distillation Adiabatique AA1.

DIAGRAMME X-Y

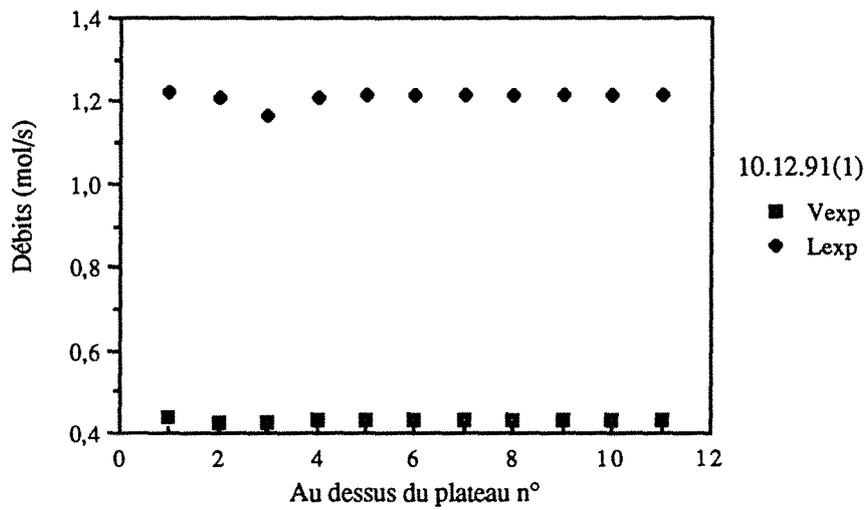
EAU-ETHANOL



Construction de Mc CABE et THIELE à partir des données
expérimentales pour x et des valeurs calculées numériquement pour y.
Expérience adiabatique AA1 du 10.12.91 (1).



Variations de la composition liquide.



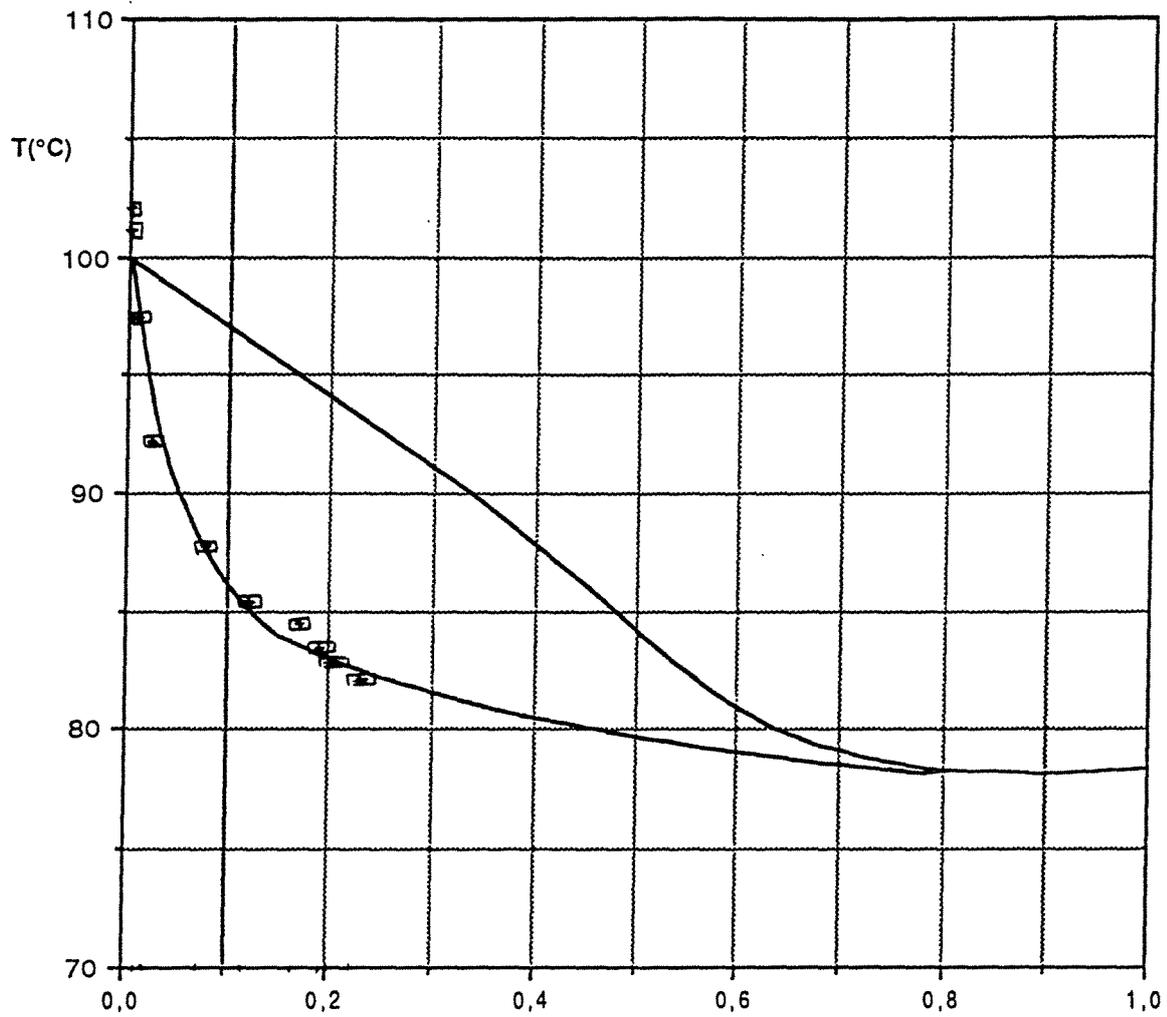
Variations des débits liquide et vapeur.

EXPERIENCE 101291(2)
CAS AA2

x_A	0,0999	
A	0,6682	mol/s
h_A	369,8	kJ/kg
x_D	0,6245	
D	0,1060	mol/s
x_S	0,0010	
S	0,5622	mol/s
Q_C	18,71	kW
Débit eau	3,31	l/min
ΔT_{eau}	69,5 - 5,8	°C
Débit eau (cond. aux)	4,73	l/min
ΔT_{eau}	16,2 - 5,1	°C
Q_B	20,17	kW
Débit huile	14,3	l/min
ΔT_{huile}	168,9 - 122,7	°C
Reflux: x_r	0,5350	
r	0,4104	mol/s
Taux de rebouillage	0,90	
Q_B/S	1978	kJ/kg
Efficacité des plateaux	47,42	%
η_{Ex}	22,56	%

Remarques :

Les débits de liquide sont très importants, ce qui place le régime de fonctionnement près de l'engorgement. L'efficacité est, par conséquent, réduite. Nous simulerons cette expérience avec une efficacité de 47,4 %

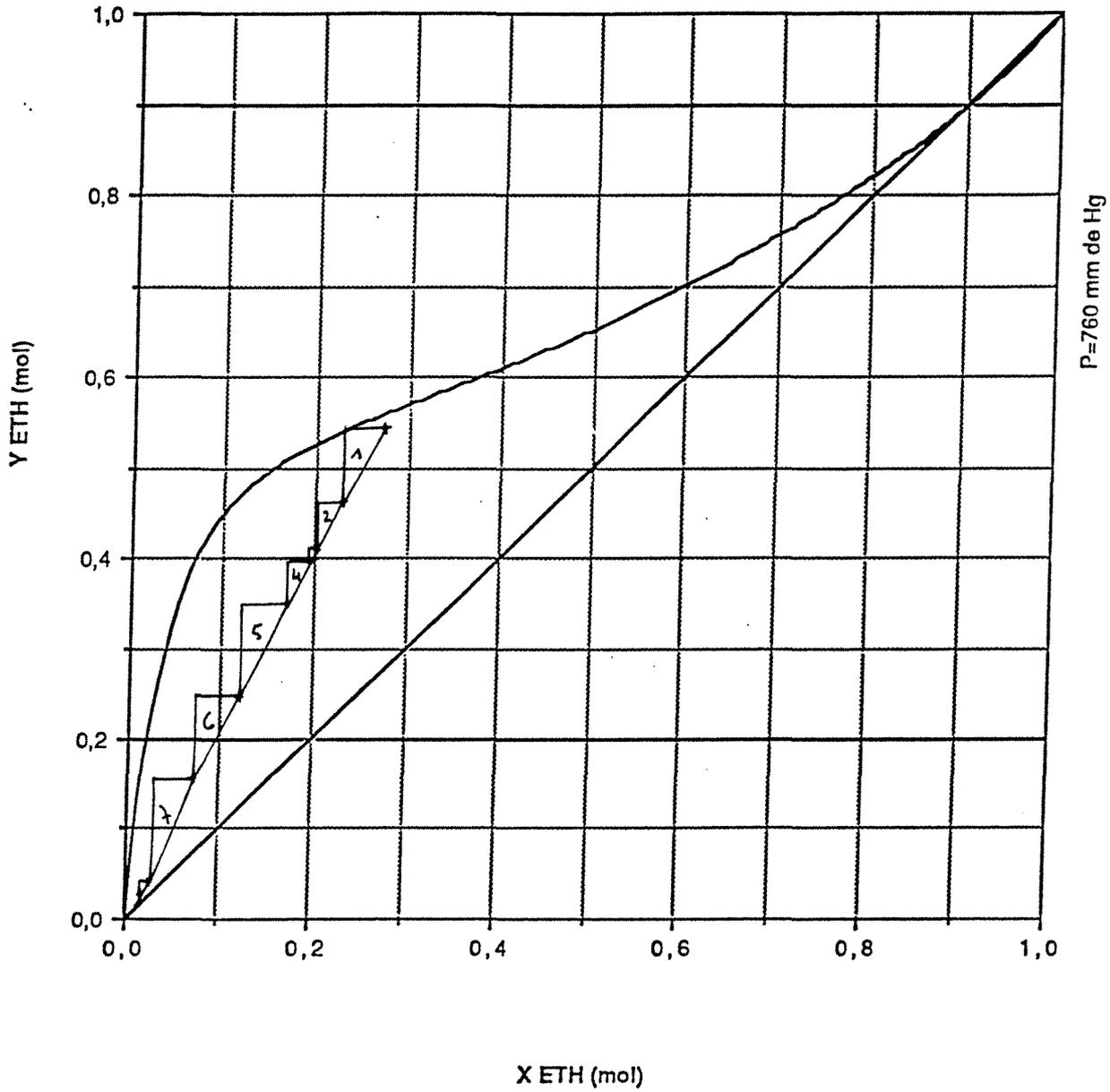


X,Y MOL (éthanol)

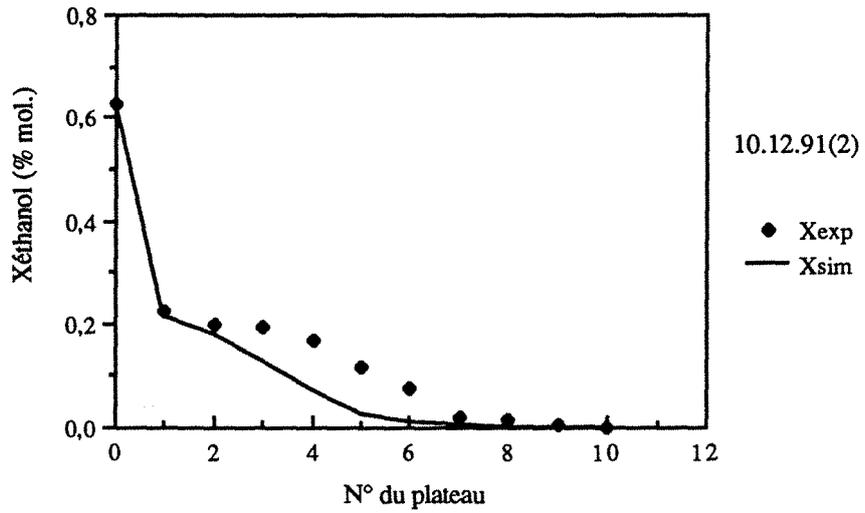
Comparaison des résultats du 10.12.91 (2) avec les
isobares de bulle et de rosée à 760 mm de Hg
dans le diagramme T-X,Y du couple EAU / ETHANOL.
Distillation Adiabatique AA2.

DIAGRAMME X-Y

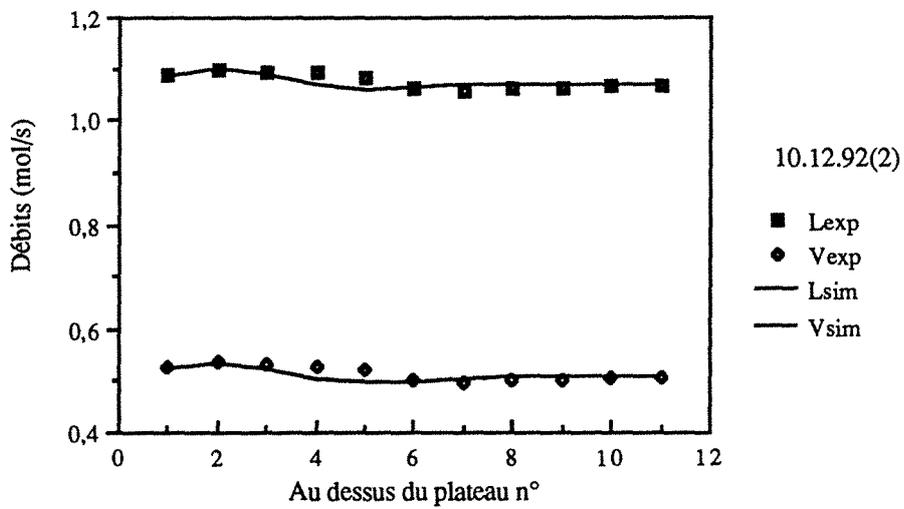
EAU-ETHANOL



Construction de Mc CABE et THIELE à partir des données expérimentales pour x et des valeurs calculées numériquement pour y. Expérience adiabatique AA2 du 10.12.91 (2).



Variations de la composition liquide.
 Comparaison avec la simulation ($\bar{E}=0,71$)



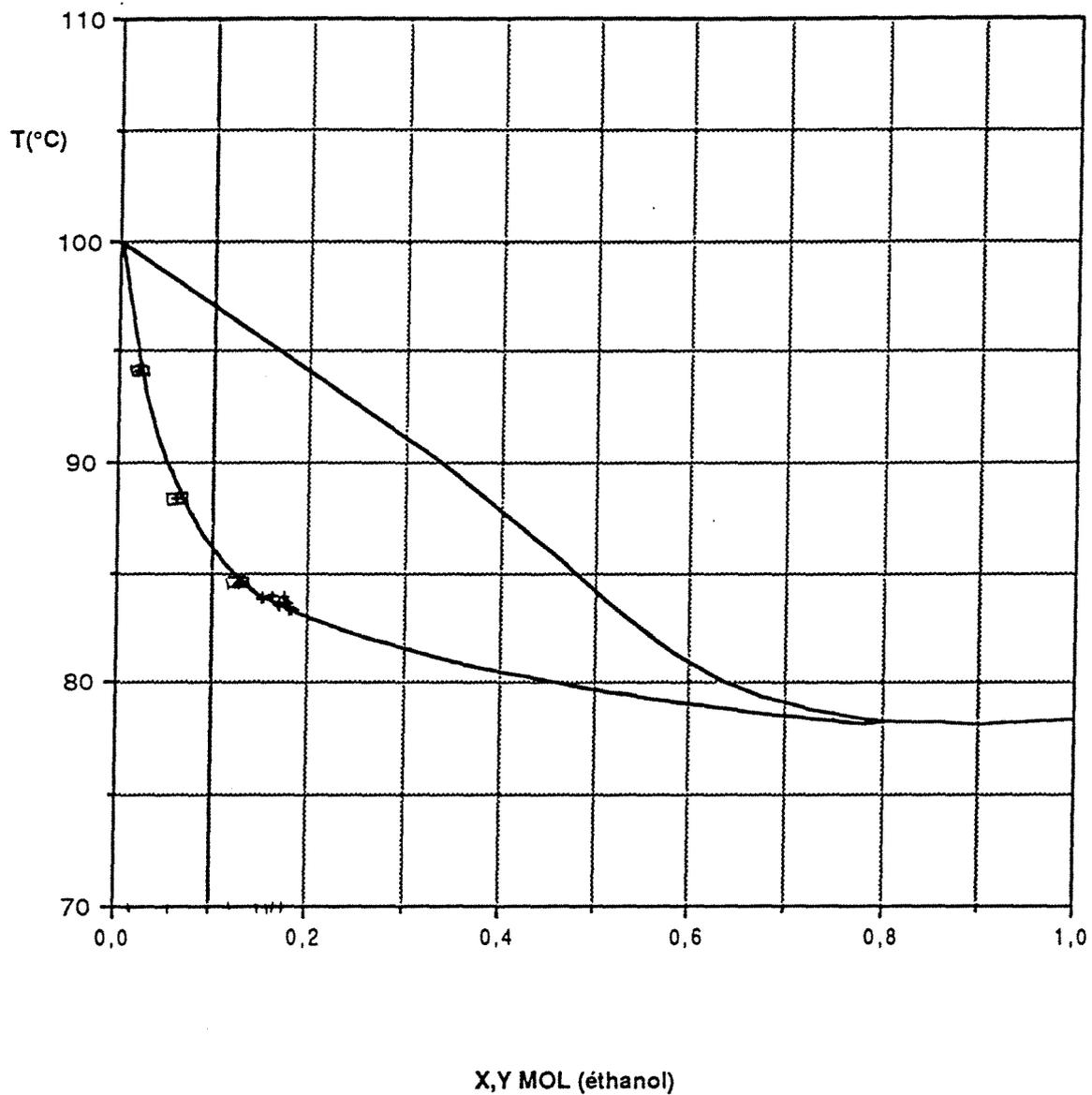
Variations des débits liquide et vapeur.
 Comparaison avec la simulation ($\bar{E}=0,71$)

EXPERIENCE 121291(1)
CAS AA1

x_A	0,1653	
A	0,5397	mol/s
h_A	244,12	kJ/kg
x_D	0,5261	
D	0,1577	mol/s
x_S	0,0128	
S	0,3820	mol/s
Q_C	7,58	kW
Débit eau	2,74	l/min
ΔT_{eau}	46,0 - 6,1	°C
Débit eau (cond. aux)	0	l/min
ΔT_{eau}	0	°C
Q_B	8,41	kW
Débit huile	14,5	l/min
ΔT_{huile}	153,5 - 134,4	°C
Reflux: x_r	0	
r	0	mol/s
Taux de rebouillage	0,55	
Q_B/S	1182	kJ/kg
Efficacité des plateaux	75,23	%
η_{Ex}	25,58	%

Remarques :

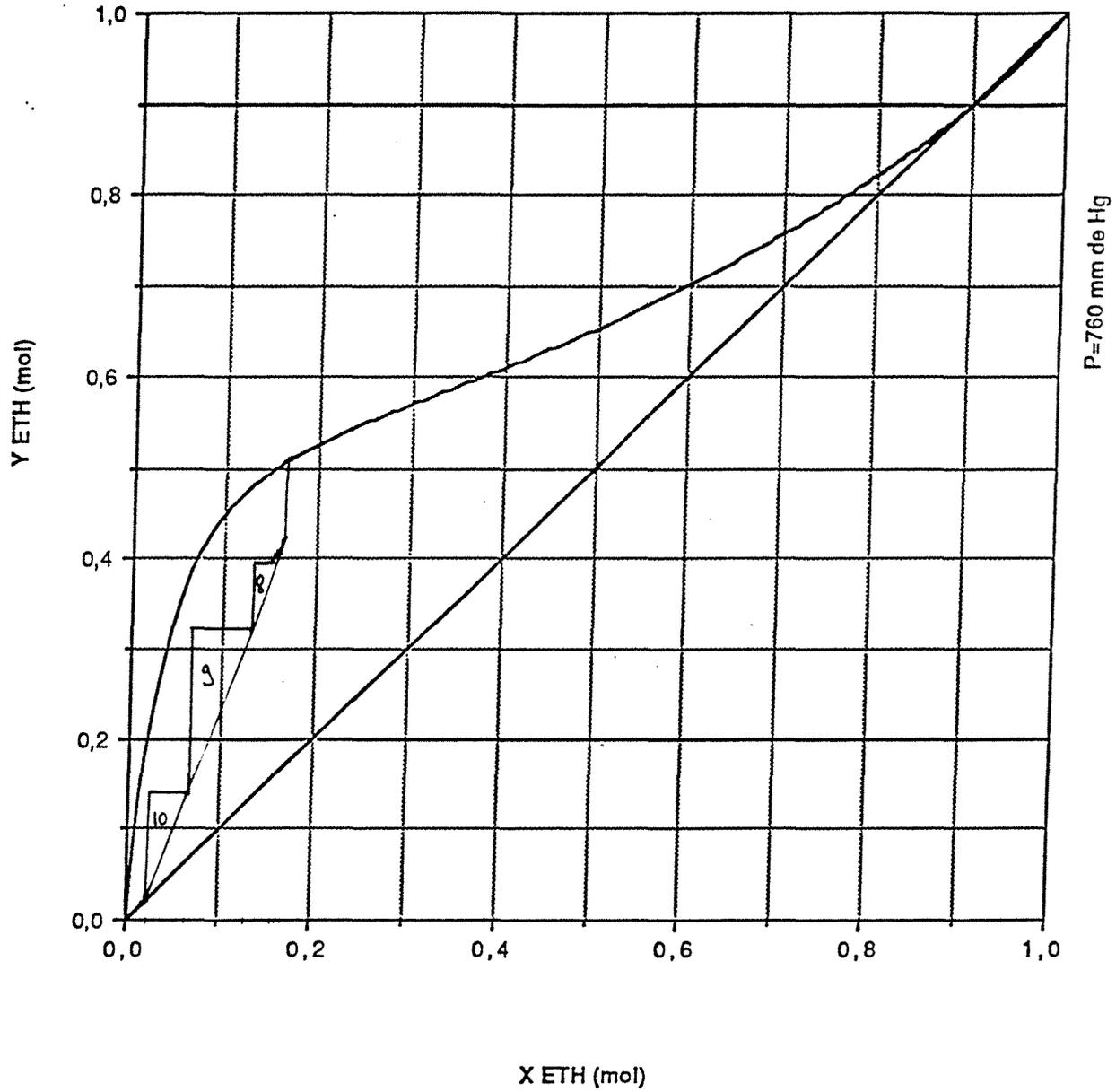
Les compositions dans la colonne varient très peu.
L'alimentation est froide, son enthalpie est faible. Elle est responsable de la condensation d'une partie de la vapeur, ce qui a pour conséquence d'augmenter la concentration du liquide.



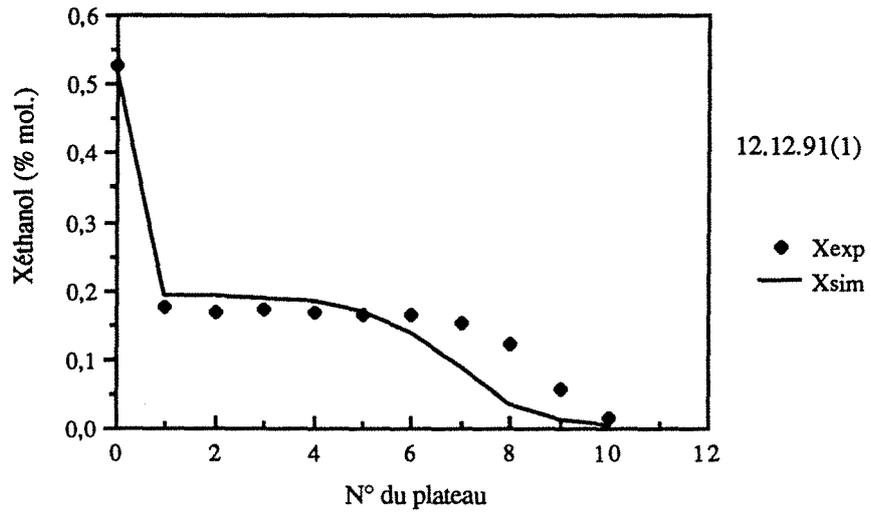
Comparaison des résultats du 12.12.91 (1) avec les
 isobares de bulle et de rosée à 760 mm de Hg
 dans le diagramme T-X,Y du couple EAU / ETHANOL.
 Distillation Adiabatique AA1.

DIAGRAMME X-Y

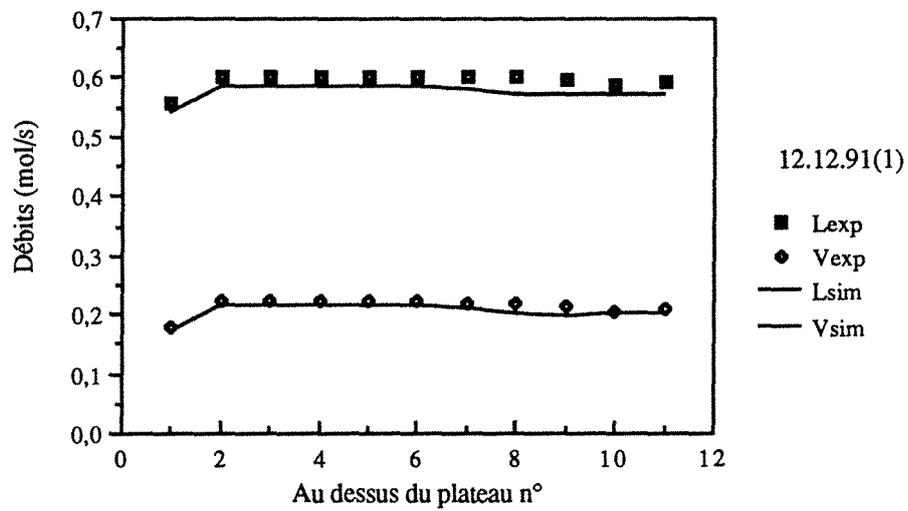
EAU-ETHANOL



Construction de Mc CABE et THIELE à partir des données
expérimentales pour x et des valeurs calculées numériquement pour y.
Expérience adiabatique AA1 du 12.12.91 (1).



Variations de la composition liquide.
 Comparaison avec la simulation ($E=0,71$)



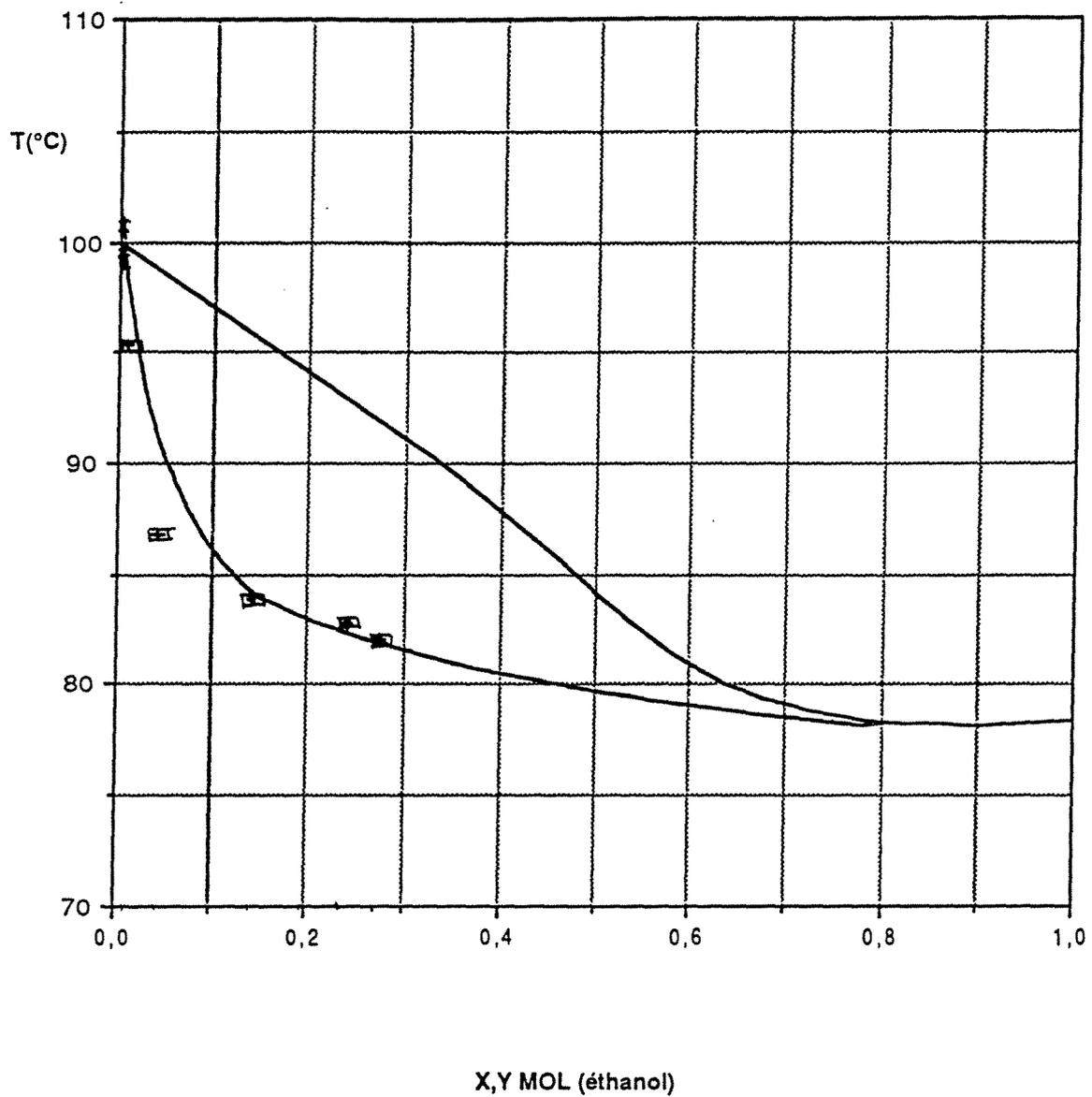
Variations des débits liquide et vapeur.
 Comparaison avec la simulation ($E=0,71$)

EXPERIENCE 131291(1)
CAS AA1

x_A	0,2945	
A	0,5590	mol/s
h_A	317,85	kJ/kg
x_D	0,5493	
D	0,2991	mol/s
x_S	0,0013	
S	0,2599	mol/s
Q_C	12,00	kW
Débit eau	2,68	l/min
ΔT_{eau}	69,6 - 5,0	°C
Débit eau (cond. aux)	0	l/min
ΔT_{eau}	0	°C
Q_B	13,37	kW
Débit huile	14,5	l/min
ΔT_{huile}	154,6 - 124,2	°C
Reflux: x_r	0	
r	0	mol/s
Taux de rebouillage	1,29	
Q_B/S	2828	kJ/kg
Efficacité des plateaux	64,00	%
η_{Ex}	30,55	%

Remarques :

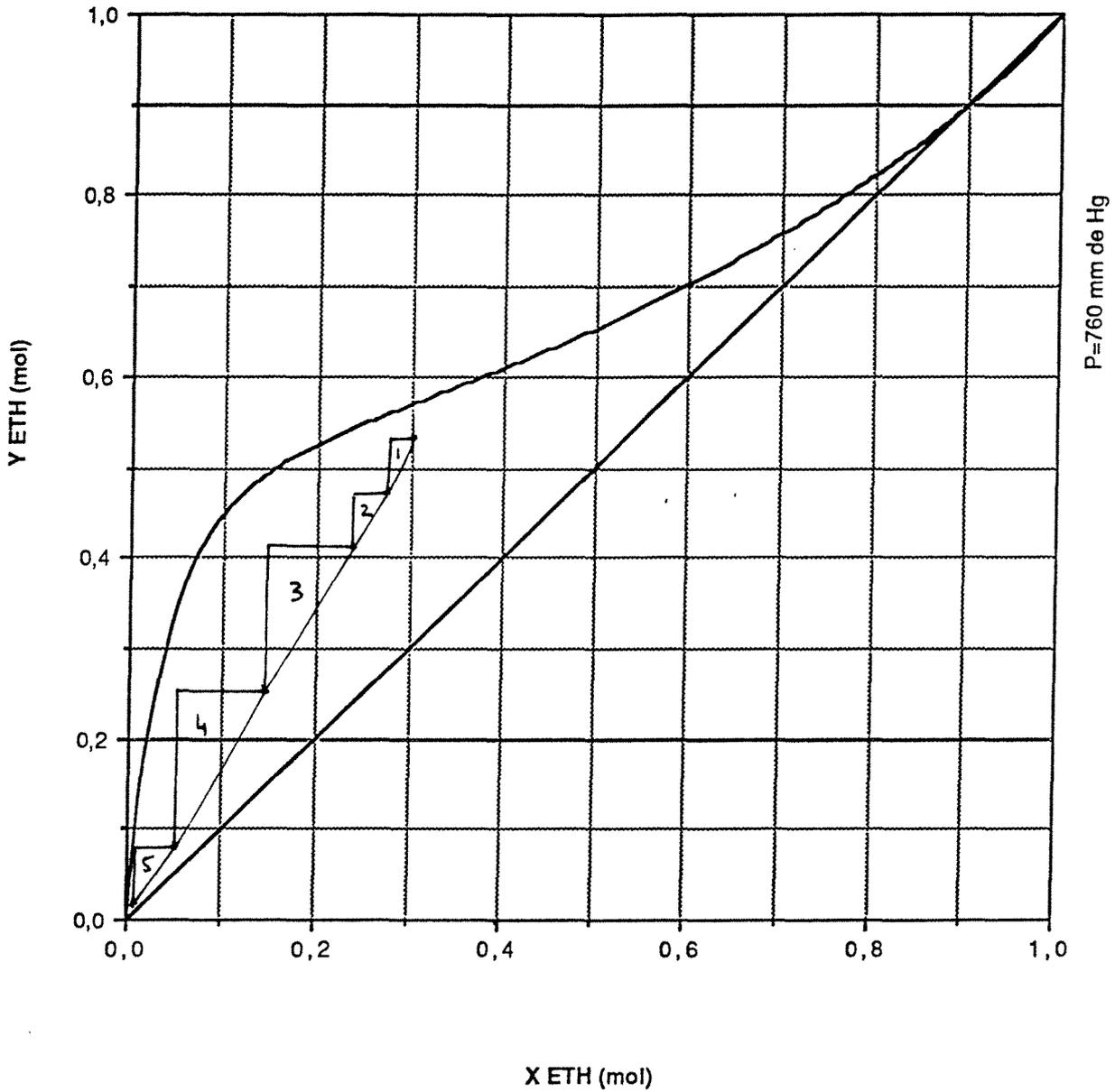
En ce qui concerne la composition en éthanol, la majorité des plateaux travaillent en dessous de 5%.



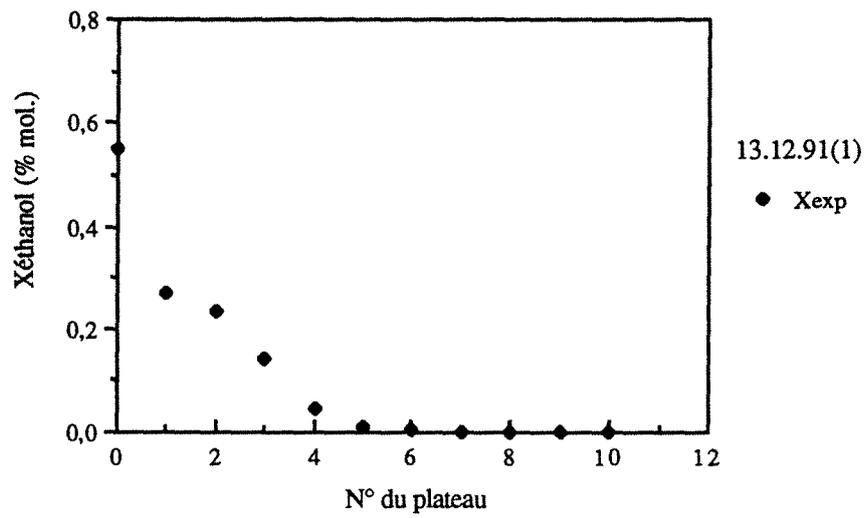
Comparaison des résultats du 13.12.91 (1) avec les isobares de bulle et de rosée à 760 mm de Hg dans le diagramme T-X,Y du couple EAU / ETHANOL. Distillation Adiabatique AA1.

DIAGRAMME X-Y

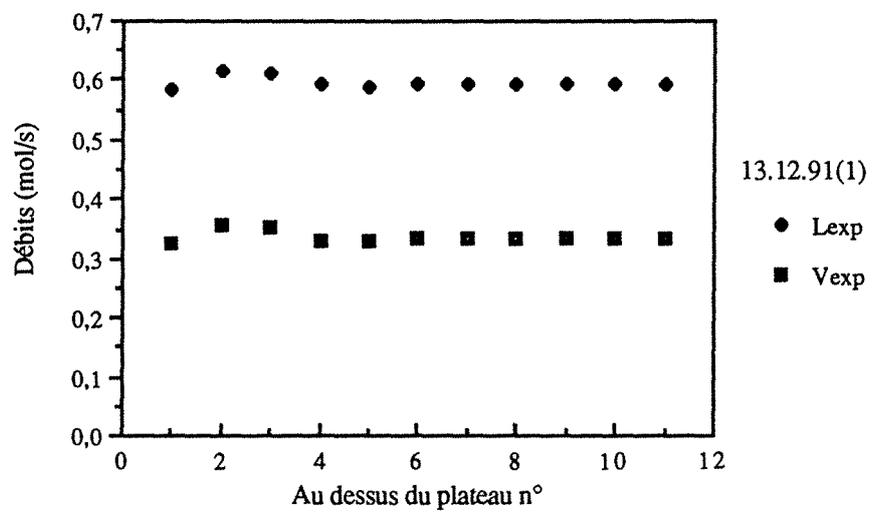
EAU-ETHANOL



Construction de Mc CABE et THIELE à partir des données expérimentales pour x et des valeurs calculées numériquement pour y.
Expérience adiabatique AA1 du 13.12.91 (1).



Variations de la composition liquide.



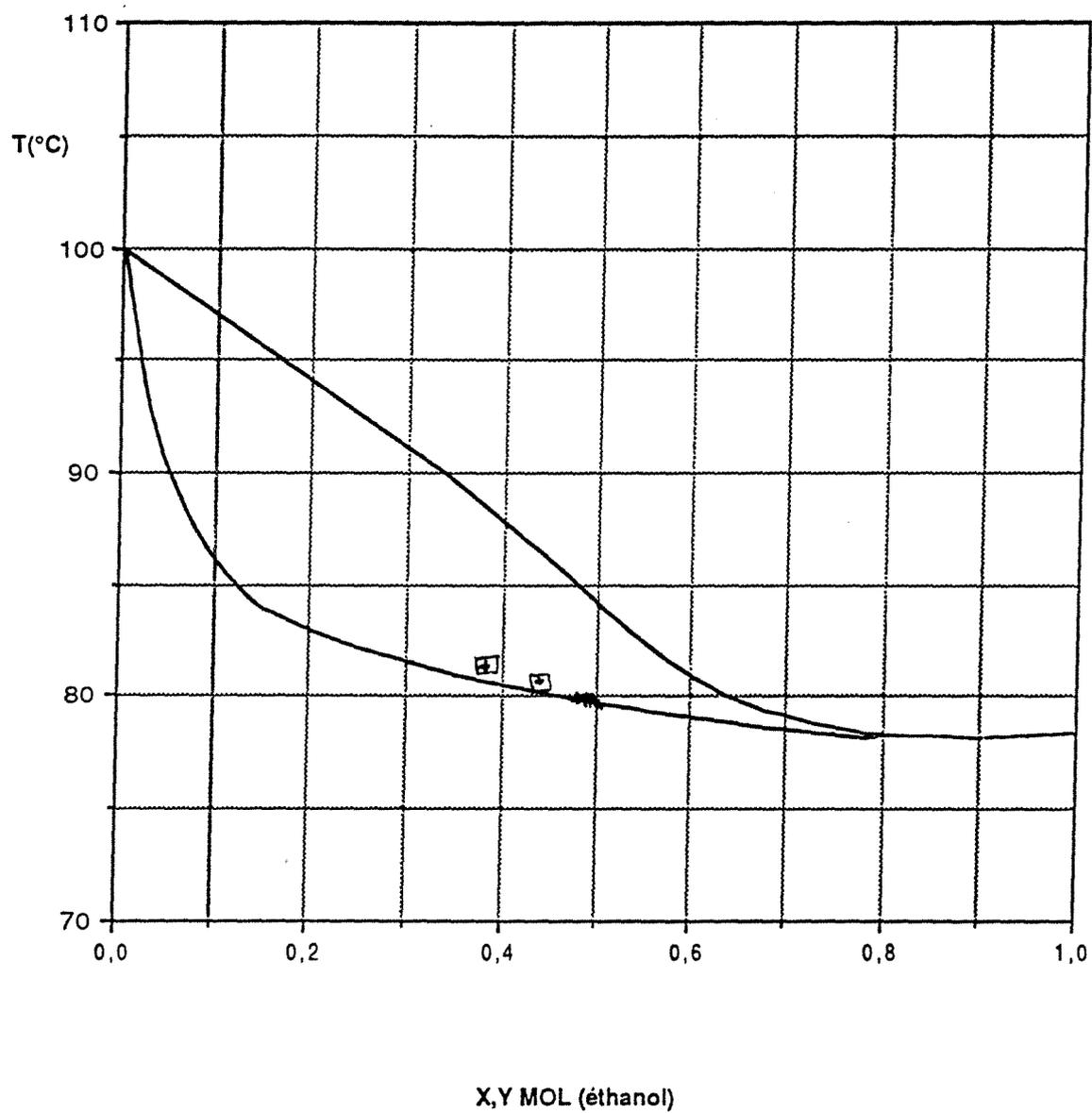
Variations des débits liquide et vapeur.

EXPERIENCE 131291(2)
CAS AA2

x_A	0,4449	
A	0,3488	mol/s
h_A	344,8	kJ/kg
x_D	0,7339	
D	0,0760	mol/s
x_S	0,3645	
S	0,2729	mol/s
Q_C	11,88	kW
Débit eau	1,86	l/min
ΔT_{eau}	75,4 - 6,6	°C
Débit eau (cond. aux)	5,26	l/min
ΔT_{eau}	13,8 - 5,5	°C
Q_B	13,26	kW
Débit huile	14,5	l/min
ΔT_{huile}	144,1 - 113,8	°C
Reflux: x_r	0,8587	
r	0,2436	mol/s
Taux de rebouillage	1,25	
Q_B/S	1709	kJ/kg
Efficacité des plateaux	73,26	%
η_{Ex}	25,16	%

Remarques:

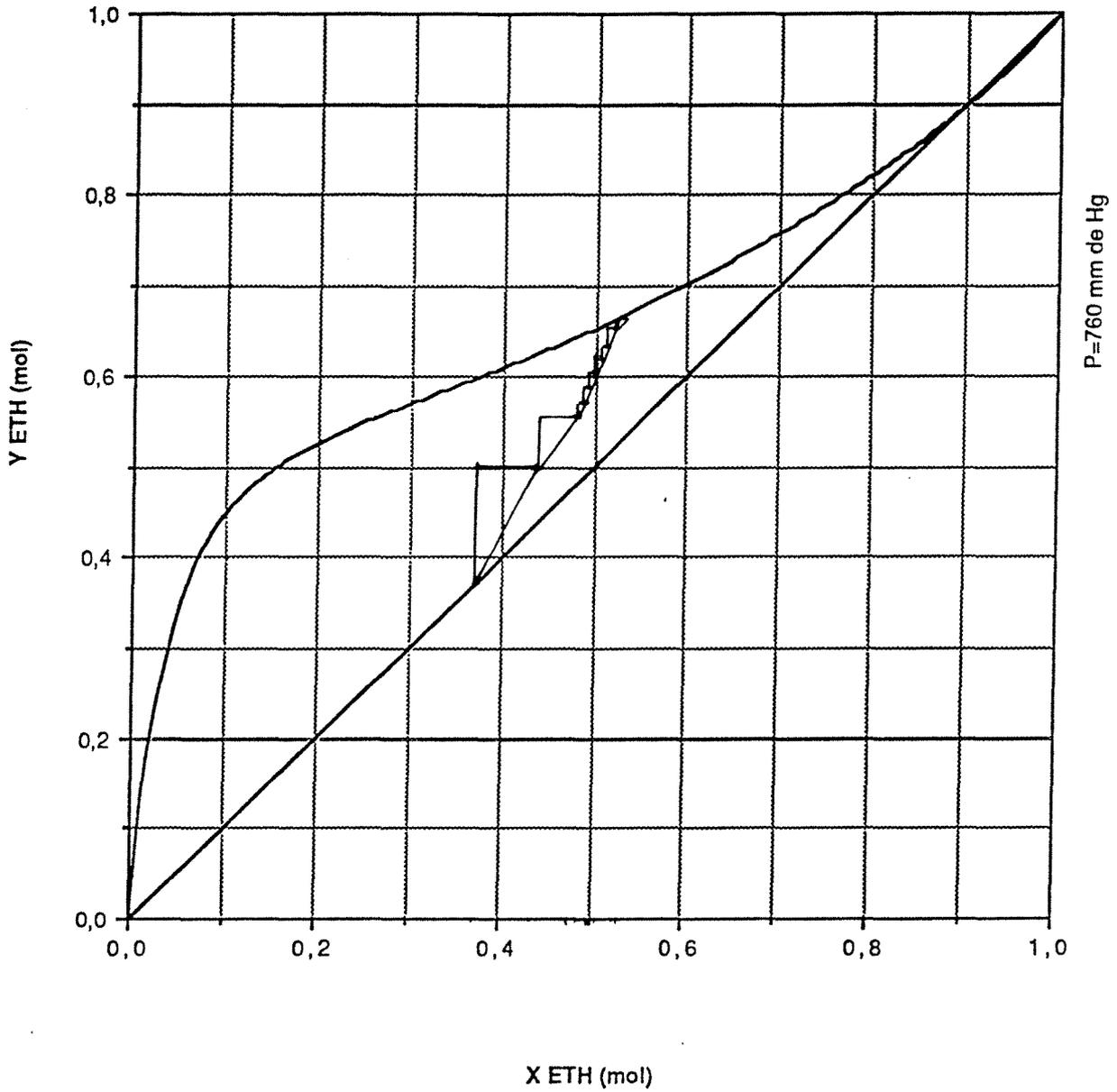
Problèmes à l'échantillonnage.



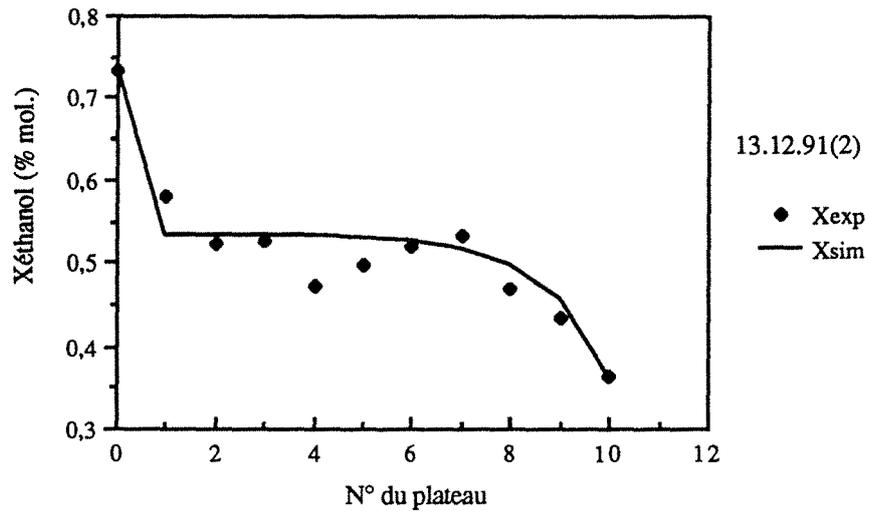
Comparaison des résultats du 13.12.91 (2) avec les isobares de bulle et de rosée à 760 mm de Hg dans le diagramme T-X,Y du couple EAU / ETHANOL. Distillation Adiabatique AA2.

DIAGRAMME X-Y

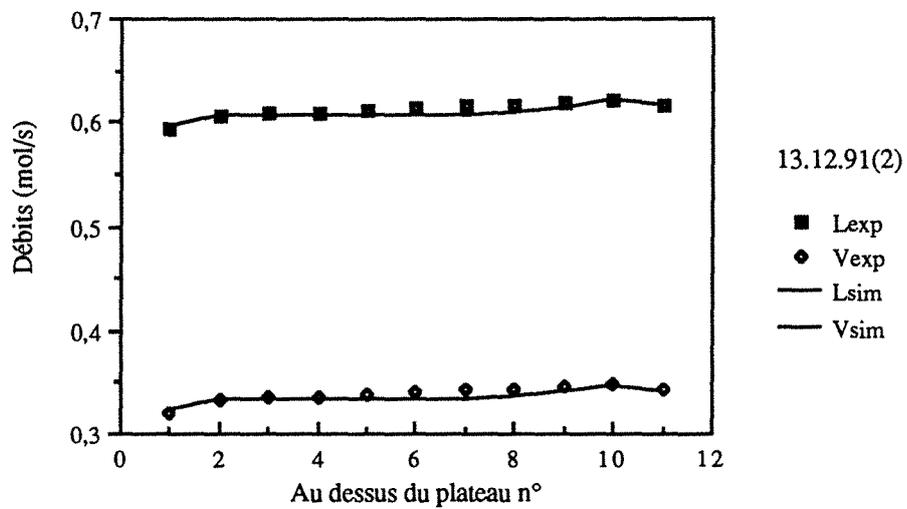
EAU-ETHANOL



Construction de Mc CABE et THIELE à partir des données
expérimentales pour x et des valeurs calculées numériquement pour y.
Expérience adiabatique AA2 du 13.12.91 (2).



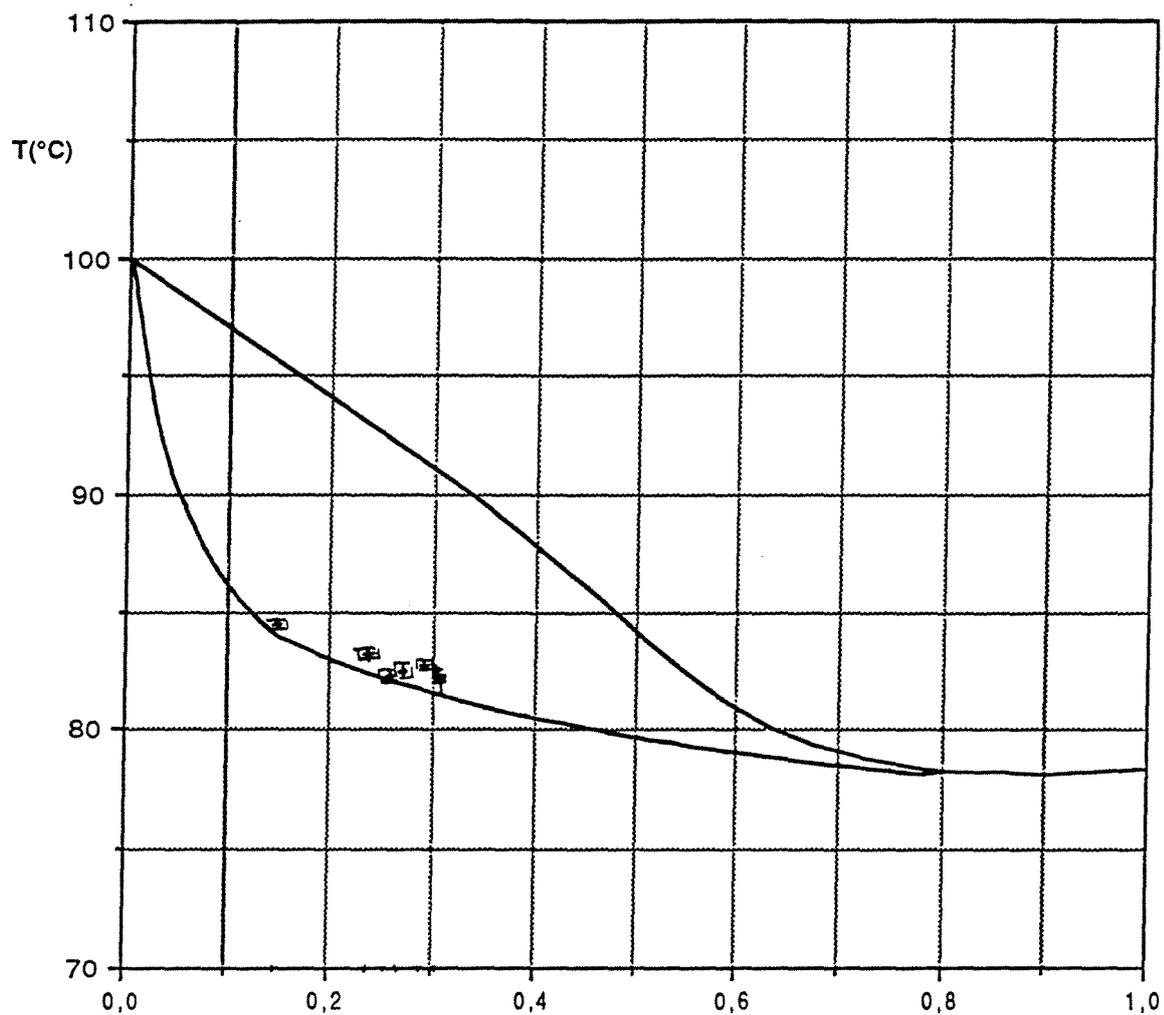
Variations de la composition liquide.
 Comparaison avec la simulation ($\bar{E}=0,71$)



Variations des débits liquide et vapeur.
 Comparaison avec la simulation ($\bar{E}=0,71$)

EXPERIENCE 131291(3)
CAS AA2

x_A	0,2225	
A	0,6558	mol/s
h_A	373,18	kJ/kg
x_D	0,6355	
D	0,0968	mol/s
x_S	0,1509	
S	0,5590	mol/s
Q_C	12,70	kW
Débit eau	1,80	l/min
ΔT_{eau}	75,1 - 6,0	°C
Débit eau (cond. aux)	5,73	l/min
ΔT_{eau}	13,9 - 4,6	°C
Q_B	13,90	kW
Débit huile	14,5	l/min
ΔT_{huile}	145,0 - 113,3	°C
Reflux: x_r	0,7561	
r	0,2572	mol/s
Taux de rebouillage	0,609	
Q_B/S	1110	kJ/kg
Efficacité des plateaux	69,26	%
η_{Ex}	28,98	%

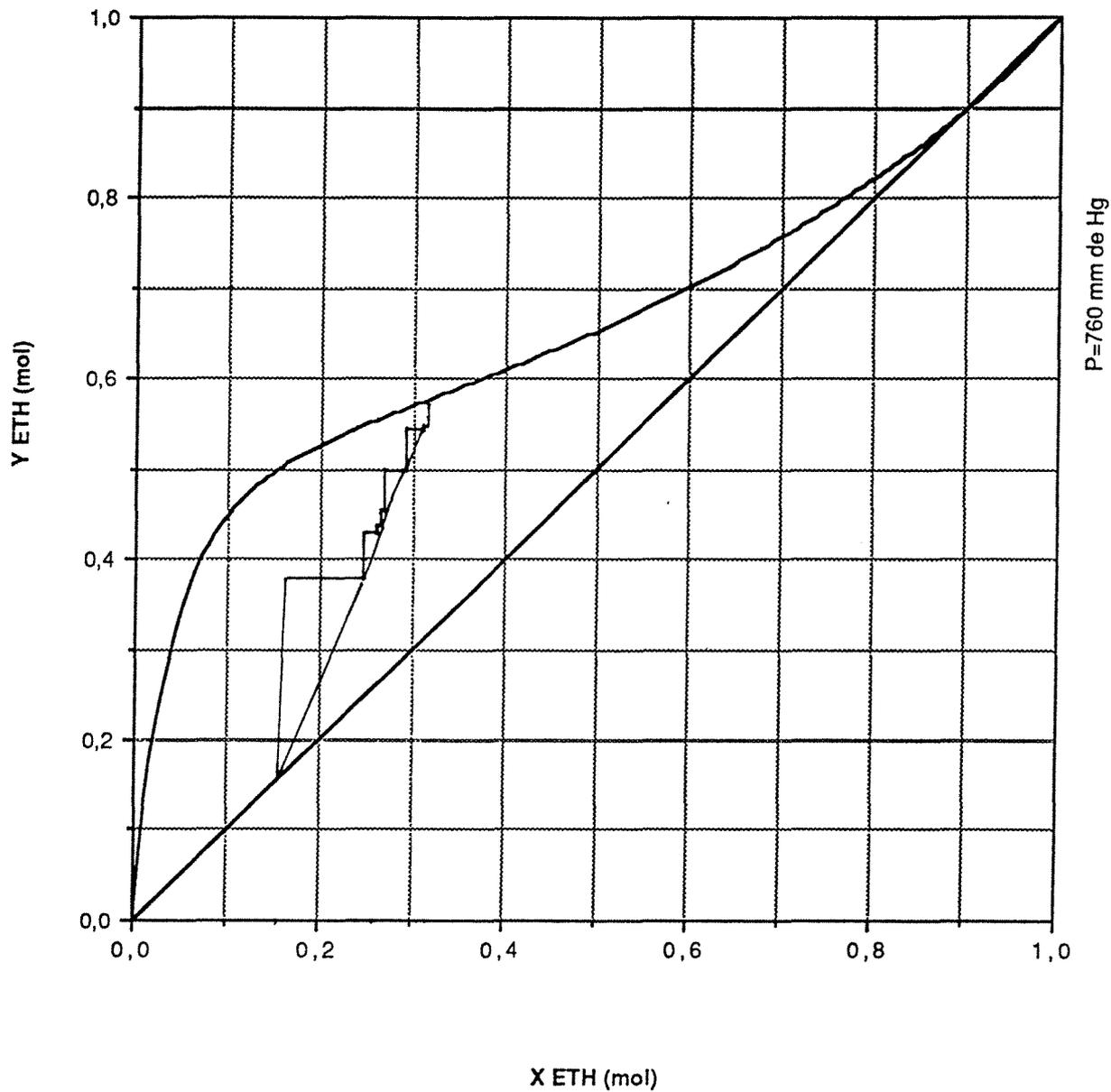


X,Y MOL (éthanol)

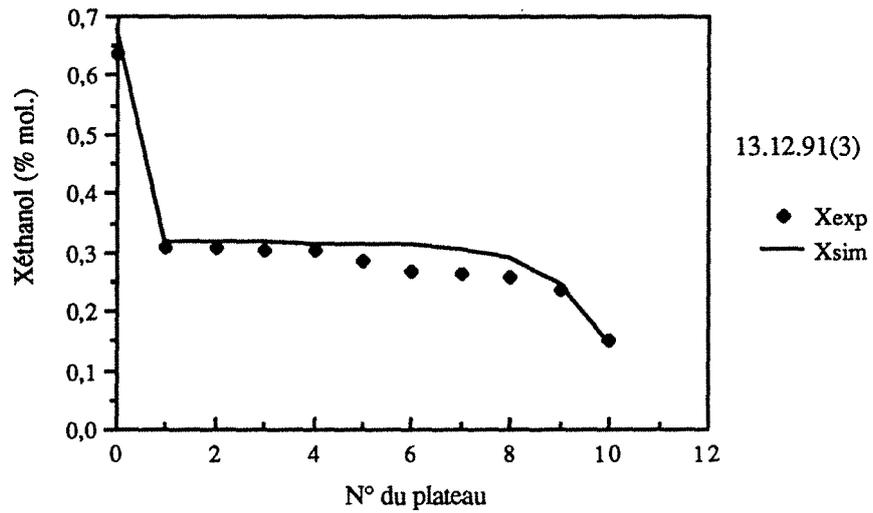
Comparaison des résultats du 13.12.91 (3) avec les
isobares de bulle et de rosée à 760 mm de Hg
dans le diagramme T-X,Y du couple EAU / ETHANOL.
Distillation Adiabatique AA2.

DIAGRAMME X-Y

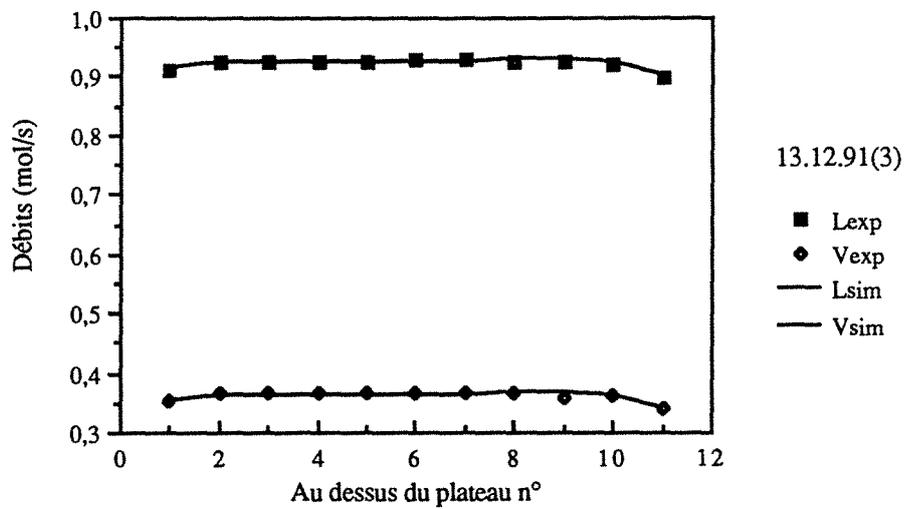
EAU-ETHANOL



Construction de Mc CABE et THIELE à partir des données
expérimentales pour x et de valeurs calculées numériquement pour y.
Expérience adiabatique AA2 du 13.12.91 (3).

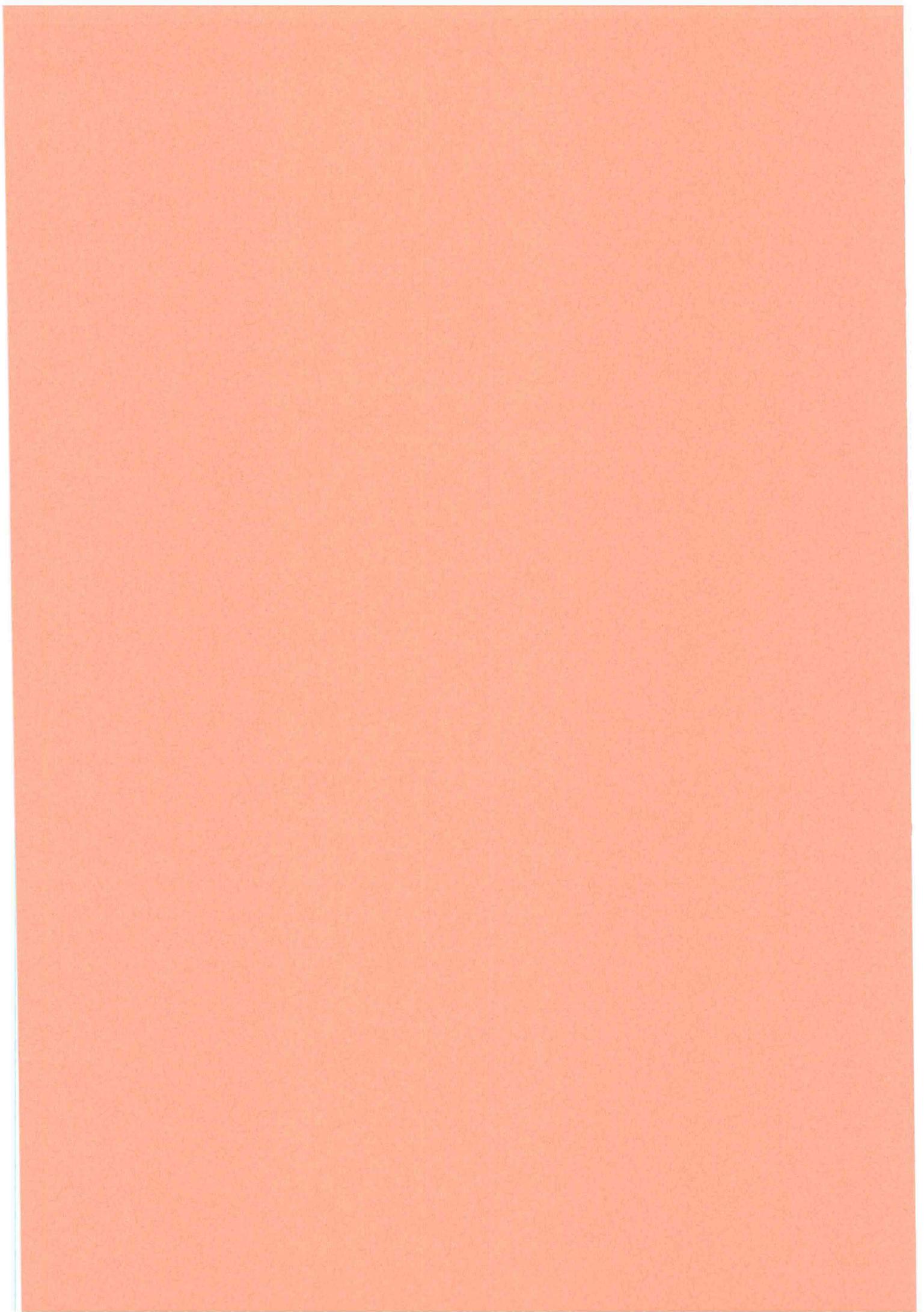


Variations de la composition liquide.
 Comparaison avec la simulation ($\bar{E}=0,71$)



Variations des débits liquide et vapeur.
 Comparaison avec la simulation ($\bar{E}=0,71$)

DISTILLATION DIABATIQUE
D'EPUISEMENT



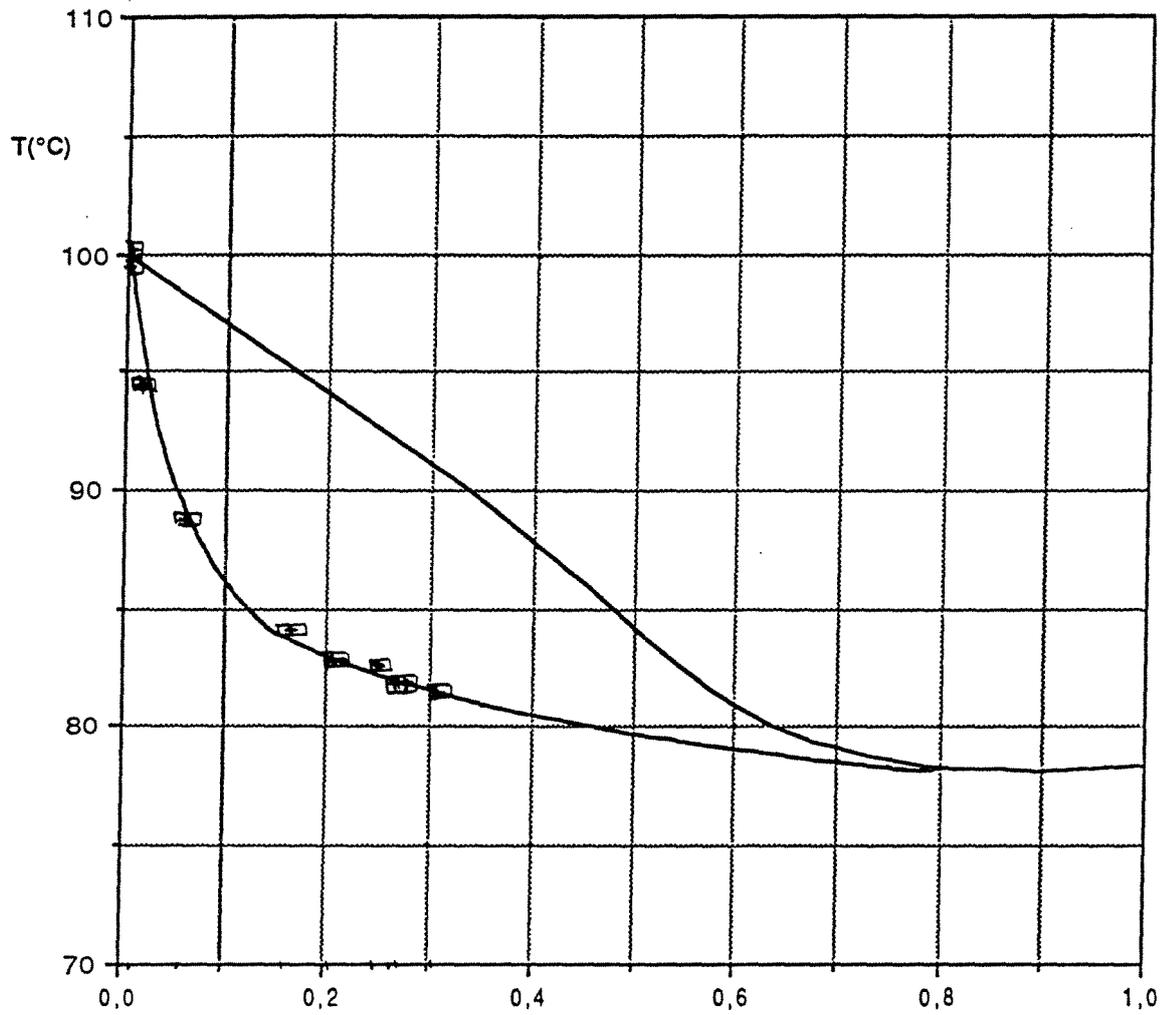
EXPERIENCE 181291(1)
cas DA1 : 5 serpentins en série (6,7,8,9,10)

x_A	0,2905	
A	0,5616	mol/s
h_A	342	kJ/kg
x_D	0,5748	
D	0,2836	mol/s
x_S	0,0006	
S	0,2780	mol/s
Q_C	11,1	kW
Débit eau	3,00	l/min
ΔT_{eau}	58,9 - 5,0	°C

plateau	Q (kW)	ΔT (°C)	Débit(l/min)
1	0		
2	0		
3	0		
4	0		
5	0		
6	0,85	97,7 - 92,4	5,5
7	0,70	101,9 - 97,7	5,5
8	0,46	104,8 - 101,9	5,5
9	0,72	109,2 - 104,8	5,5
10	1,03	115,6 - 109,4	5,5
bouilleur	8,80	169,6 - 117,1	5,5

Efficacité 67,5 %

$\eta_{\text{Ex,sep}}$ 28,24 %

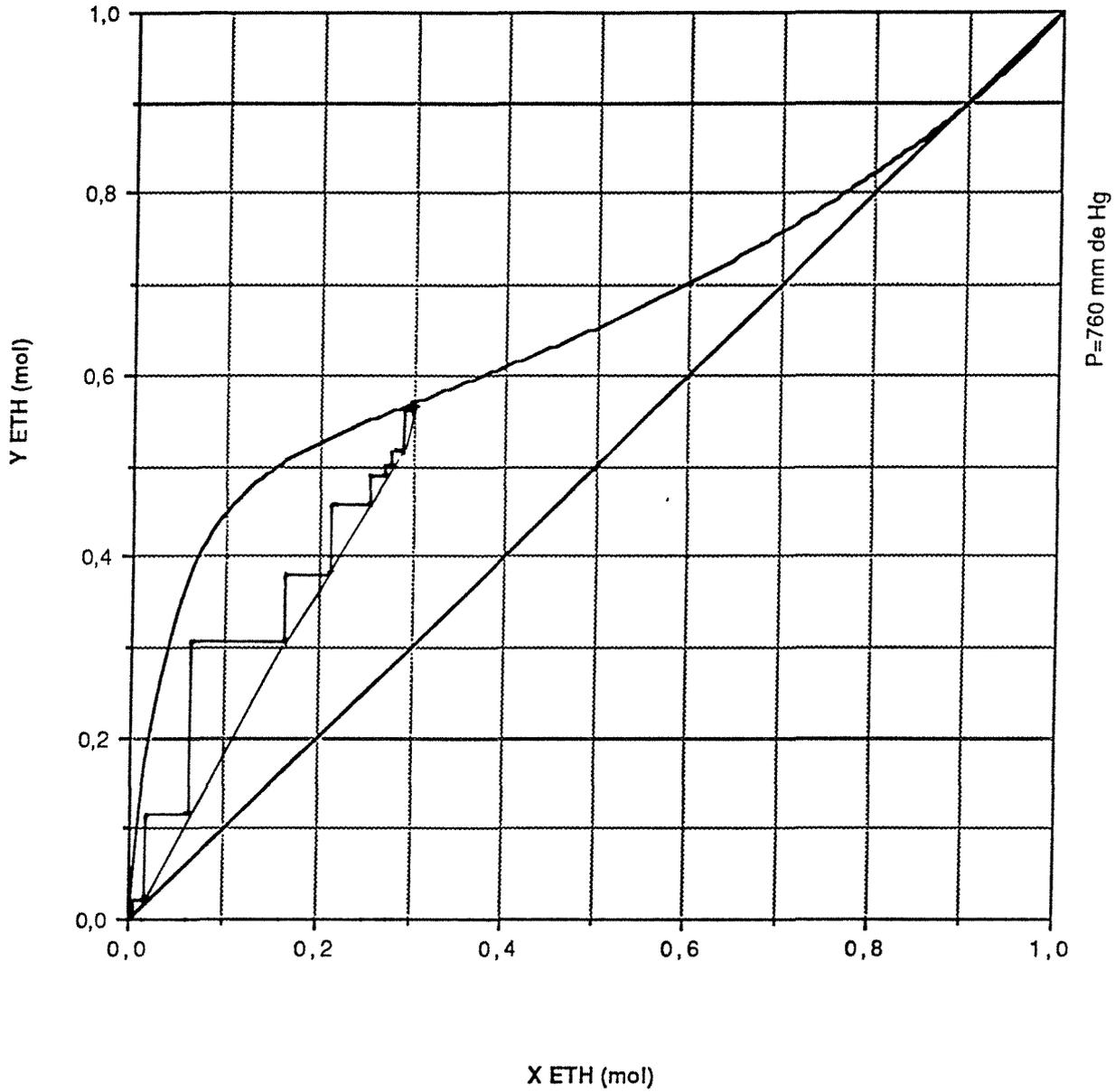


X,Y MOL (éthanol)

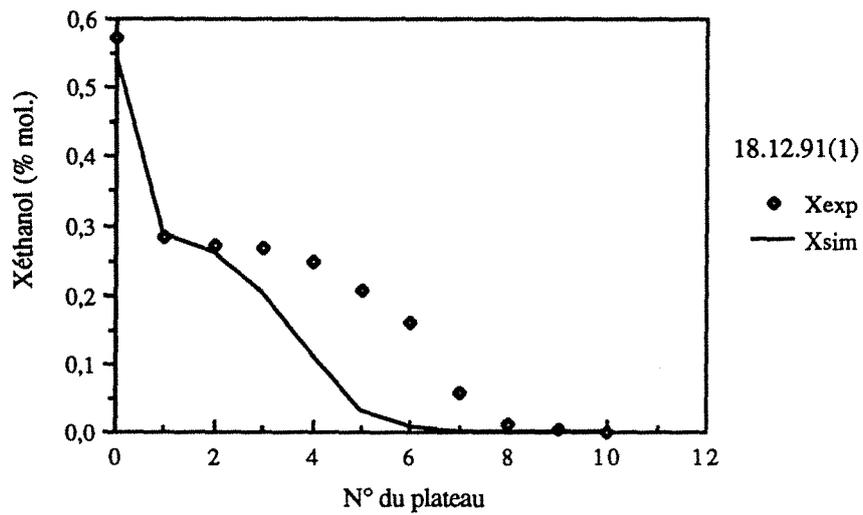
Comparaison des résultats du 18.12.91 (1) avec les isobares de bulle et de rosée à 760 mm de Hg dans le diagramme T-X,Y du couple EAU / ETHANOL. Distillation diabatique DA1 avec 5 serpentins en série (6,7,8,9,10).

DIAGRAMME X-Y

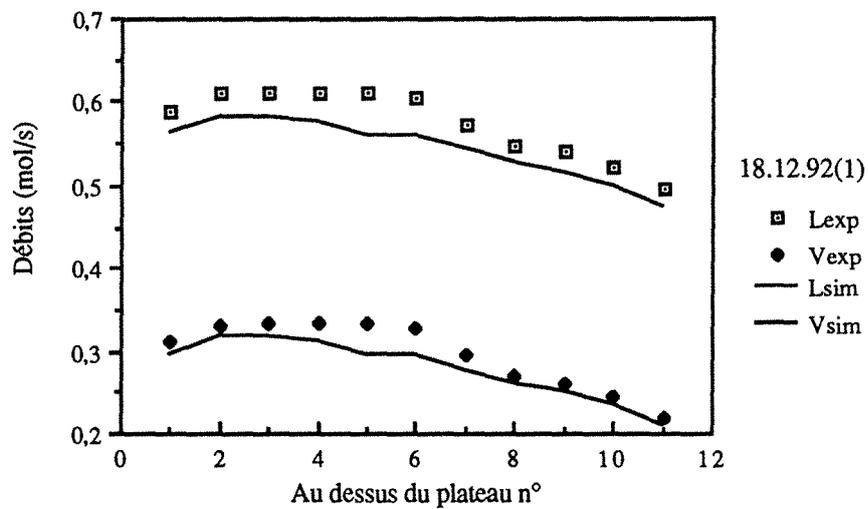
EAU-ETHANOL



Construction de Mc CABE et THIELE à partir des données
expérimentales pour x et des valeurs calculées numériquement pour y.
Expérience diabatique DA1 du 18.12.91 (1) :
5 serpentins en série (6,7,8,9,10).



Variations de la composition liquide.
 Comparaison avec la simulation ($E=0,66$)



Variations des débits liquide et vapeur.
 Comparaison avec la simulation ($E=0,66$)

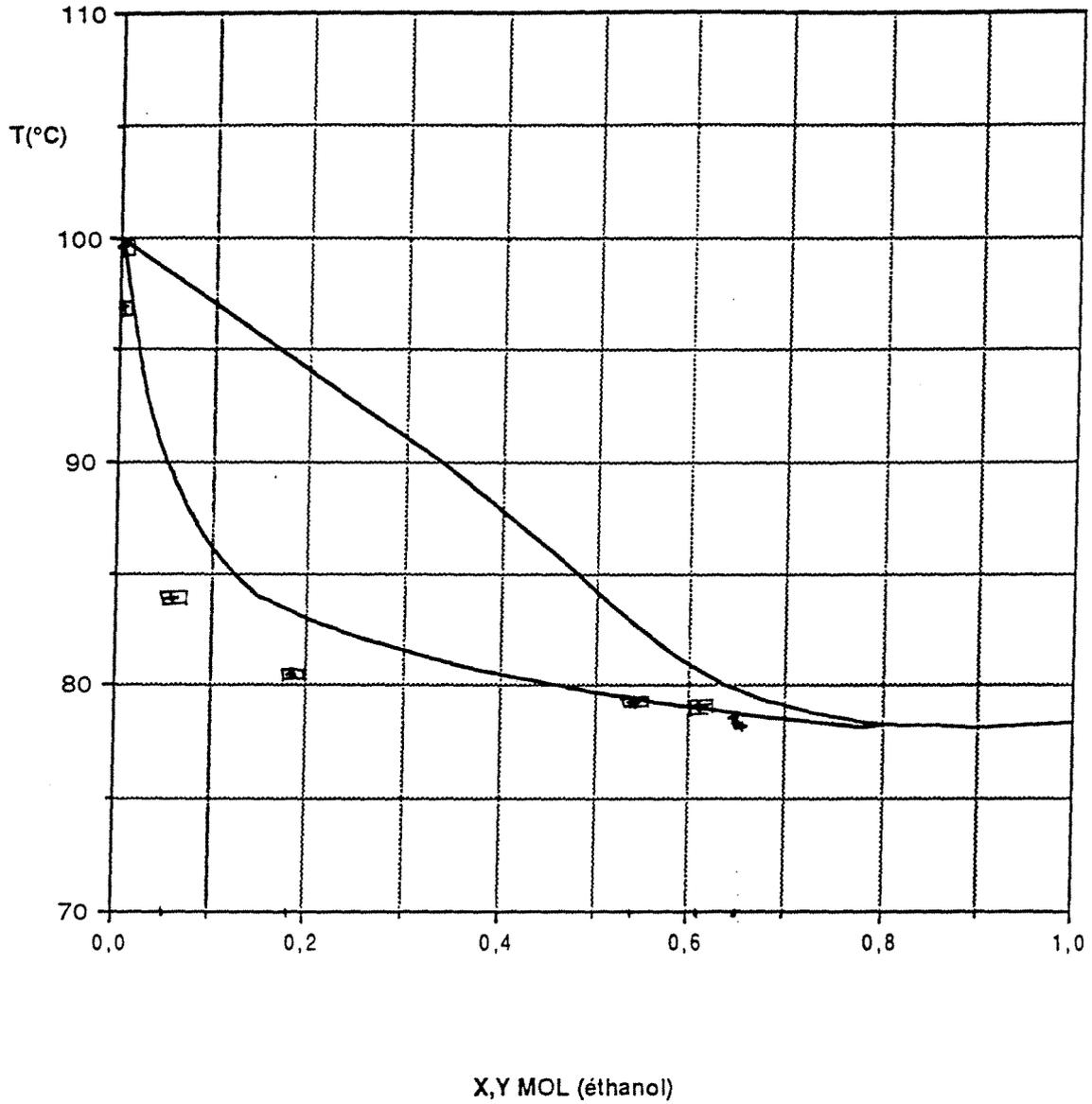
EXPERIENCE 181291(2)
cas DA1 : 5 serpentins en série (6,7,8,9,10)

x_A	0,6990	
A	0,2223	mol/s
h_A	358	kJ/kg
x_D	0,7251	
D	0,2130	mol/s
x_S	0,0017	
S	0,0093	mol/s
Q_C	8,35	kW
Débit eau	4,09	l/min
ΔT_{eau}	35,1 - 5,8	°C

plateau	Q (kW)	ΔT (°C)	Débit(l/min)
1	0		
2	0		
3	0		
4	0		
5	0		
6	0,48	90,8 - 86,1	3,5
7	0,62	96,8 - 90,8	3,5
8	0,57	102,3 - 96,8	3,5
9	0,41	106,5 - 102,3	3,5
10	0,61	112,4 - 106,5	3,5
bouilleur	6,02	170,4 - 113,9	3,5

Efficacité 68,79 %

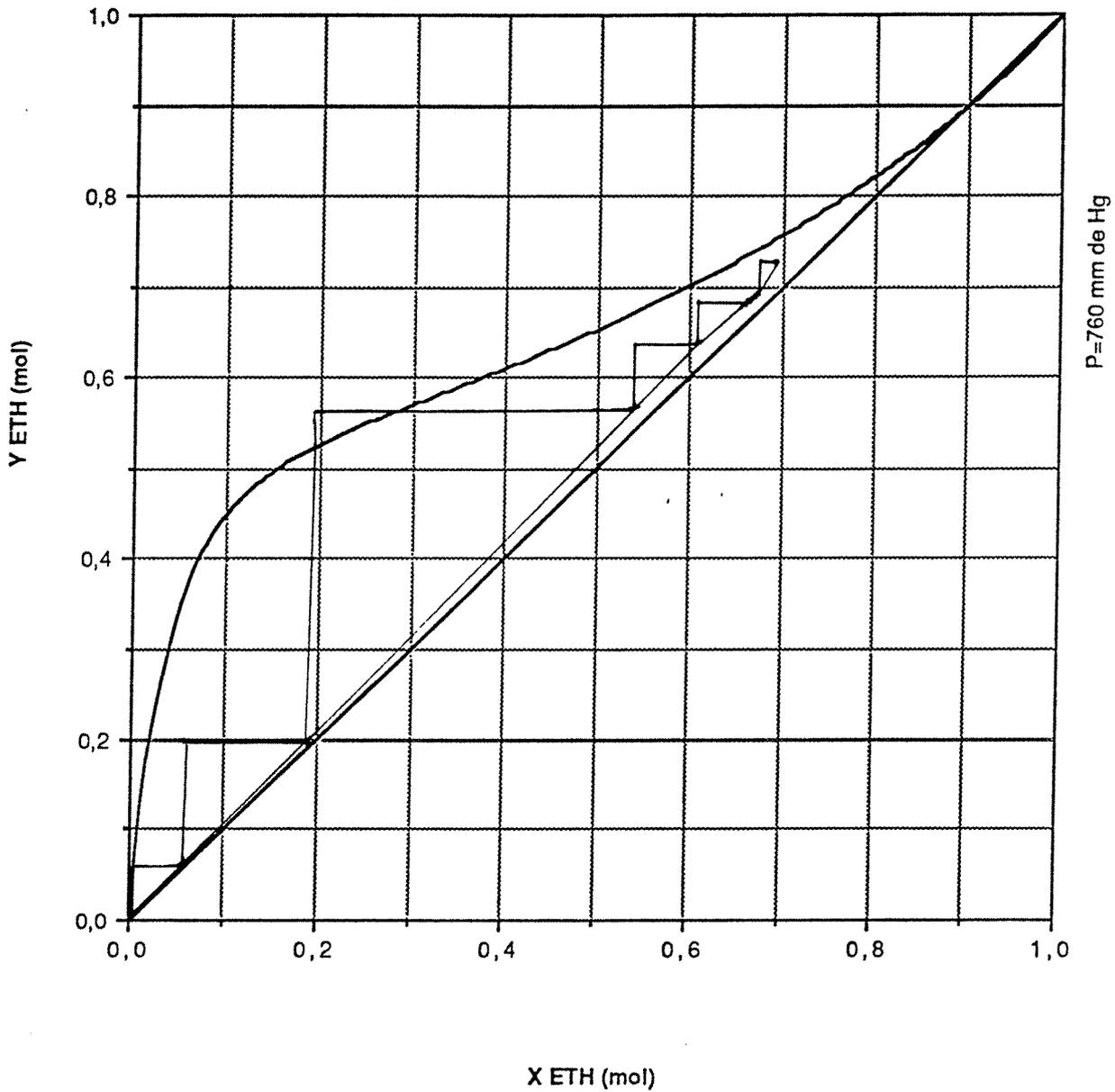
$\eta_{\text{Ex,sep}}$ 15,68 %



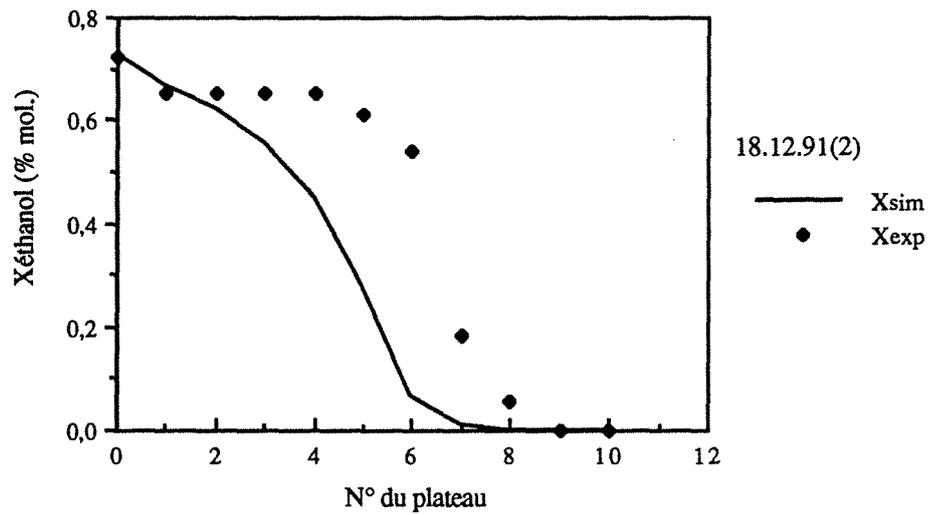
Comparaison des résultats du 18.12.91 (2) avec les
 isobares de bulle et de rosée à 760 mm de Hg
 dans le diagramme T-X, Y du couple EAU / ETHANOL.
 Distillation diabatique DA1 avec 5 serpentins en série (6,7,8,9,10).

DIAGRAMME X-Y

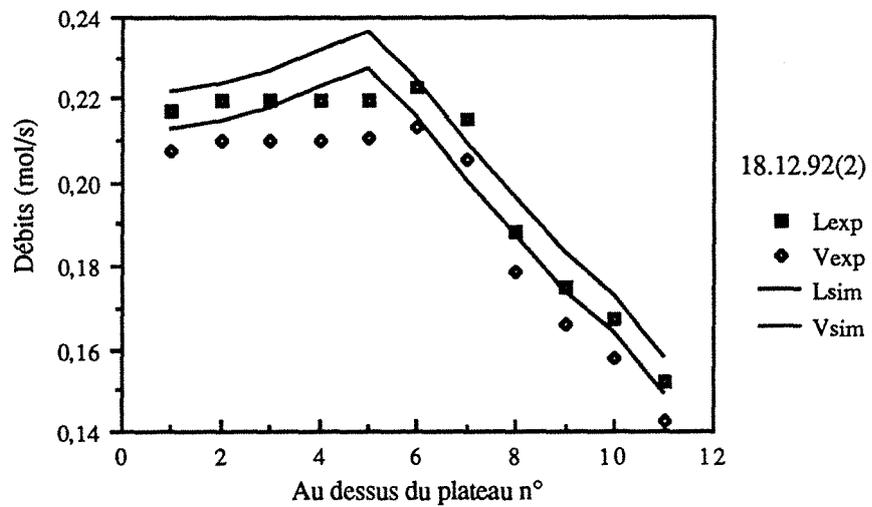
EAU-ETHANOL



Construction de Mc CABE et THIELE à partir des données
expérimentales pour x et des valeurs calculées numériquement pour y.
Expérience diabatique DA1 du 18.12.91 (2) :
5 serpentins en série (6,7,8,9,10).



Variations de la composition liquide.
 Comparaison avec la simulation ($E=0,66$)



Variations des débits liquide et vapeur.
 Comparaison avec la simulation ($E=0,66$)

EXPERIENCE 201291(1)
cas DA2 : 5 serpentins en série (6,7,8,9,10)

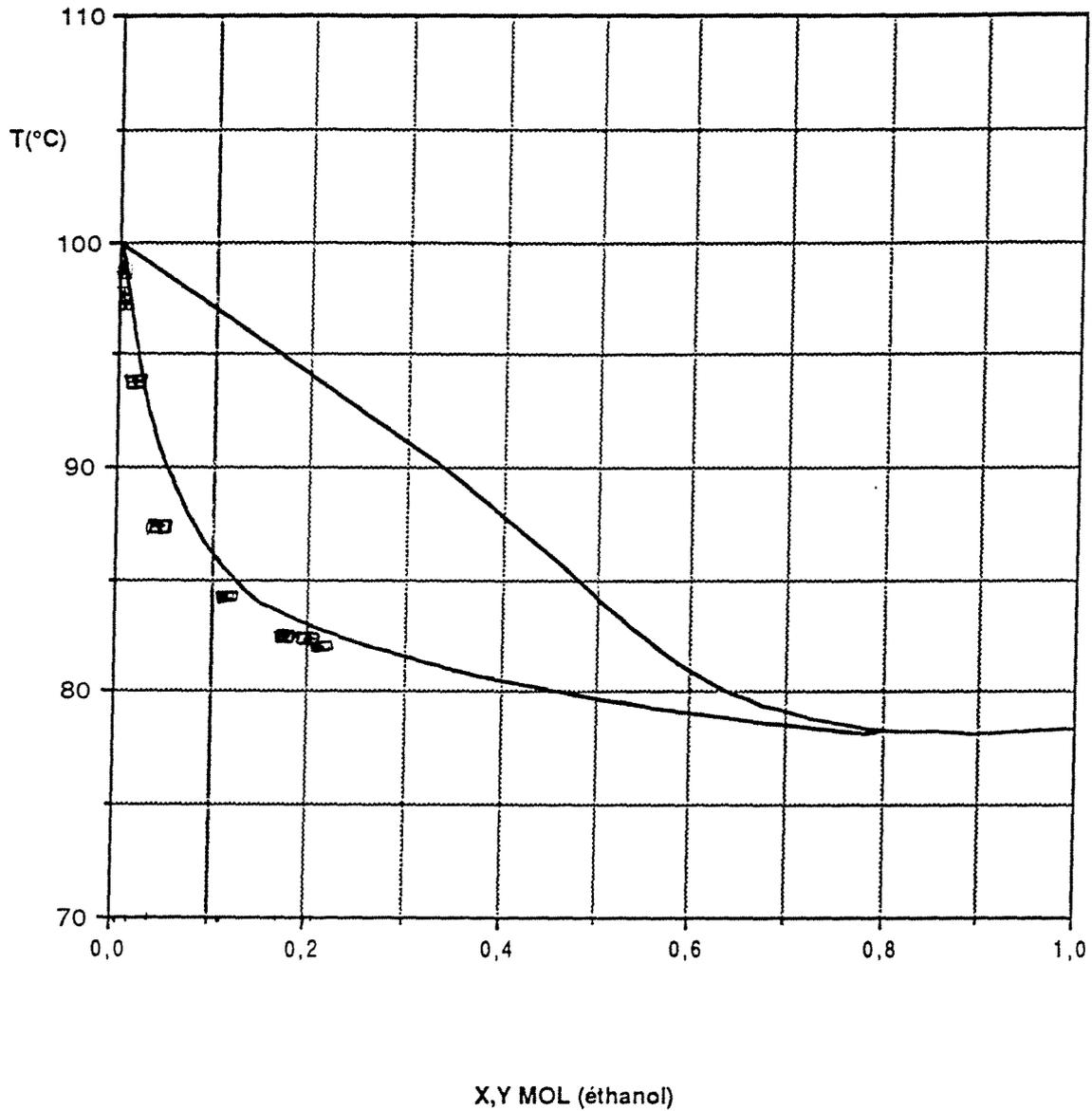
x_A	0,1746	
A	0,6568	mol/s
h_A	283	kJ/kg
x_D	0,4490	
D	0,2525	mol/s
x_S	0,0033	
S	0,4042	mol/s
Q_C	8,53	kW
Débit eau	3,62	l/min
ΔT_{eau}	42,1 - 8,2	°C

plateau	Q (kW)	ΔT (°C)	Débit(l/min)
1	0		
2	0		
3	0		
4	0		
5	0		
6	3,45	132,0 - 117,8	8,1
7	5,18	153,0 - 132,0	8,1
8	0,54	155,2 - 153,0	8,1
9	1,97	163,1 - 155,2	8,1
10	0,01	163,5 - 163,1	8,1
bouilleur	0		

Efficacité 57,81 %

$\eta_{\text{Ex,sep}}$ 21,85 %

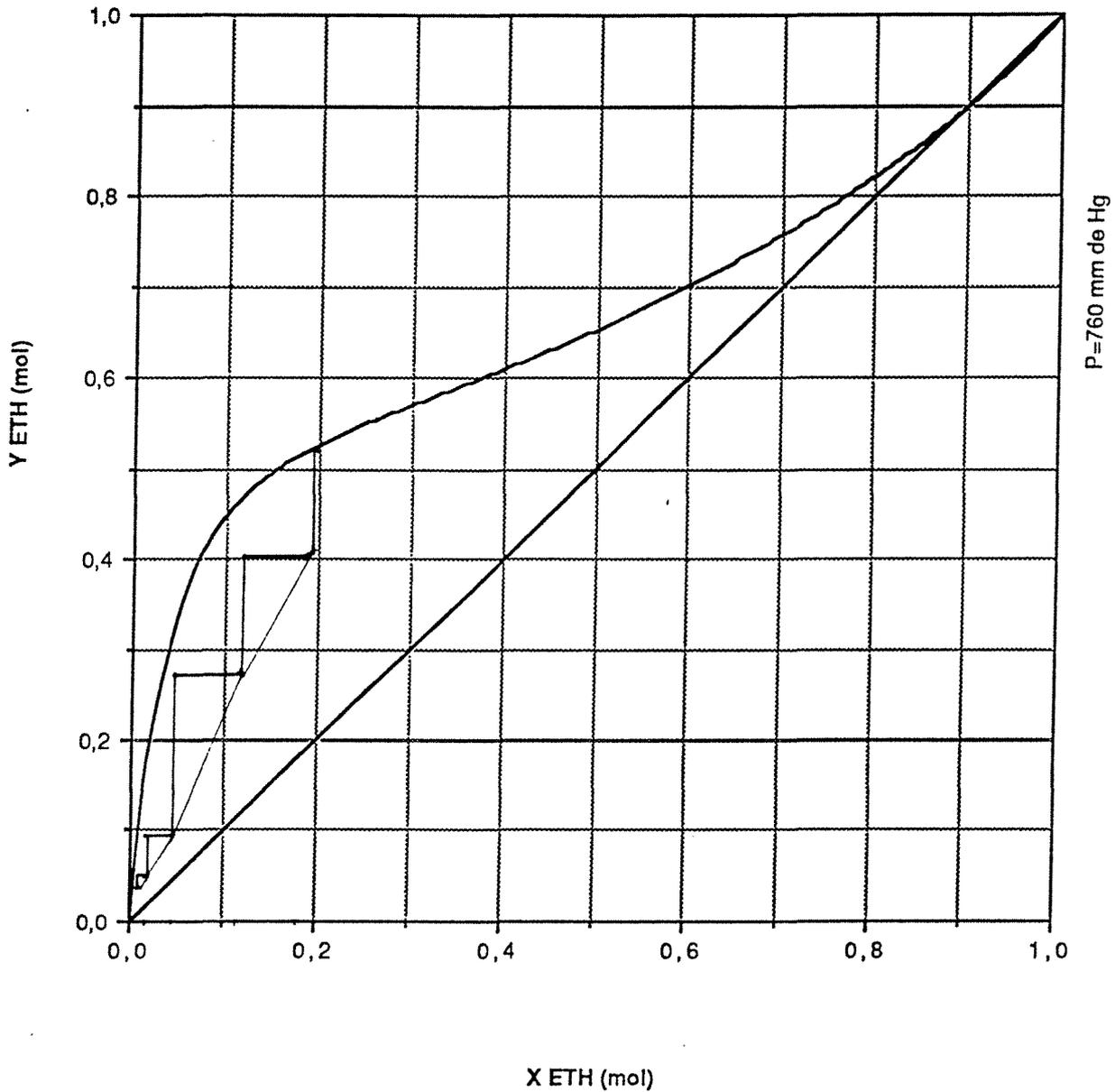
Remarques : La courbe opératoire visualisable est une droite, car dans ce domaine où les concentrations varient le plus, le rapport L/V ne change pas. Par contre, ce rapport augmente très rapidement dans les cinq derniers plateaux, mais il n'est pas possible de visualiser cette variation sur la courbe de McCabe et Thiele.



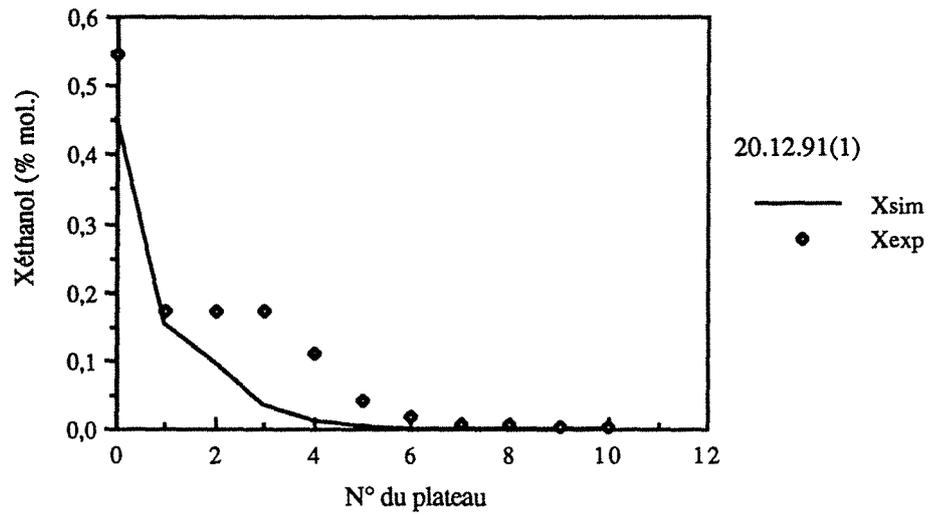
Comparaison des résultats du 20.12.91 (1) avec les
 isobares de bulle et de rosée à 760 mm de Hg
 dans le diagramme T-X,Y du couple EAU / ETHANOL.
 Distillation diabatique DA2 avec 5 serpentins en série (6,7,8,9,10).

DIAGRAMME X-Y

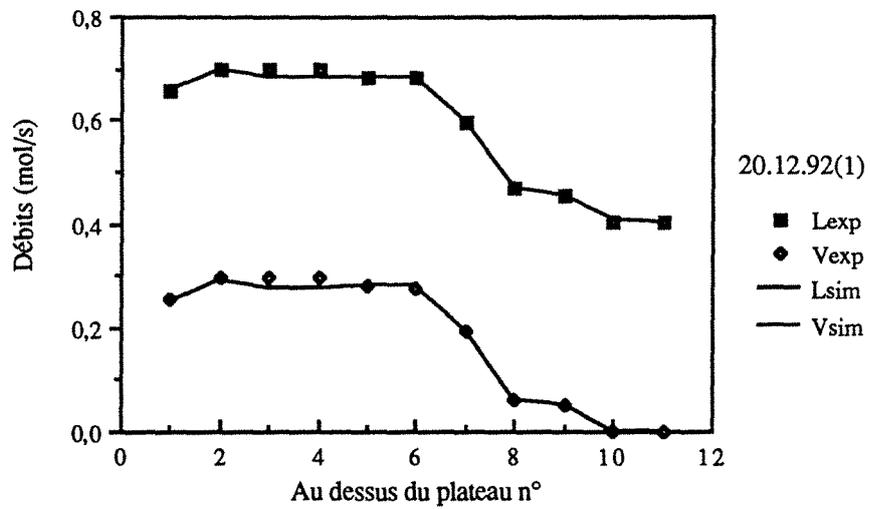
EAU-ETHANOL



Construction de Mc CABE et THIELE à partir des données
expérimentales pour x et des valeurs calculées numériquement pour y .
Expérience diabatique DA2 du 20.12.91 (1) :
5 serpentins en série (6,7,8,9,10).



Variations de la composition liquide.
 Comparaison avec la simulation ($E=0,66$)



Variations des débits liquide et vapeur.
 Comparaison avec la simulation ($E=0,66$)

EXPERIENCE 201291(2)
cas DA2 : 5 serpentins en série (6,7,8,9,10)

x_A	0,1868	
A	0,4393	mol/s
h_A	272	kJ/kg
x_D	0,4266	
D	0,1916	mol/s
x_S	0,0015	
S	0,2477	mol/s
Q_C	6,29	kW
Débit eau	3,62	l/min
ΔT_{eau}	33,2 - 8,2	°C

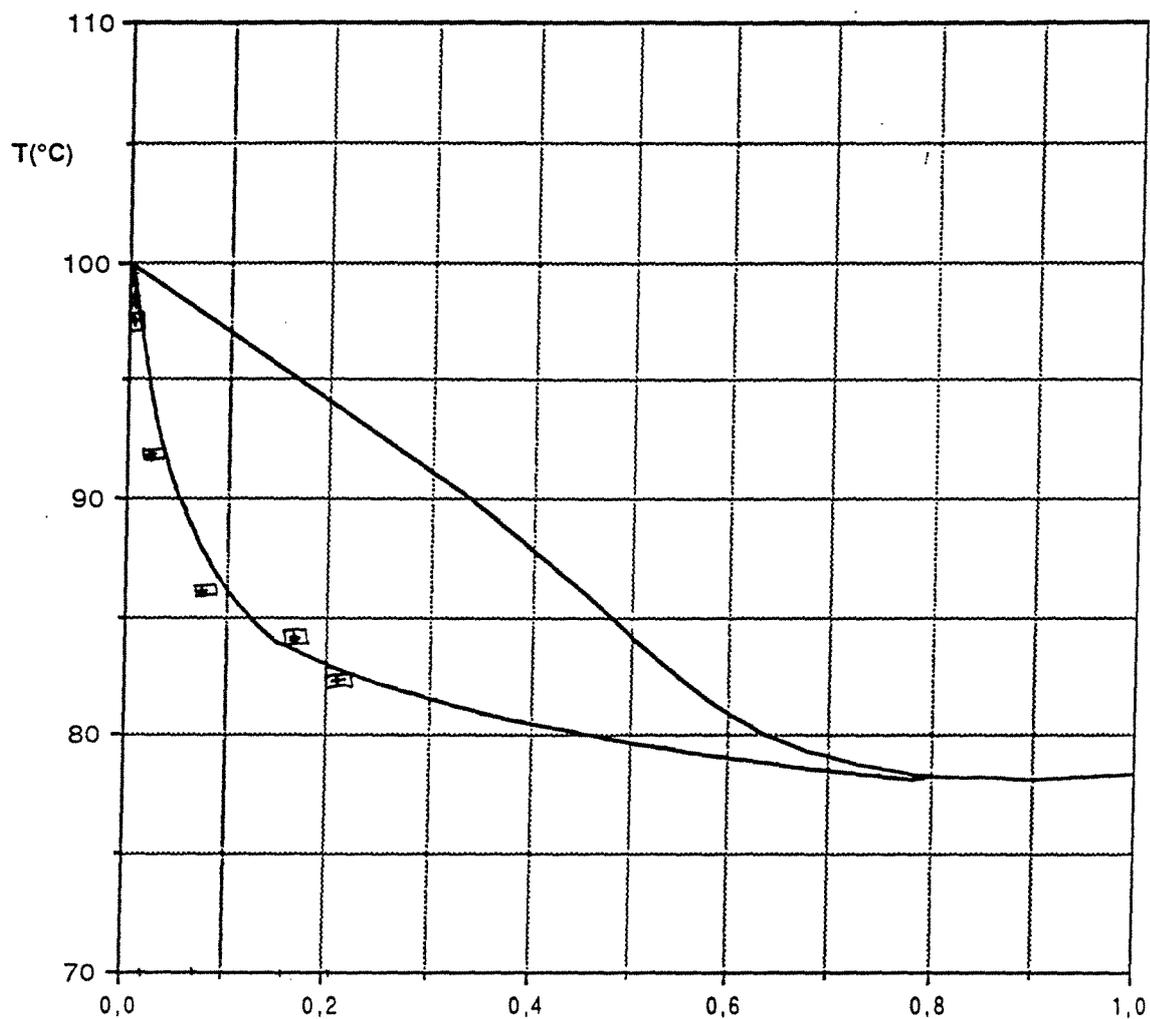
plateau	Q (kW)	ΔT (°C)	Débit(l/min)
1	0		
2	0		
3	0		
4	0		
5	0		
6	2,32	132,2 - 116,7	5,0
7	3,63	156,0 - 132,2	5,0
8	0,85	161,6 - 156,0	5,0
9	1,63	172,2 - 161,6	5,0
10	0,02	172,8 - 172,6	5,0
bouilleur	0		

Efficacité 63,20 %

$\eta_{\text{Ex,sep}}$ 16,79 %

Remarques : La pente de la courbe opératoire varie très peu dans le domaine de concentrations exploitable.

La simulation n'est pas possible à 66 %, car les derniers plateaux ont une efficacité beaucoup plus faible, de par le fait qu'une hydrodynamique convenable n'est plus respectée (les débits de vapeurs sont très faibles) et de par les faibles concentrations en éthanol.

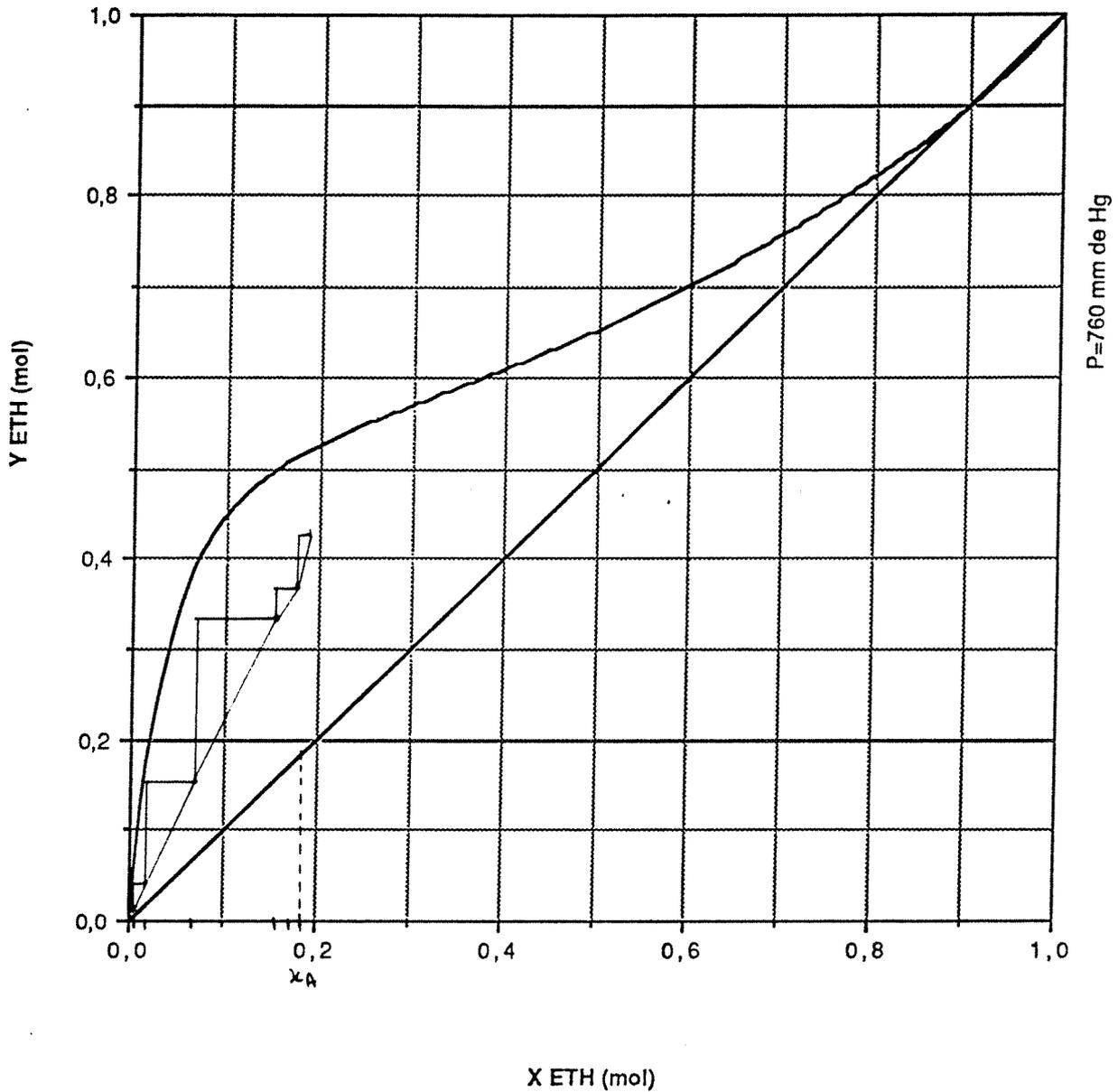


X,Y MOL (éthanol)

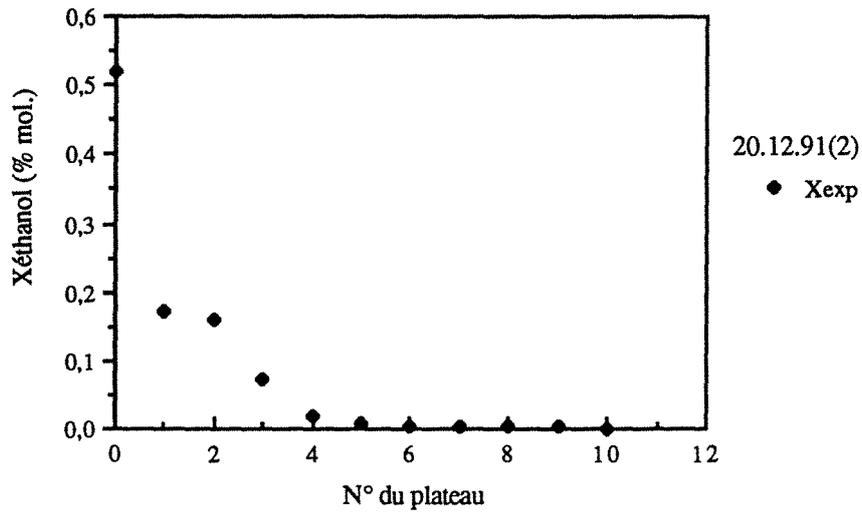
Comparaison des résultats du 20.12.91 (2) avec les isobares de bulle et de rosée à 760 mm de Hg dans le diagramme T-X,Y du couple EAU / ETHANOL. Distillation diabatique DA2 avec 5 serpentins en série (6,7,8,9,10).

DIAGRAMME X-Y

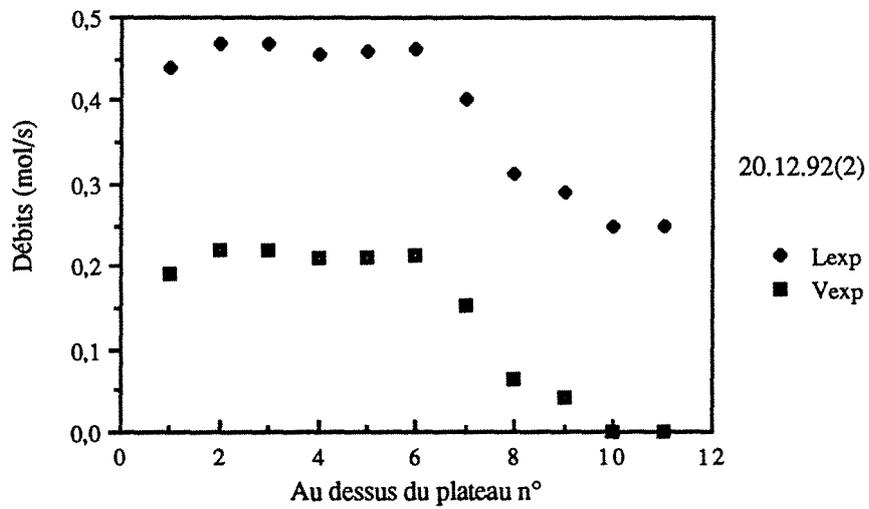
EAU-ETHANOL



Construction de Mc CABE et THIELE à partir des données
expérimentales pour x et des valeurs calculées numériquement pour y.
Expérience diabatique DA2 du 20.12.91 (2) :
5 serpentins en série (6,7,8,9,10).



Variations de la composition liquide.
 Comparaison avec la simulation ($E=0,66$)



Variations des débits liquide et vapeur.
 Comparaison avec la simulation ($E=0,66$)

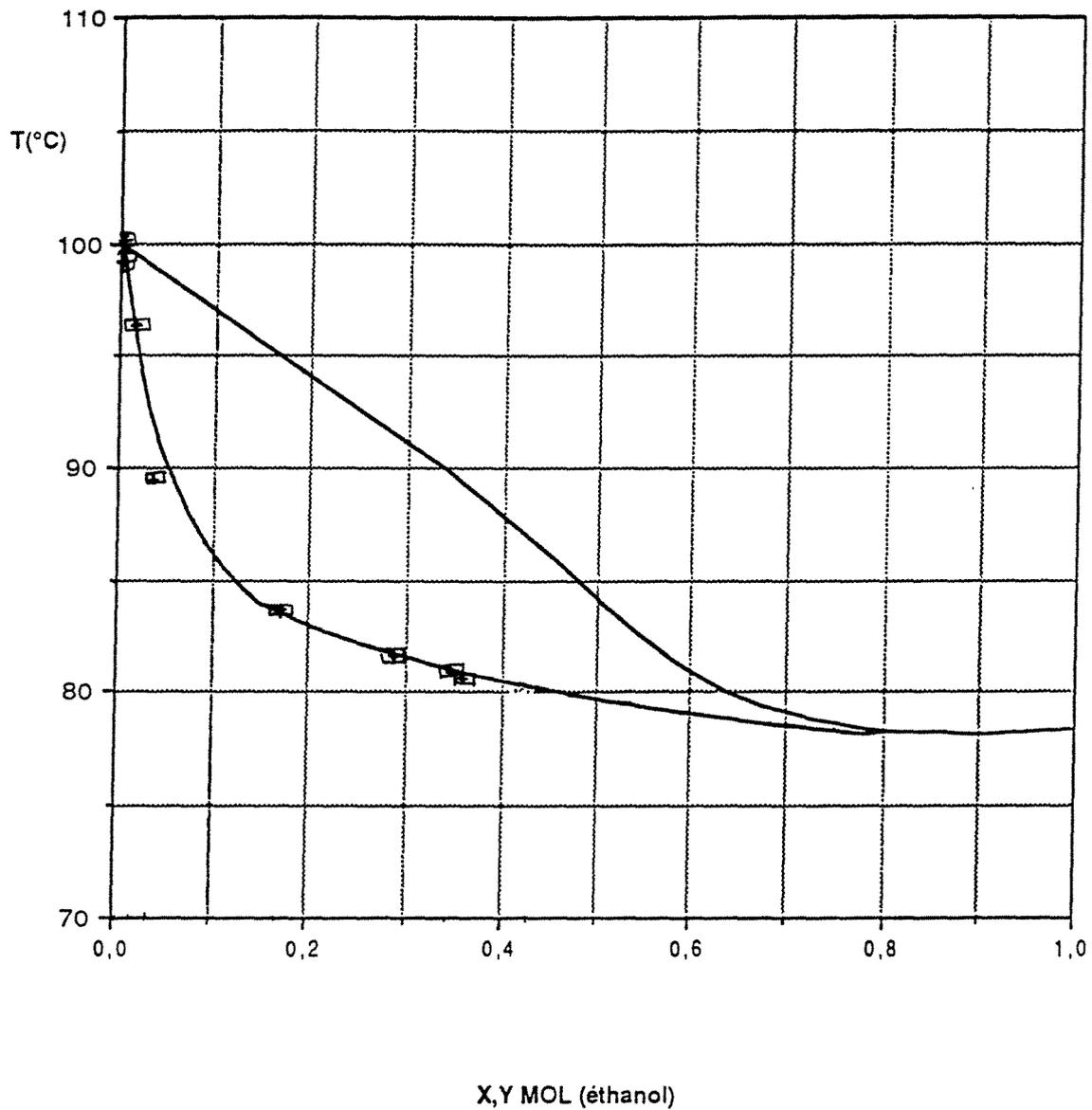
EXPERIENCE 080192(2)
cas DA3 : 5 serpentins en série (6,7,8,9,10)

x_A	0,2048	
A	0,2781	mol/s
h_A	338	kJ/kg
x_D	0,6807	
D	0,0834	mol/s
x_S	0,0011	
S	0,1947	mol/s
Q_C	7,33	kW
Débit eau	1,54	l/min
ΔT_{eau}	78,0 - 9,2	°C
$Q_{C(\text{aux})}$	3,32	kW
Débit eau	5,48	l/min
ΔT_{eau}	16,4 - 7,7	°C

plateau	Q (kW)	ΔT (°C)	Débit(l/min)
1	0		
2	0		
3	0		
4	0		
5	0		
6	0,51	104,4 - 101,5	6,0
7	0,55	107,4 - 104,4	6,0
8	0,82	112,0 - 107,4	6,0
9	1,52	120,4 - 112,0	6,0
10	2,50	134,5 - 120,7	6,0
bouilleur	6,03	168,3 - 135,4	6,0

Efficacité 70,46 %

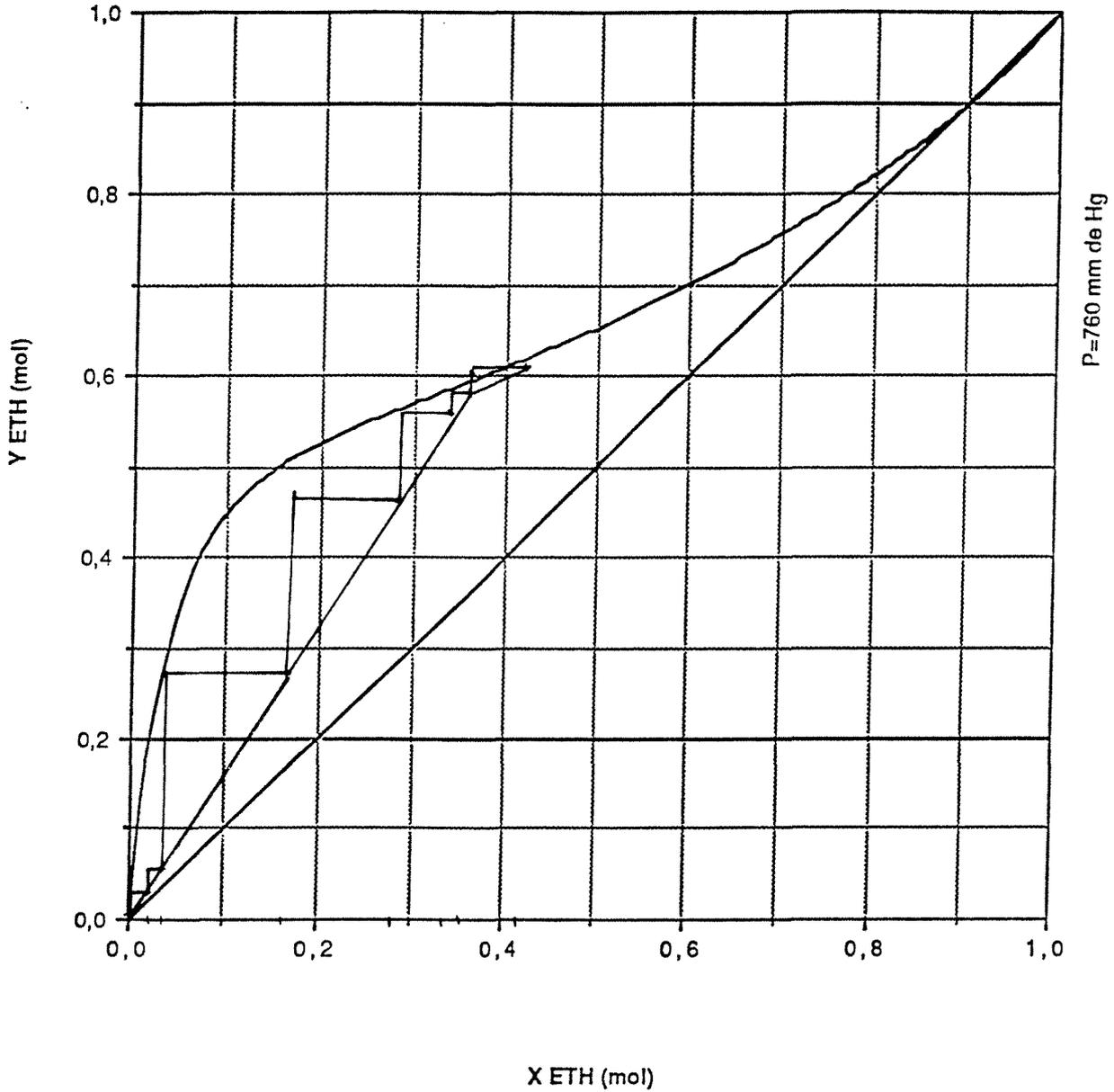
$\eta_{\text{Ex,sep}}$ 23,09 %



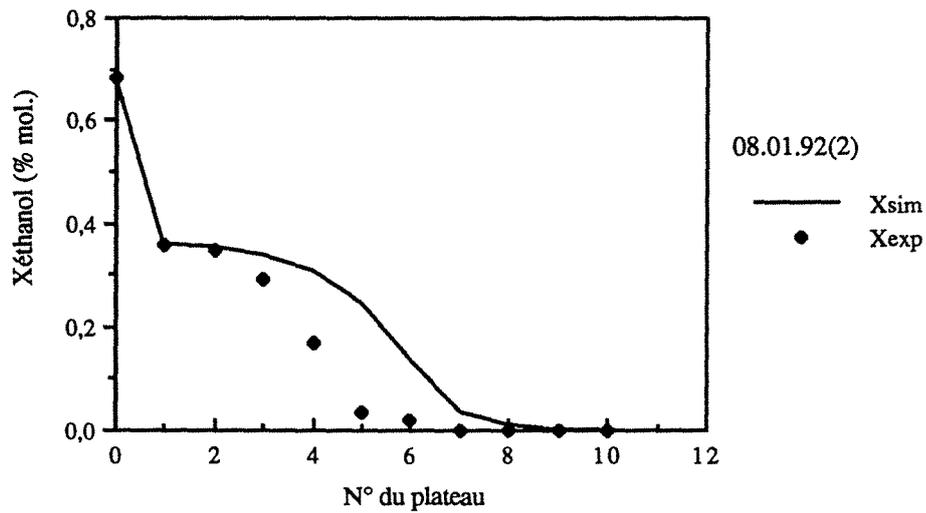
Comparaison des résultats du 08.01.92 (2) avec les
 isobares de bulle et de rosée à 760 mm de Hg
 dans le diagramme T-X,Y du couple EAU / ETHANOL.
 Distillation adiabatique DA3 avec 5 serpentins en série (6,7,8,9,10).

DIAGRAMME X-Y

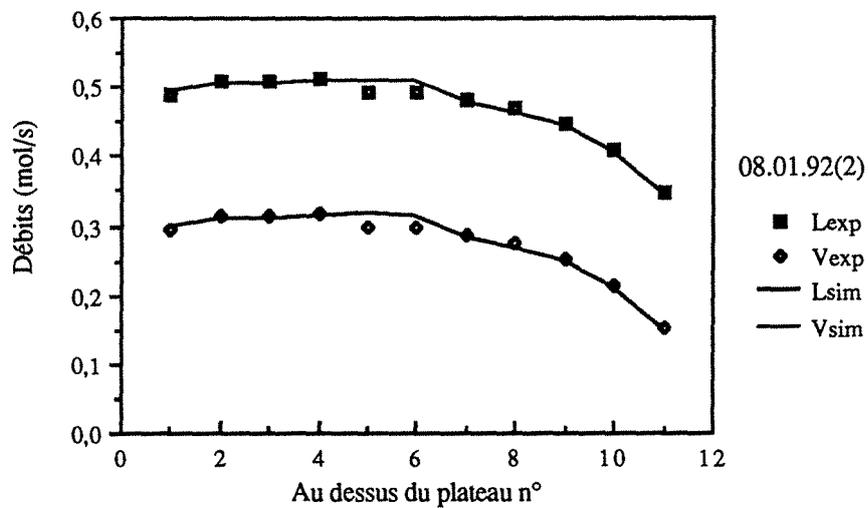
EAU-ETHANOL



Construction de Mc CABE et THIELE à partir des données
expérimentales pour x et des valeurs calculées numériquement pour y.
Expérience diabatique DA3 du 08.01.92 (2) :
5 serpentins en série (6,7,8,9,10).



Variations de la composition liquide.
 Comparaison avec la simulation ($E=0,66$)



Variations des débits liquide et vapeur.
 Comparaison avec la simulation ($E=0,66$)

EXPERIENCE 100192(1)
cas DA4 : 5 serpentins en série (6,7,8,9,10)

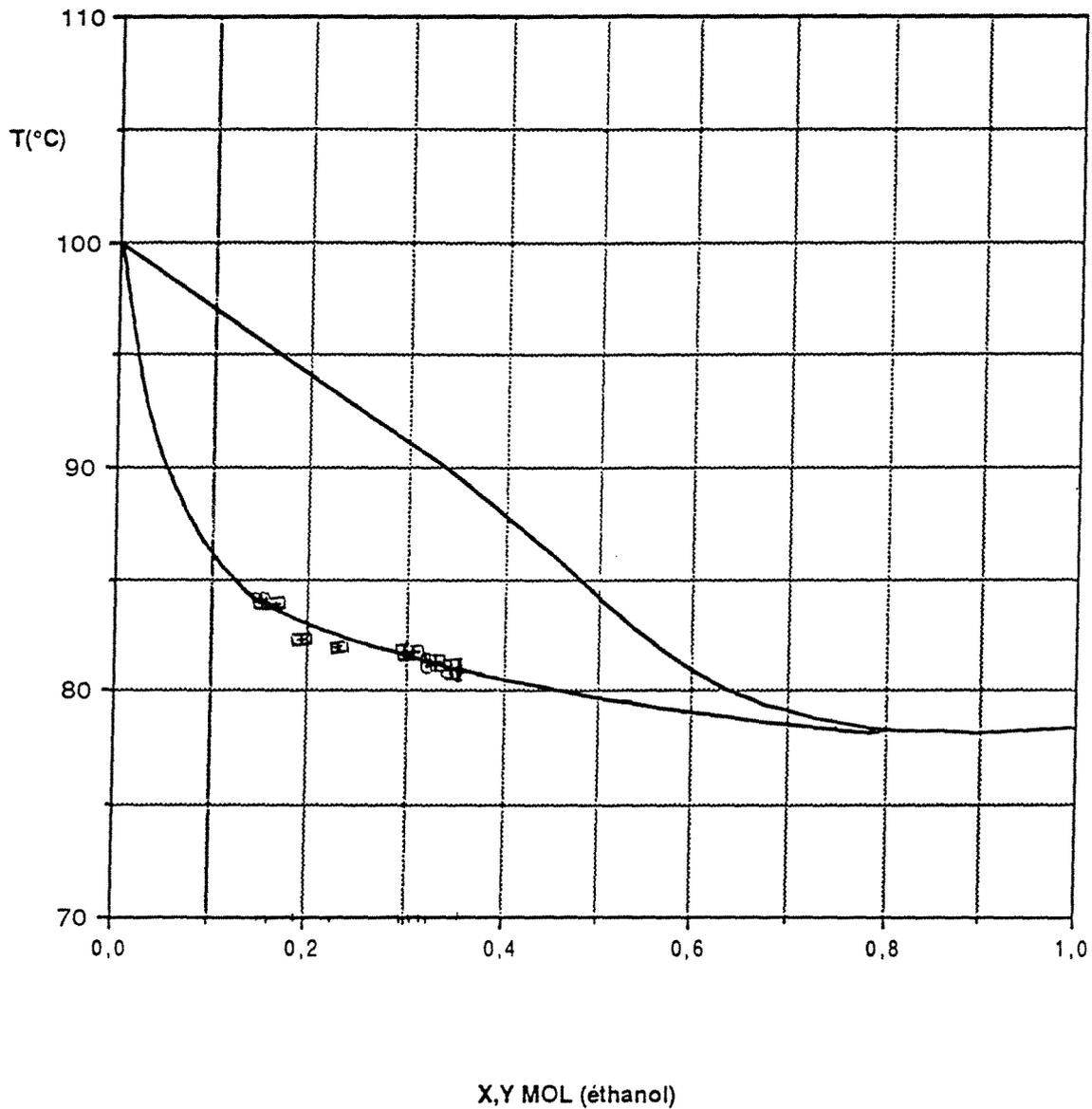
x_A	0,2285	
A	0,4376	mol/s
h_A	340	kJ/kg
x_D	0,6837	
D	0,0626	mol/s
x_S	0,1525	
S	0,3751	mol/s
Q_C	7,89	kW
Débit eau	1,64	l/min
ΔT_{eau}	78,1 - 8,8	°C
$Q_{C(\text{aux})}$	2,50	kW
Débit eau	5,41	l/min
ΔT_{eau}	13,5 - 7,0	°C

plateau	Q (kW)	$\Delta T(^{\circ}\text{C})$	Débit(l/min)
1	0		
2	0		
3	0		
4	0		
5	0		
6	4,39	135,5 - 115,2	7,2
7	7,46	169,6 - 135,5	7,2
8	0,14	170,2 - 169,6	7,2
9	0,39	171,9 - 170,2	7,2
10	0,02	172,3 - 171,9	7,2
bouilleur	0		

Efficacité 66,50 %

$\eta_{\text{Ex,sep}}$ 25,57 %

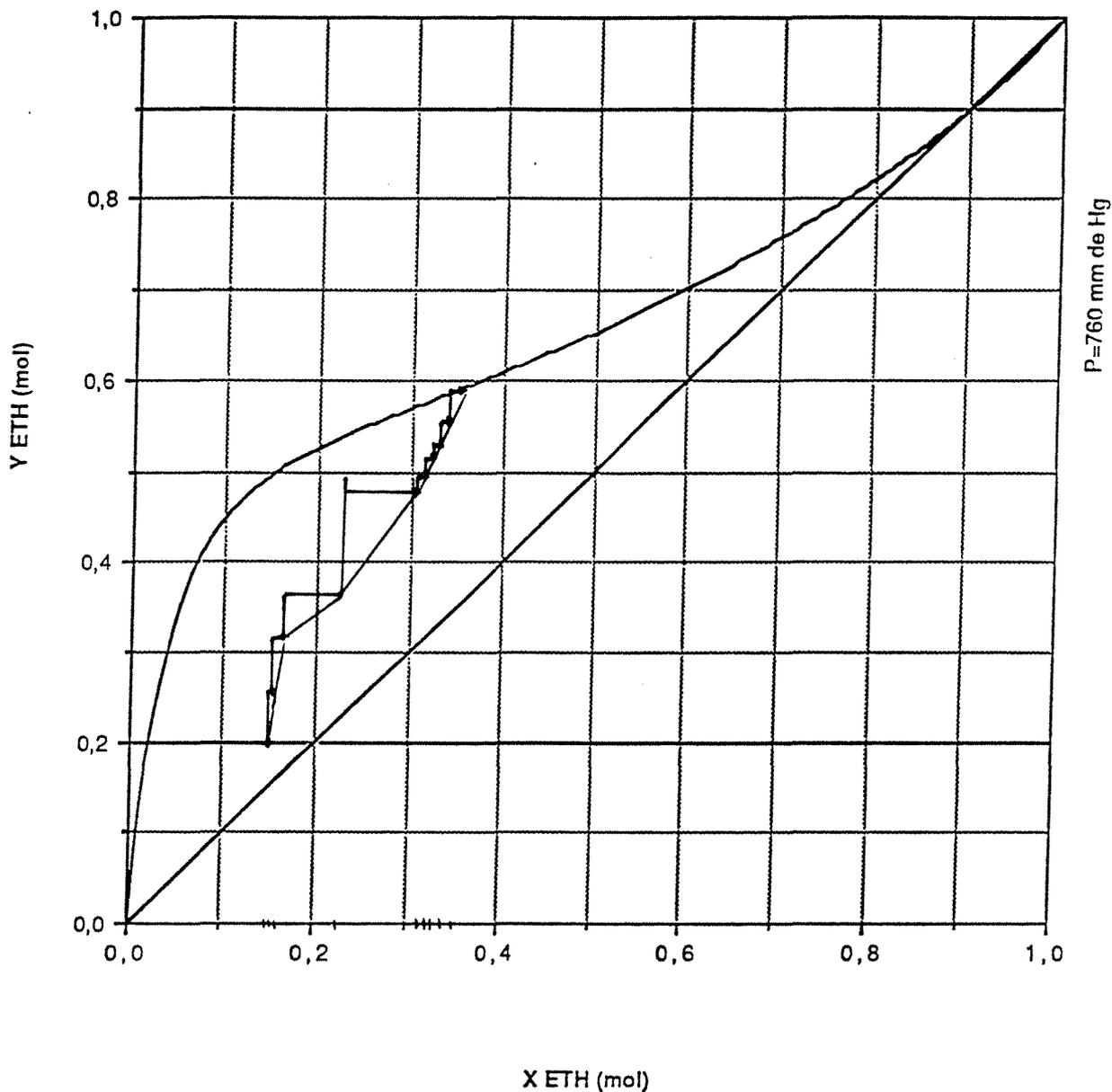
Remarques : La pente de la droite qui joint le point du soutirage au point de fonctionnement d'un plateau, diminue de façon rapide et très visible sur la courbe de McCabe et Thiele, suite aux fortes variations du rapport L/V.



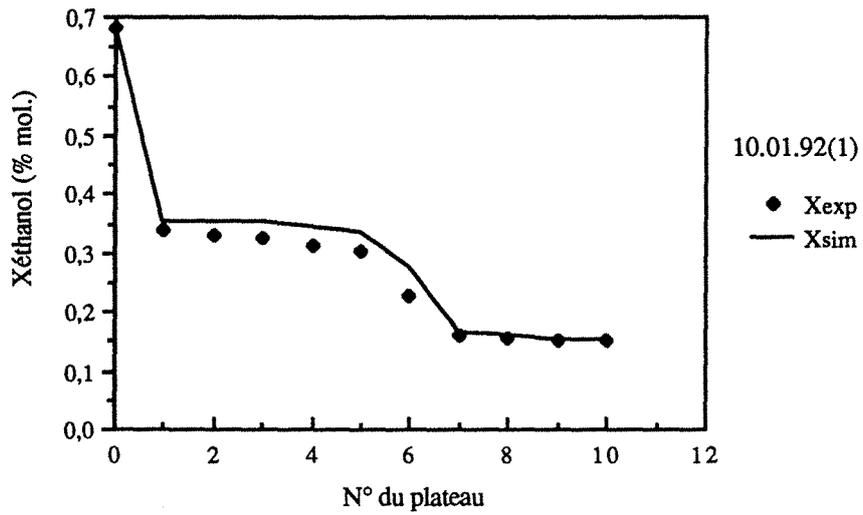
Comparaison des résultats du 10.01.92 (1) avec les
 isobares de bulle et de rosée à 760 mm de Hg
 dans le diagramme T-X,Y du couple EAU / ETHANOL.
 Distillation diabatique DA4 avec 5 serpentins en série (6,7,8,9,10).

DIAGRAMME X-Y

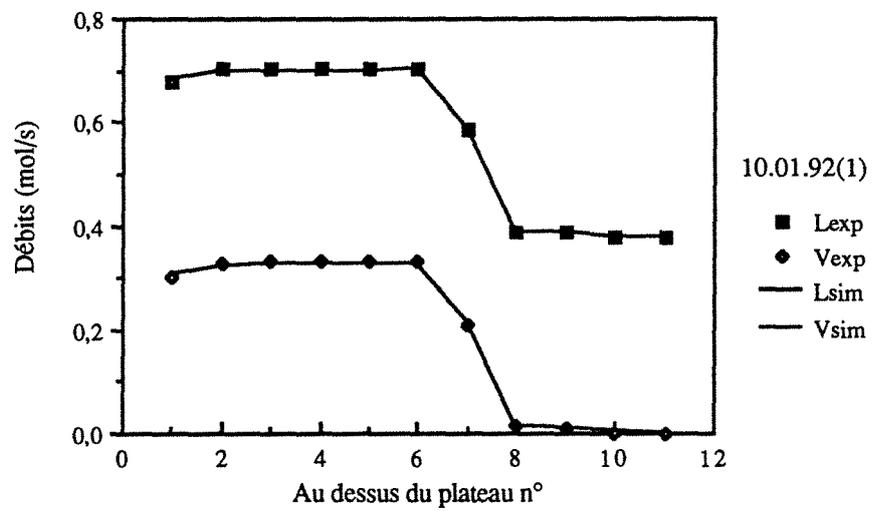
EAU-ETHANOL



Construction de Mc CABE et THIELE à partir des données
expérimentales pour x et des valeurs calculées numériquement pour y.
Expérience diabatique DA4 du 10.01.92 (1) :
5 serpentins en série (6,7,8,9,10).



Variations de la composition liquide.
 Comparaison avec la simulation ($E=0,66$)



Variations des débits liquide et vapeur.
 Comparaison avec la simulation ($\bar{E}=0,66$)

EXPERIENCE 100192(2)
cas DA4 : 10 serpentins en série

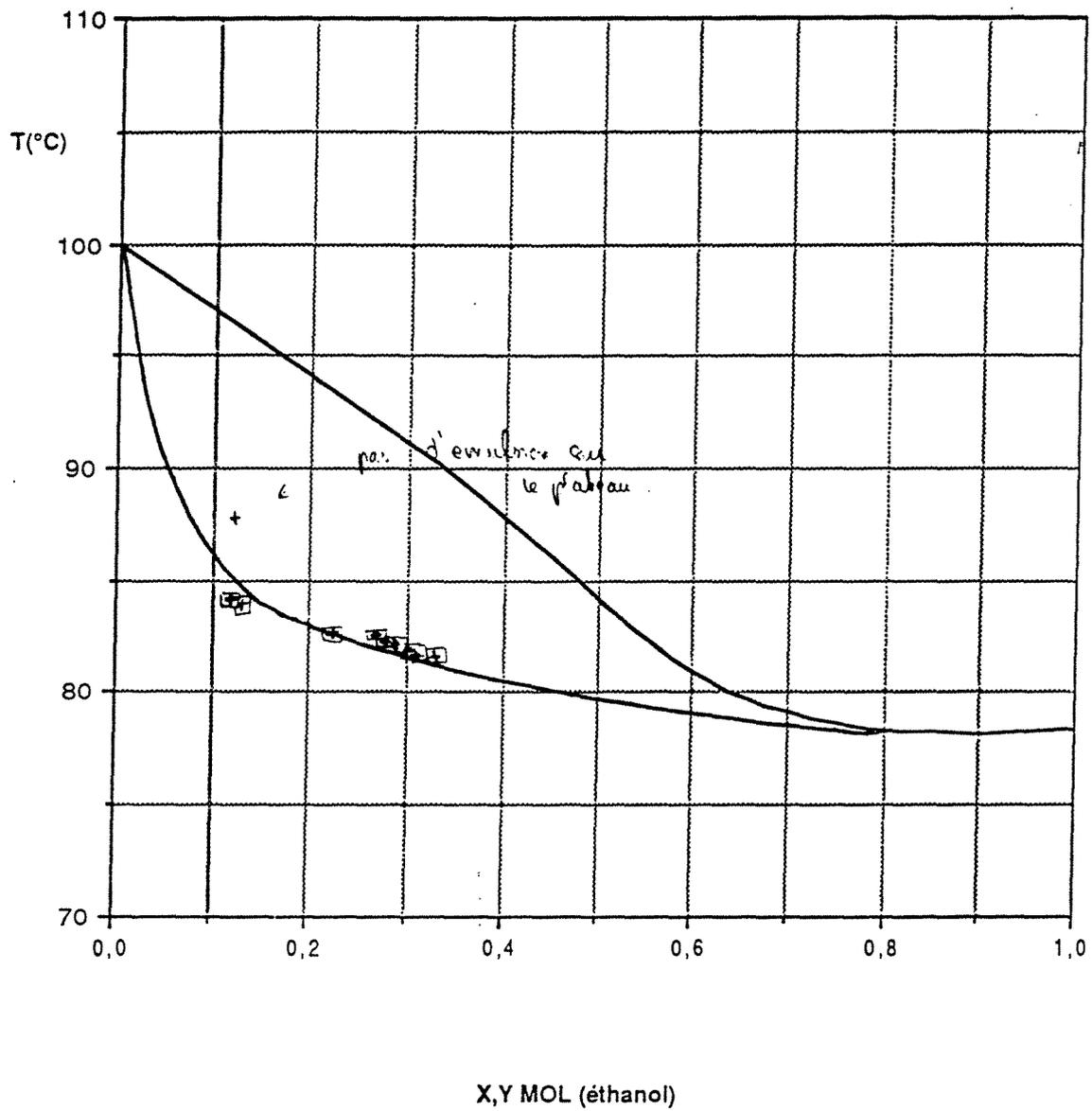
x_A	0,2177	
A	0,5816	mol/s
h_A	391	kJ/kg
x_D	0,6499	
D	0,1023	mol/s
x_S	0,1255	
S	0,4793	mol/s
Q_C	7,93	kW
Débit eau	1,65	l/min
ΔT_{eau}	78,6 - 8,8	°C
$Q_{C(\text{aux})}$	4,01	kW
Débit eau	5,45	l/min
ΔT_{eau}	17,5 - 7,0	°C

plateau	Q (kW)	ΔT (°C)	Débit(l/min)
1	0,26	85,6 - 83,9	5,3
2	0,33	87,7 - 85,6	5,3
3	0,50	91,0 - 87,7	5,3
4	0,64	95,1 - 91,0	5,3
5	1,43	104,2 - 95,1	5,3
6	1,80	115,6 - 104,2	5,3
7	3,05	134,8 - 115,6	5,3
8	4,82	164,7 - 134,8	5,3
9	1,00	170,9 - 164,7	5,3
10	0,10	171,9 - 171,3	5,3
bouilleur	0		

Efficacité 72,53 %

$\eta_{\text{Ex,sep}}$ 27,53 %

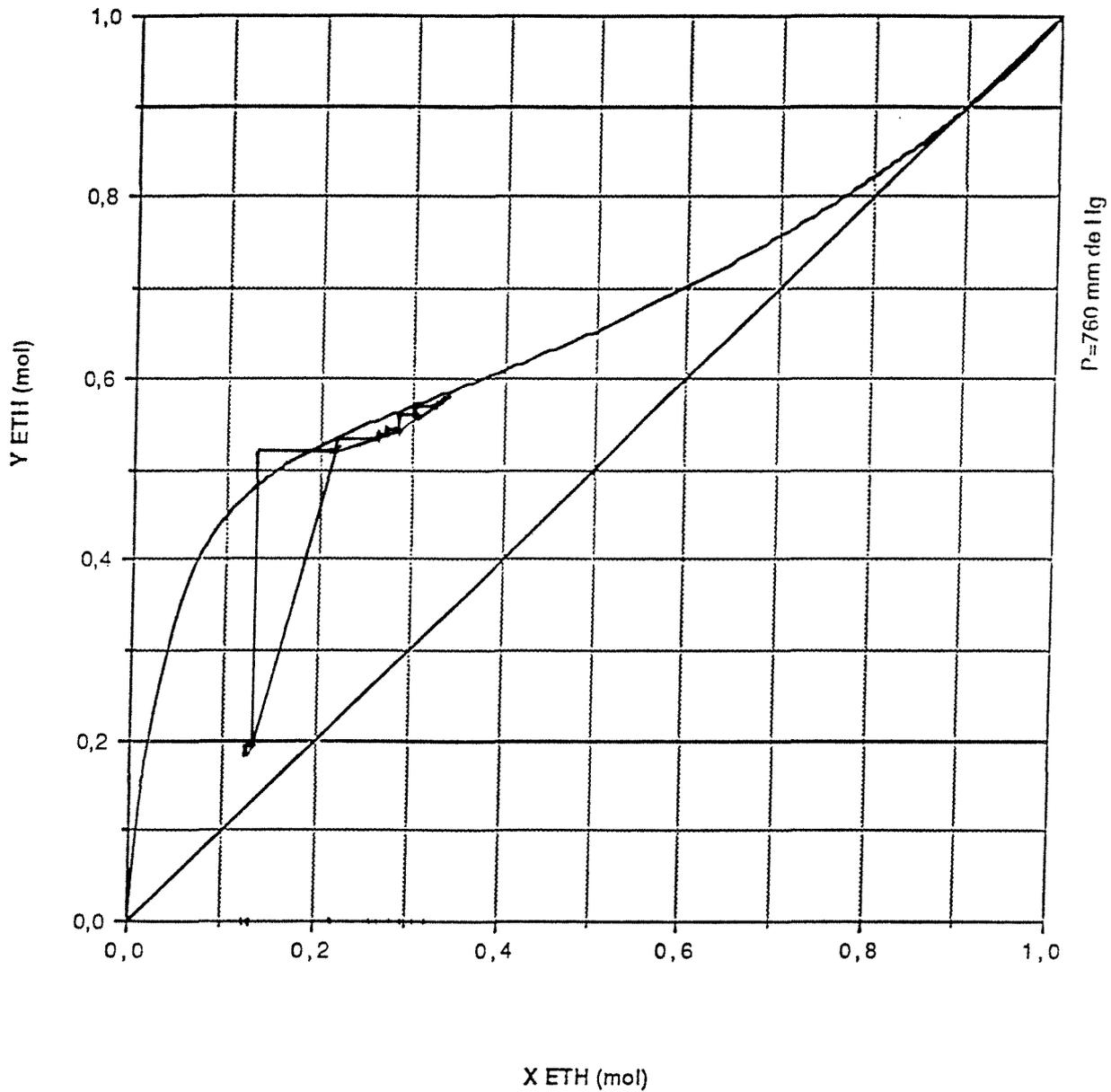
Remarques : La droite opératoire est pratiquement horizontale en bas de colonne suite au fait que le débit de vapeur est très faible, voire presque nul.



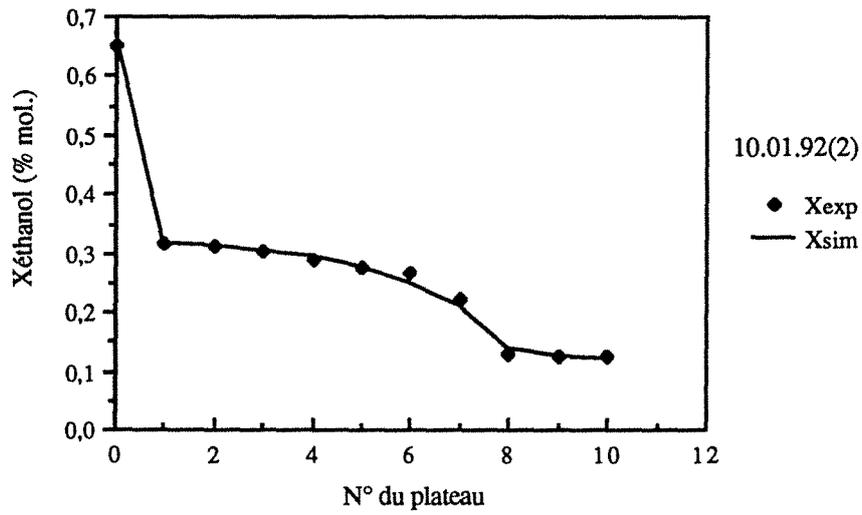
Comparaison des résultats du 10.01.92 (2) avec les isobares de bulle et de rosée à 760 mm de Hg dans le diagramme T-X,Y du couple EAU / ETHANOL. Distillation adiabatique DA4 avec 10 serpentins en série.

DIAGRAMME X-Y

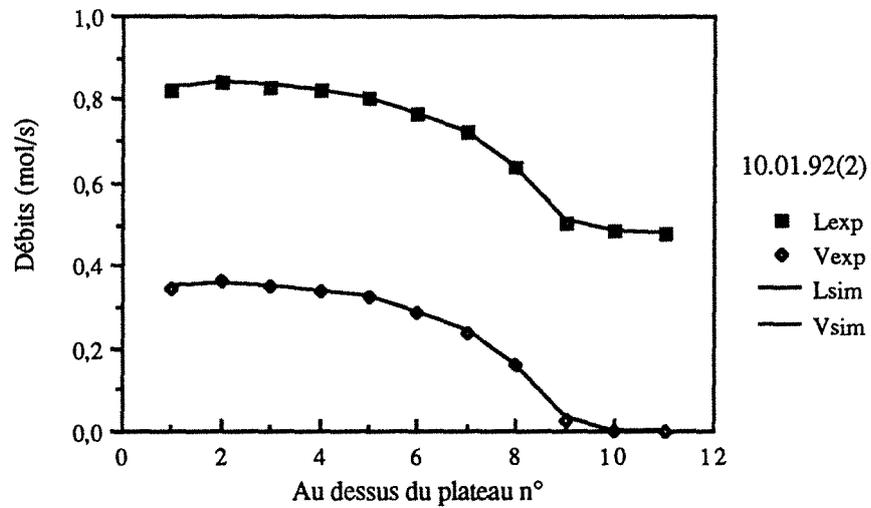
EAU-ETHANOL



Construction de Mc CABE et THIELE à partir des données
expérimentales pour x et des valeurs calculées numériquement pour y.
Expérience diabatique DA4 du 10.01.92 (2) :
10 serpentins en série .



Variations de la composition liquide.
 Comparaison avec la simulation ($E=0,66$)



Variations des débits liquide et vapeur.
 Comparaison avec la simulation ($E=0,66$)

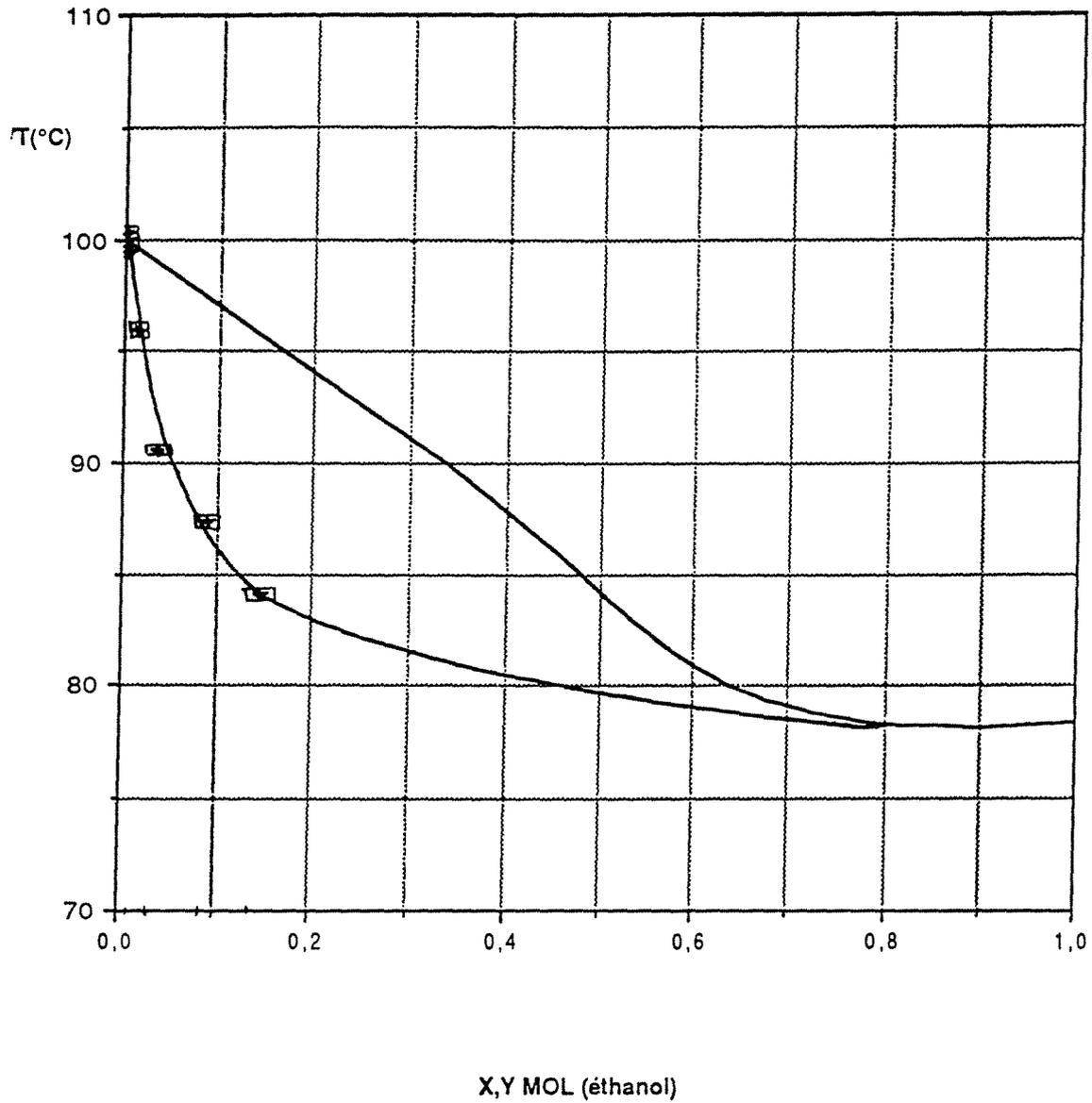
EXPERIENCE 130192(1)
cas DA1 : 10 serpentins en série

x_A	0,1506	
A	0,8257	mol/s
h_A	260	kJ/kg
x_D	0,4311	
D	0,2868	mol/s
x_S	0,0014	
S	0,5388	mol/s
Q_C	11,24	kW
Débit eau	3,83	l/min
ΔT_{eau}	51,5 - 9,1	°C

plateau	Q (kW)	ΔT (°C)	Débit(l/min)
1	0,54	92,8 - 89,1	5,0
2	0,51	96,2 - 92,8	5,0
3	0,41	99,0 - 96,2	5,0
4	0,30	101,0 - 99,0	5,0
5	0,22	102,5 - 101,0	5,0
6	0,36	104,9 - 102,5	5,0
7	0,58	108,8 - 104,9	5,0
8	1,00	115,5 - 108,8	5,0
9	1,90	128,2 - 115,5	5,0
10	3,58	152,0 - 128,4	5,0
bouilleur	3,88	180,2 - 155,0	5,0

Efficacité 65,03 %

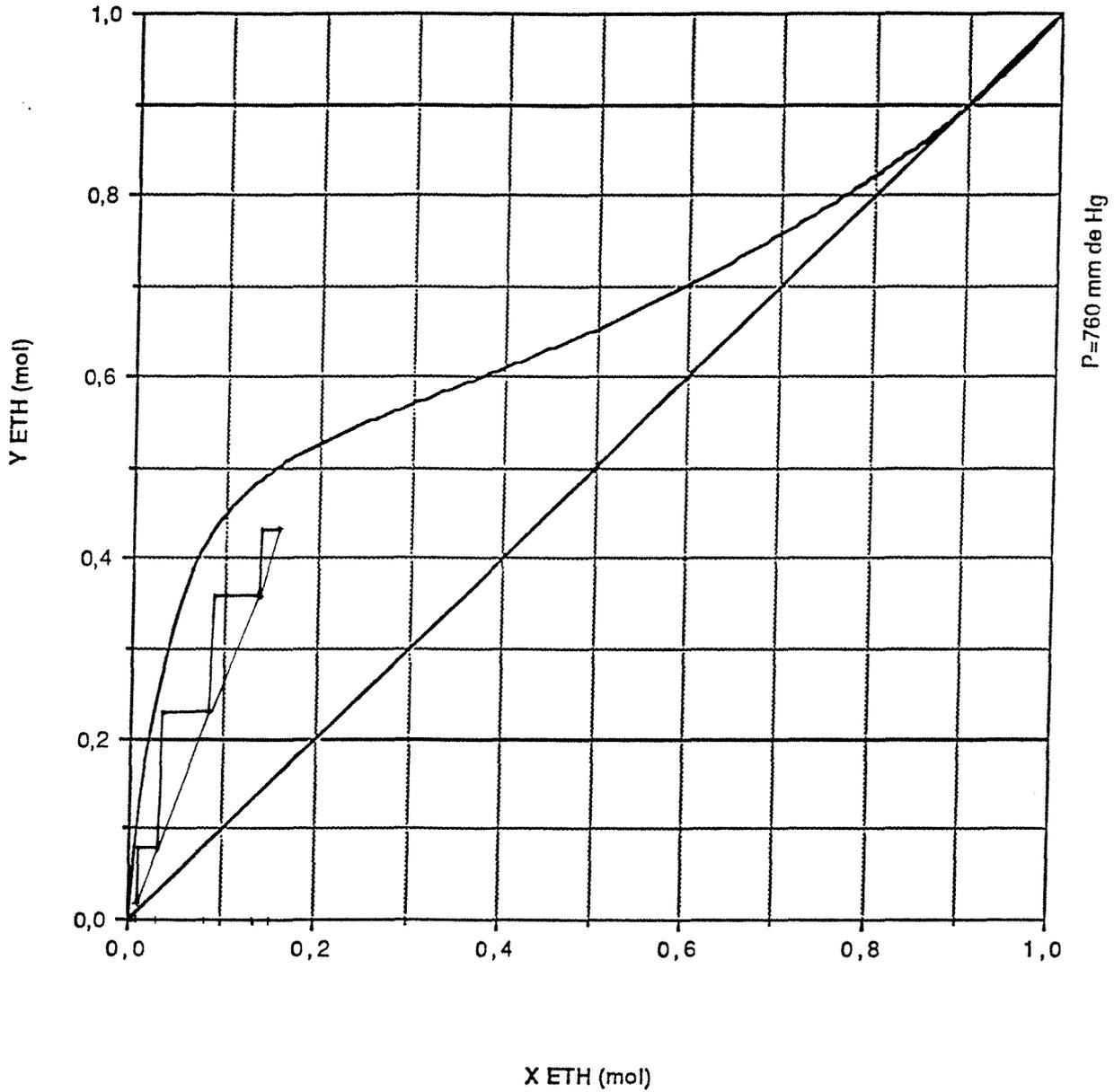
$\eta_{\text{Ex,sep}}$ 28,47 %



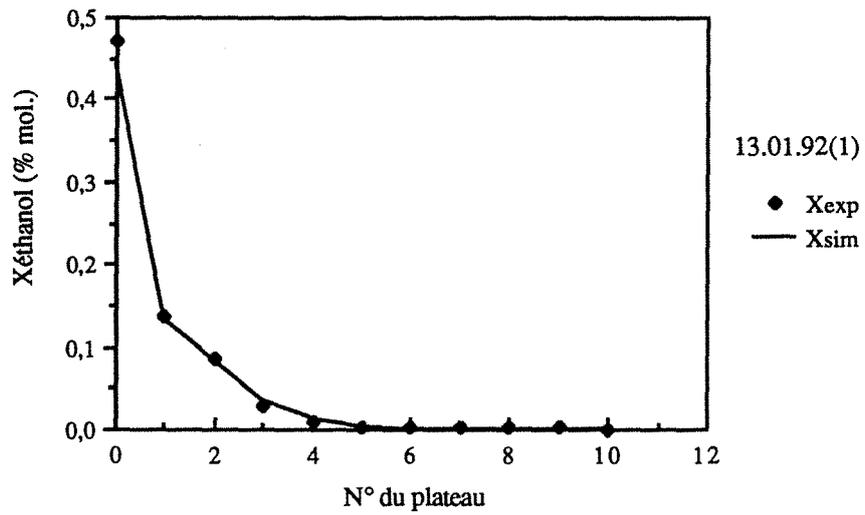
Comparaison des résultats du 13.01.92 (1) avec les isobares de bulle et de rosée à 760 mm de Hg dans le diagramme T-X,Y du couple EAU / ETHANOL. Distillation diabatique DA1 avec 10 serpentins en série.

DIAGRAMME X-Y

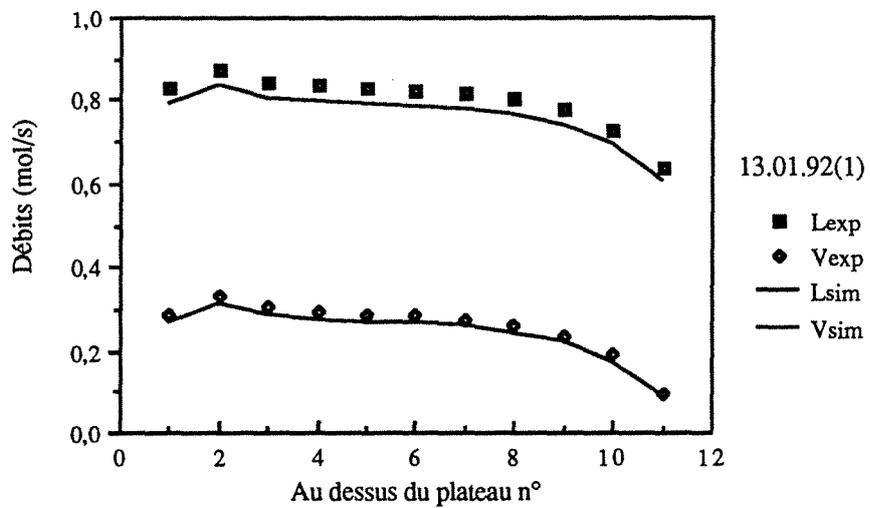
EAU-ETHANOL



Construction de Mc CABE et THIELE à partir des données
expérimentales pour x et des valeurs calculées numériquement pour y.
Expérience diabatique DA1 du 13.01.92 (1) :
10 serpentins en série .



Variations de la composition liquide.
 Comparaison avec la simulation ($E=0,66$)



Variations des débits liquide et vapeur.
 Comparaison avec la simulation ($E=0,66$)

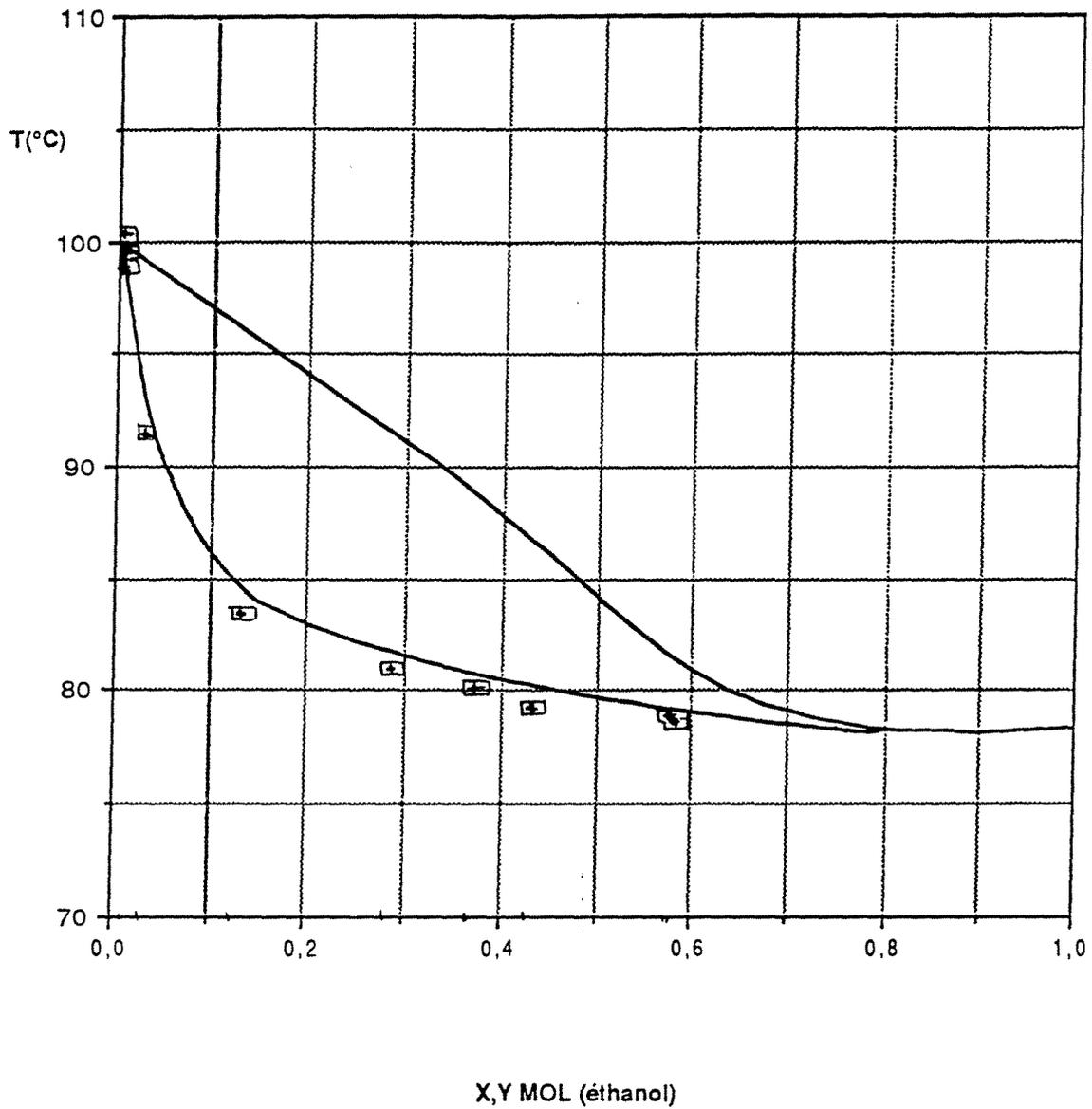
EXPERIENCE 140192(1)
cas DA1 : 4 serpentins en série (1,4,7,10)

x_A	0,6041	
A	0,3326	mol/s
h_A	321	kJ/kg
x_D	0,6975	
D	0,2880	mol/s
x_S	0,0006	
S	0,0446	mol/s
Q_C	11,1	kW
Débit eau	2,58	l/min
ΔT_{eau}	70,7 - 8,5	°C

plateau	Q (kW)	ΔT (°C)	Débit(l/min)
1	1,03	96,8 - 91,4	6,5
2	0		
3	0		
4	1,63	105,2 - 96,8	6,5
5	0		
6	0		
7	0,90	109,9 - 105,2	6,5
8	0		
9	0		
10	1,08	115,6 - 110,1	6,5
bouilleur	8,40	159,5 - 117,0	6,5

Efficacité 58,57 %

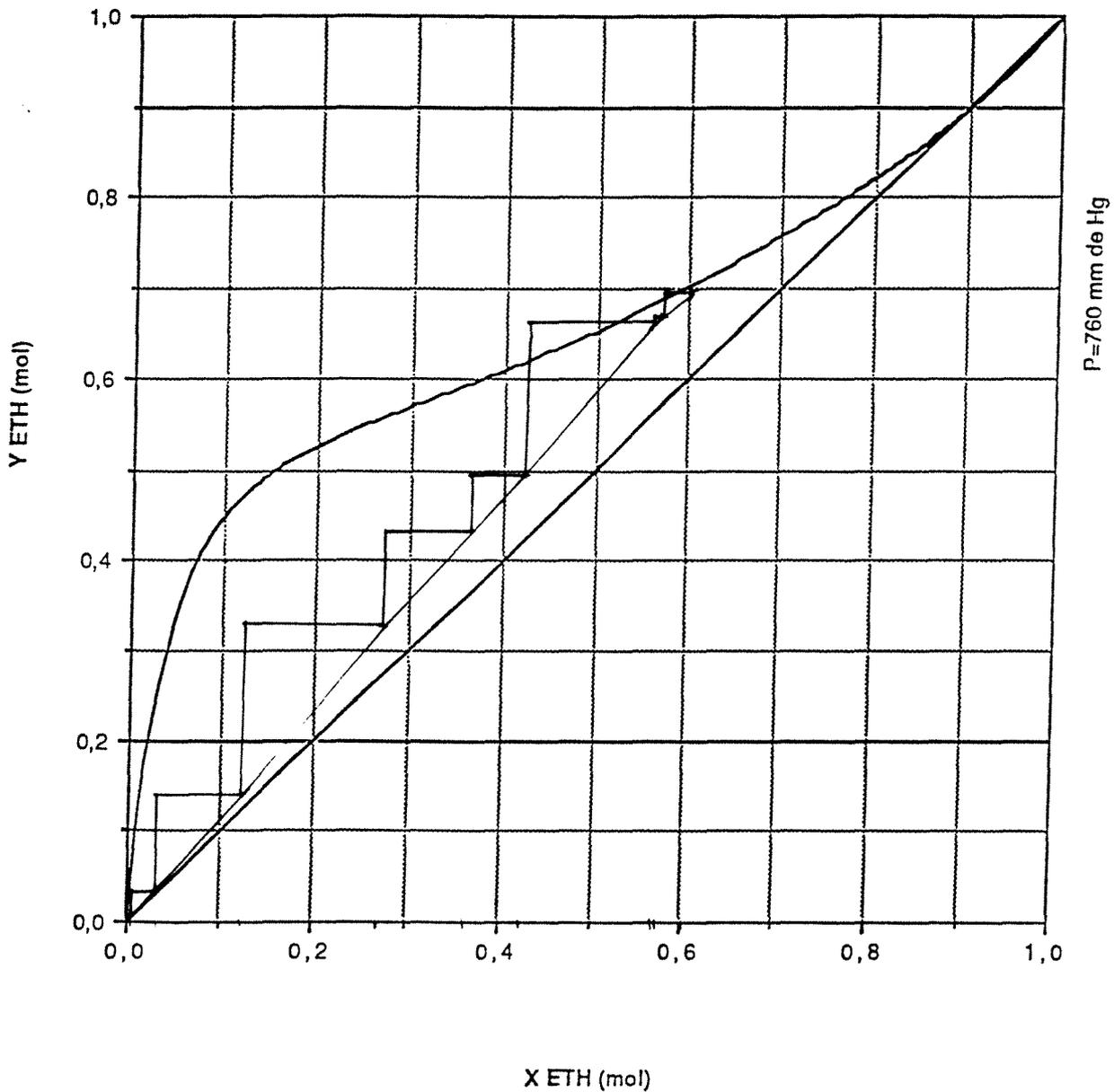
$\eta_{\text{Ex,sep}}$ 31,22 %



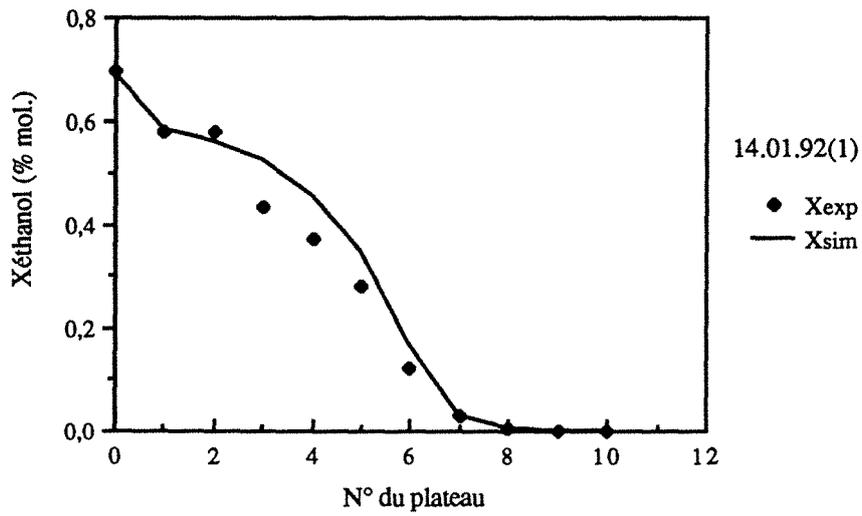
Comparaison des résultats du 14.01.92 (1) avec les isobares de bulle et de rosée à 760 mm de Hg dans le diagramme T-X,Y du couple EAU / ETHANOL. Distillation diabatique DA1 avec 4 serpentins en série (1,4,7,10).

DIAGRAMME X-Y

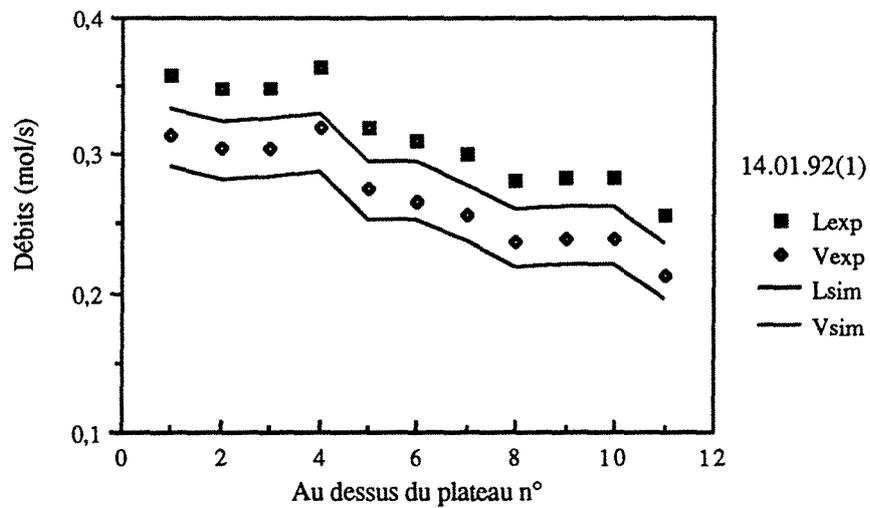
EAU-ETHANOL



Construction de Mc CABE et THIELE à partir des données
expérimentales pour x et des valeurs calculées numériquement pour y.
Expérience diabatique DA1 du 14.01.92 (1) :
4 serpentins en série (1,4,7,10).



Variations de la composition liquide.
 Comparaison avec la simulation ($E=0,66$)



Variations des débits liquide et vapeur.
 Comparaison avec la simulation ($E=0,66$)

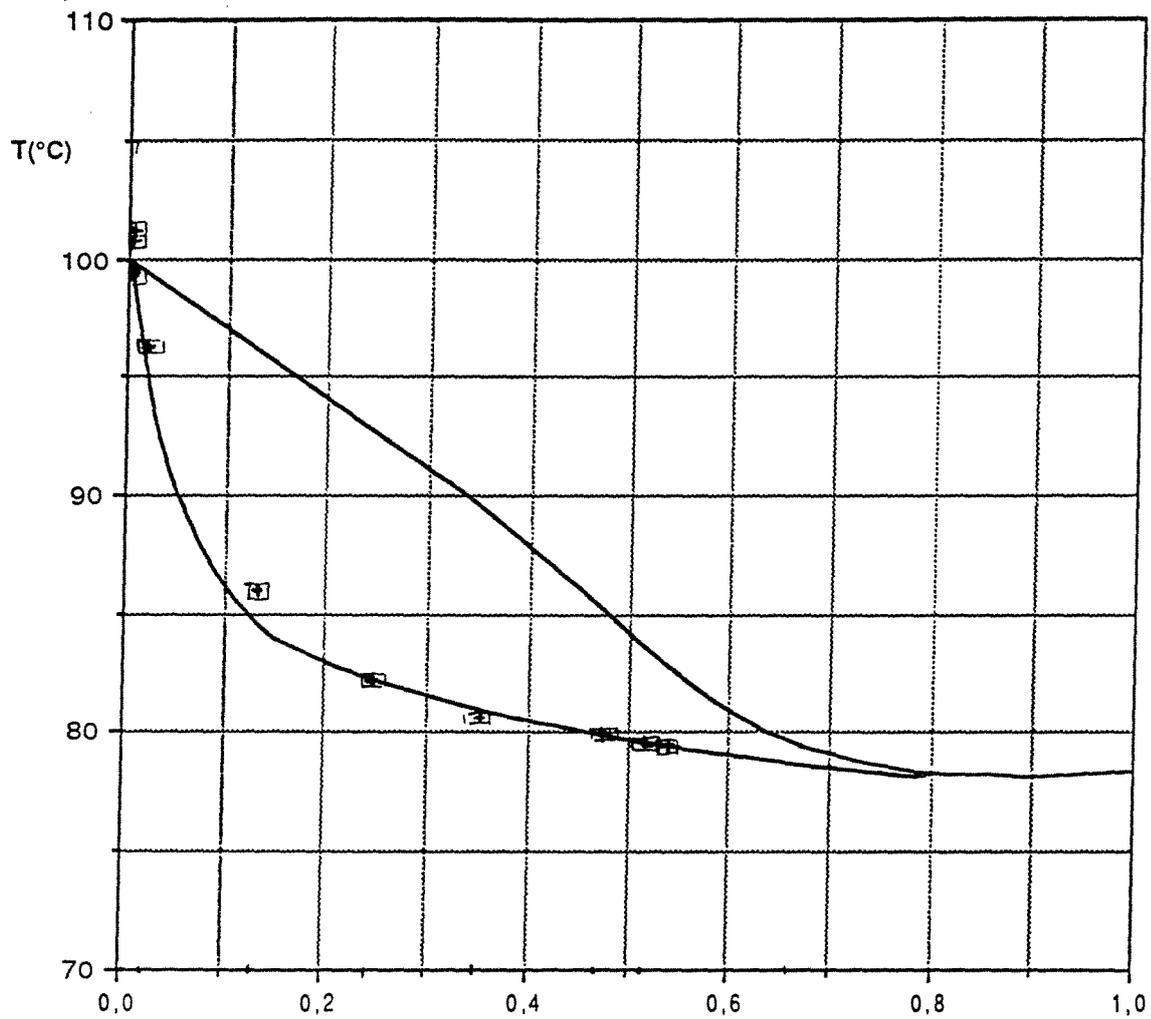
EXPERIENCE 140192(2)
cas DA3 : 4 serpentins en série (1,4,7,10)

x_A	0,4654	
A	0,1165	mol/s
h_A	276	kJ/kg
x_D	0,7524	
D	0,0720	mol/s
x_S	0,0012	
S	0,0445	mol/s
Q_C	8,95	kW
Débit eau	2,00	l/min
ΔT_{eau}	75,2 - 9,1	°C
$Q_{C(\text{aux})}$	2,91	kW
Débit eau	6,02	l/min
ΔT_{eau}	14,8 - 7,9	°C

plateau	Q (kW)	$\Delta T(^{\circ}\text{C})$	Débit(l/min)
1	1,09	97,7 - 92,1	6,5
2	0		
3	0		
4	1,56	105,7 - 97,7	6,5
5	0		
6	0		
7	0,78	109,8 - 105,7	6,5
8	0		
9	0		
10	1,09	115,6 - 110,0	6,5
bouilleur	8,67	160,7 - 116,8	6,5

Efficacité 51,65 %

$\eta_{\text{Ex,sep}}$ 23,76 %

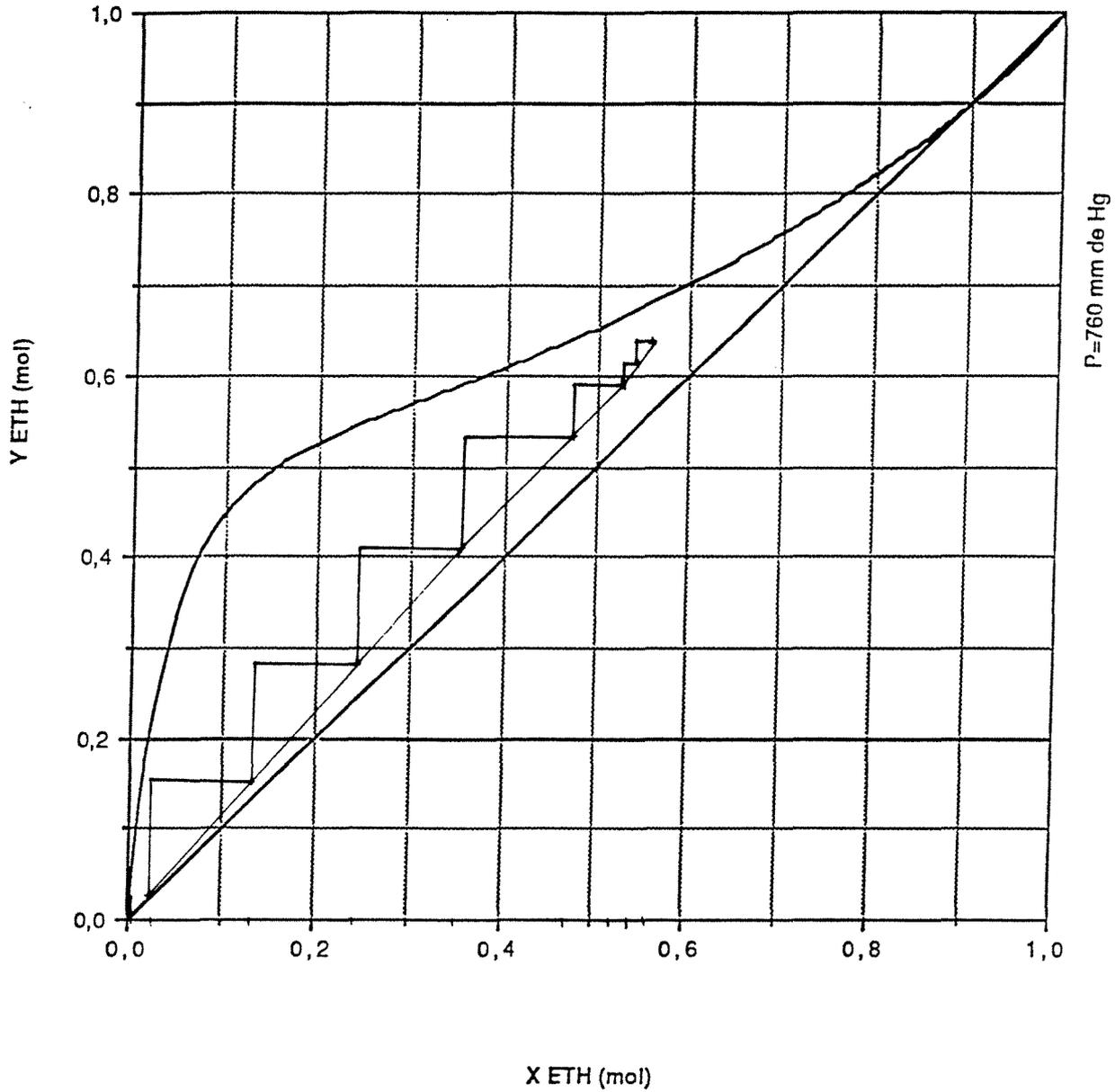


X,Y MOL (éthanol)

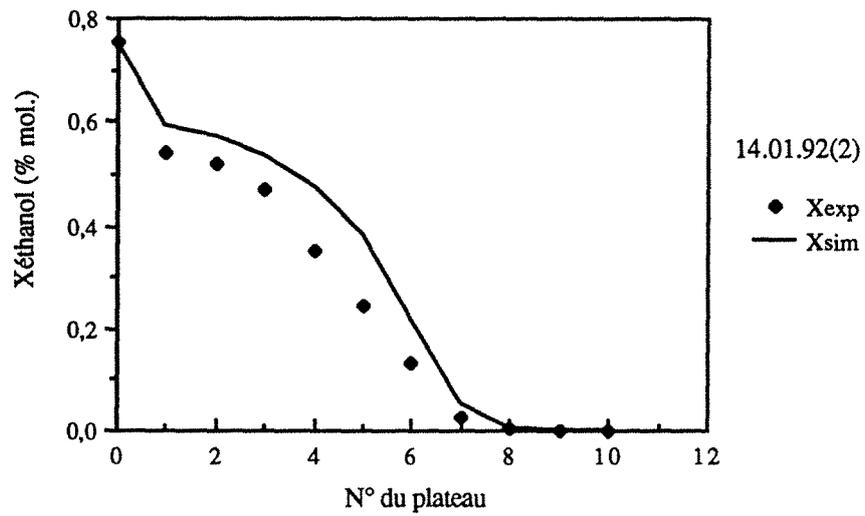
Comparaison des résultats du 14.01.92 (2) avec les isobares de bulle et de rosée à 760 mm de Hg dans le diagramme T-X,Y du couple EAU / ETHANOL. Distillation diabatique DA3 avec 4 serpentins en série (1,4,7,10).

DIAGRAMME X-Y

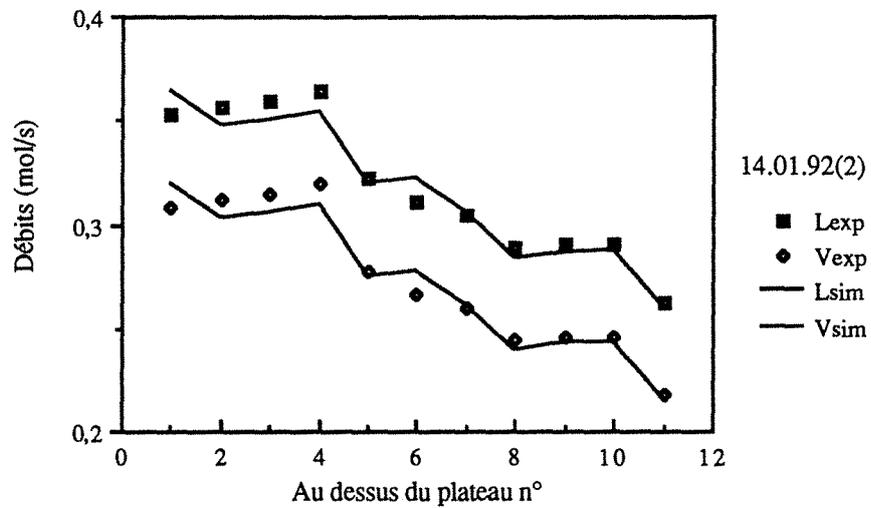
EAU-ETHANOL



Construction de Mc CABE et THIELE à partir des données
expérimentales pour x et des valeurs calculées numériquement pour y.
Expérience diabatique DA3 du 14.01.92 (2) :
4 serpentins en série (1,4,7,10).



Variations de la composition liquide.
 Comparaison avec la simulation ($\bar{E}=0,66$)



Variations des débits liquide et vapeur.
 Comparaison avec la simulation ($\bar{E}=0,66$)

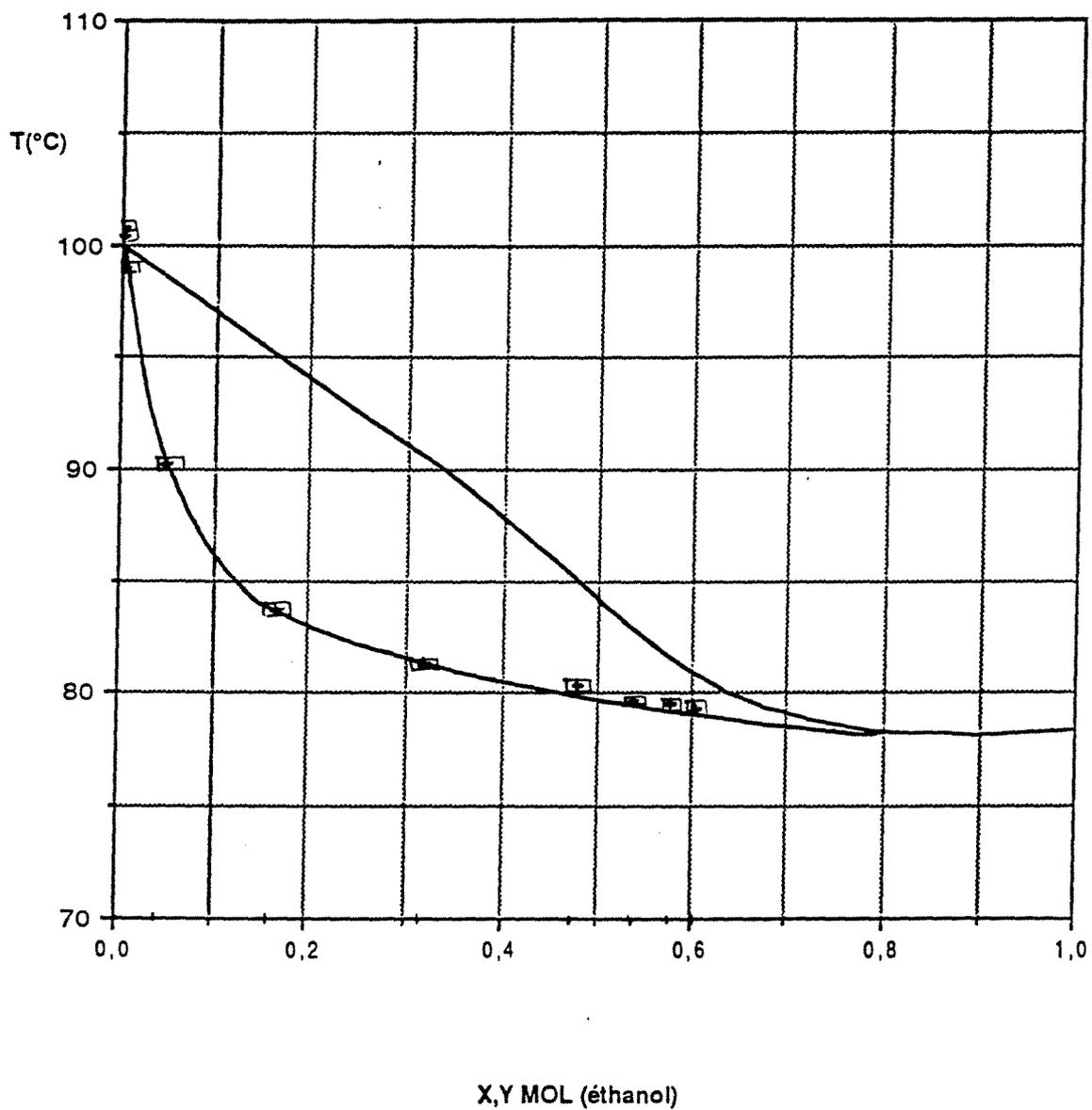
EXPERIENCE 150192(1)
cas DA1 : 6 serpentins en série (1,2,3,8,9,10)

x_A	0,6344	
A	0,3383	mol/s
h_A	307	kJ/kg
x_D	0,7160	
D	0,2998	mol/s
x_S	0,0011	
S	0,0386	mol/s
Q_C	12,26	kW
Débit eau	3,21	l/min
ΔT_{eau}	63,4 - 8,1	°C

plateau	Q (kW)	ΔT (°C)	Débit(l/min)
1	0,64	90,7 - 87,1	6,0
2	0,88	95,6 - 90,7	6,0
3	1,43	103,7 - 95,6	6,0
4	0		
5	0		
6	0		
7	0		
8	0,24	105,0 - 103,7	6,0
9	0,96	110,4 - 105,0	6,0
10	1,17	117,1 - 110,6	6,0
bouilleur	8,66	166,0 - 118,6	6,0

Efficacité 71,46 %

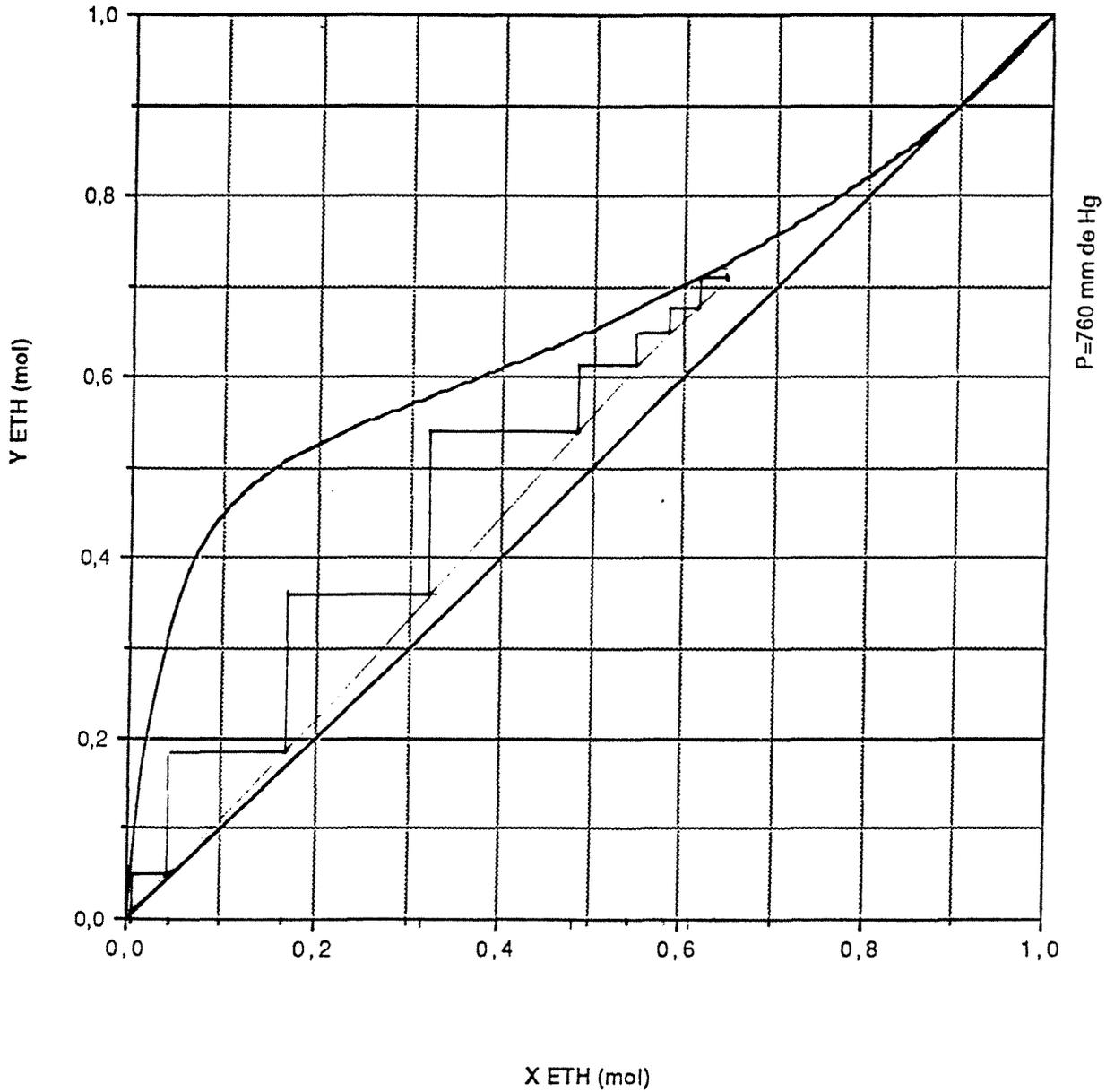
$\eta_{\text{Ex,sep}}$ 28,21 %



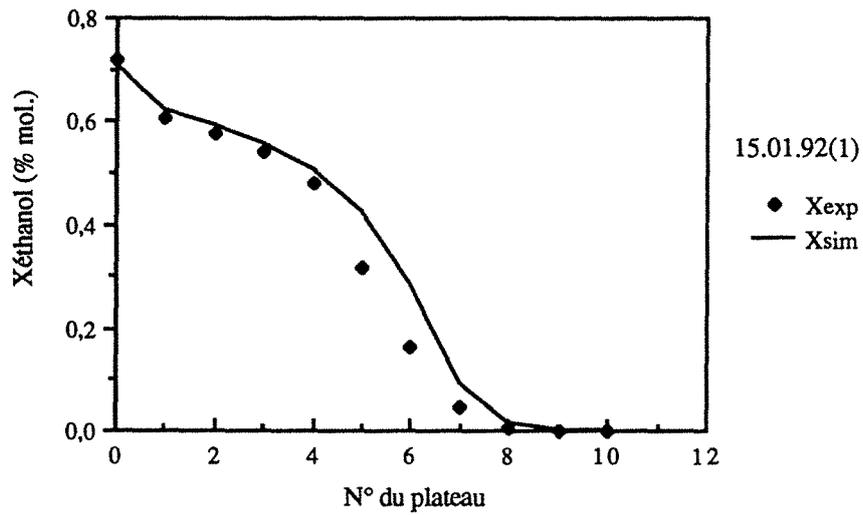
Comparaison des résultats du 15.01.92 (1) avec les
 isobares de bulle et de rosée à 760 mm de Hg
 dans le diagramme T-X,Y du couple EAU / ETHANOL.
 Distillation diabatique DA1 avec 6 serpentins en série (1,2,3,8,9,10).

DIAGRAMME X-Y

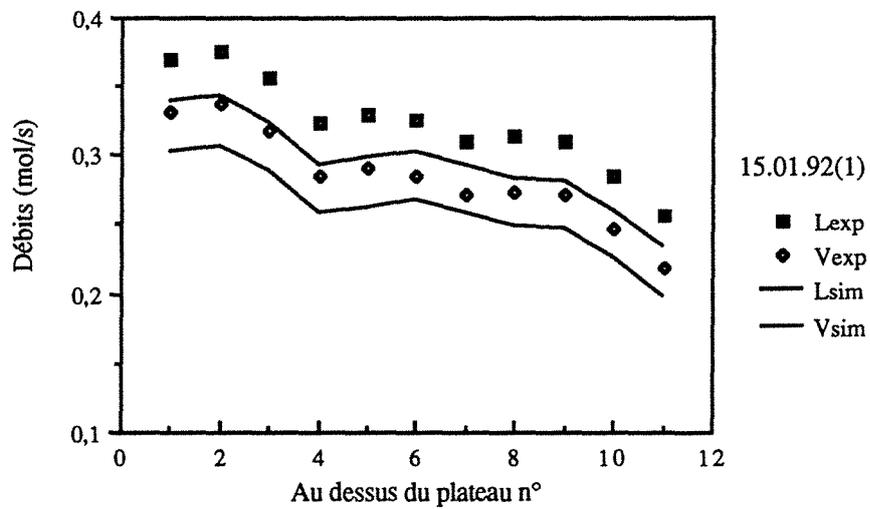
EAU-ETHANOL



Construction de Mc CABE et THIELE à partir des données
expérimentales pour x et des valeurs calculées numériquement pour y.
Expérience diabatique DA1 du 15.01.92 (1) :
6 serpentins en série (1,2,3,8,9,10).



Variations de la composition liquide.
 Comparaison avec la simulation ($E=0,66$)



Variations des débits liquide et vapeur.
 Comparaison avec la simulation ($E=0,66$)

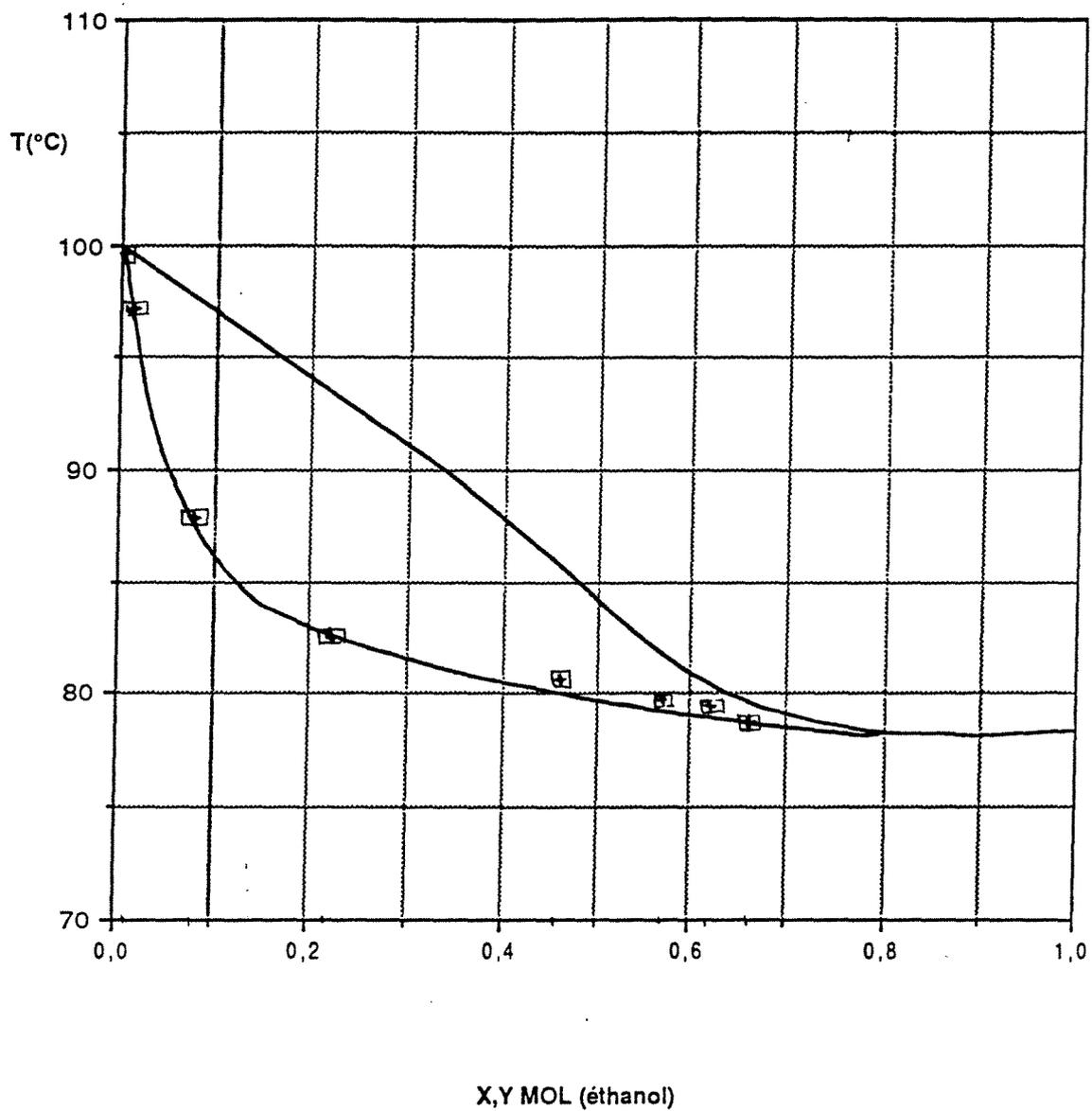
EXPERIENCE 150192(2)
cas DA3 : 6 serpentins en série (1,2,3,8,9,10)

x_A	0,6643	
A	0,1009	mol/s
h_A	246	kJ/kg
x_D	0,7656	
D	0,0724	mol/s
x_S	0,0006	
S	0,0285	mol/s
Q_C	9,88	kW
Débit eau	1,91	l/min
ΔT_{eau}	75,1 - 8,2	°C
$Q_{C(\text{aux})}$	2,89	kW
Débit eau	5,43	l/min
ΔT_{eau}	14,7 - 7,1	°C

plateau	Q (kW)	$\Delta T(^{\circ}\text{C})$	Débit(l/min)
1	0,60	90,4 - 86,8	5,7
2	0,86	95,5 - 90,4	5,7
3	1,39	103,8 - 95,5	5,7
4	0		
5	0		
6	0		
7	0		
8	0,35	105,9 - 103,8	5,7
9	0,74	110,2 - 105,9	5,7
10	1,12	117,0 - 110,5	5,7
bouilleur	8,22	165,9 - 118,5	5,7

Efficacité 74,14 %

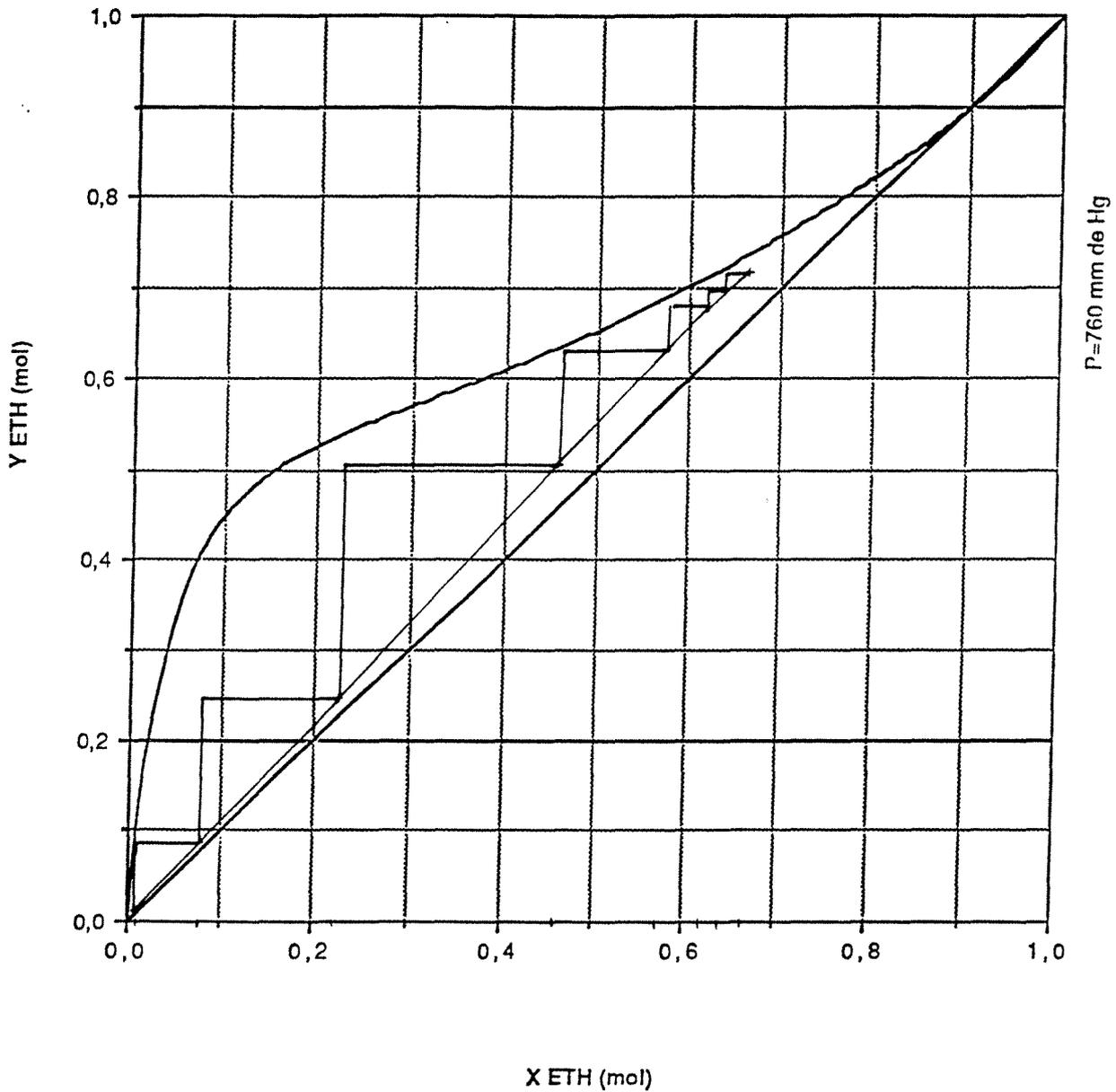
$\eta_{\text{Ex,sep}}$ 22,99 %



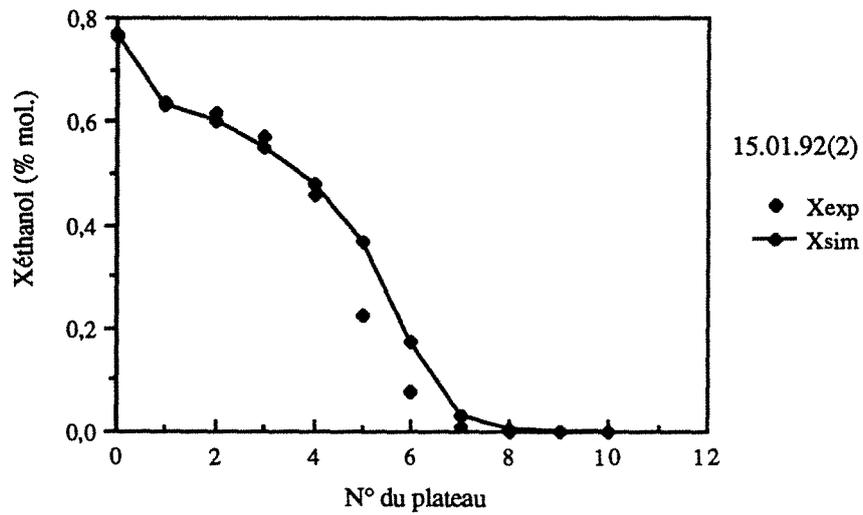
Comparaison des résultats du 15.01.92 (2) avec les
 isobares de bulle et de rosée à 760 mm de Hg
 dans le diagramme T-X,Y du couple EAU / ETHANOL.
 Distillation diabatique DA3 avec 6 serpentins en série (1,2,3,8,9,10).

DIAGRAMME X-Y

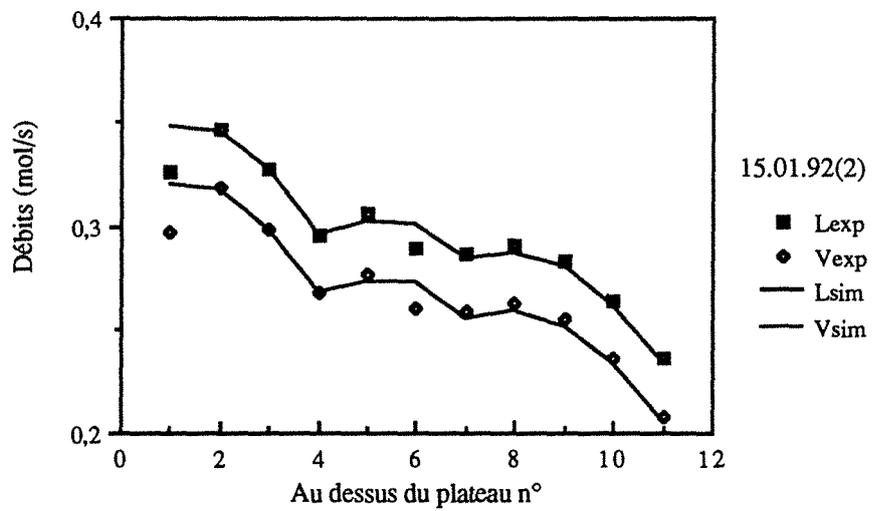
EAU-ETHANOL



Construction de Mc CABE et THIELE à partir des données
expérimentales pour x et des valeurs calculées numériquement pour y.
Expérience diabatique DA3 du 15.01.92 (2) :
6 serpentins en série (1,2,3,8,9,10).



Variations de la composition liquide.
 Comparaison avec la simulation (E=0,66)

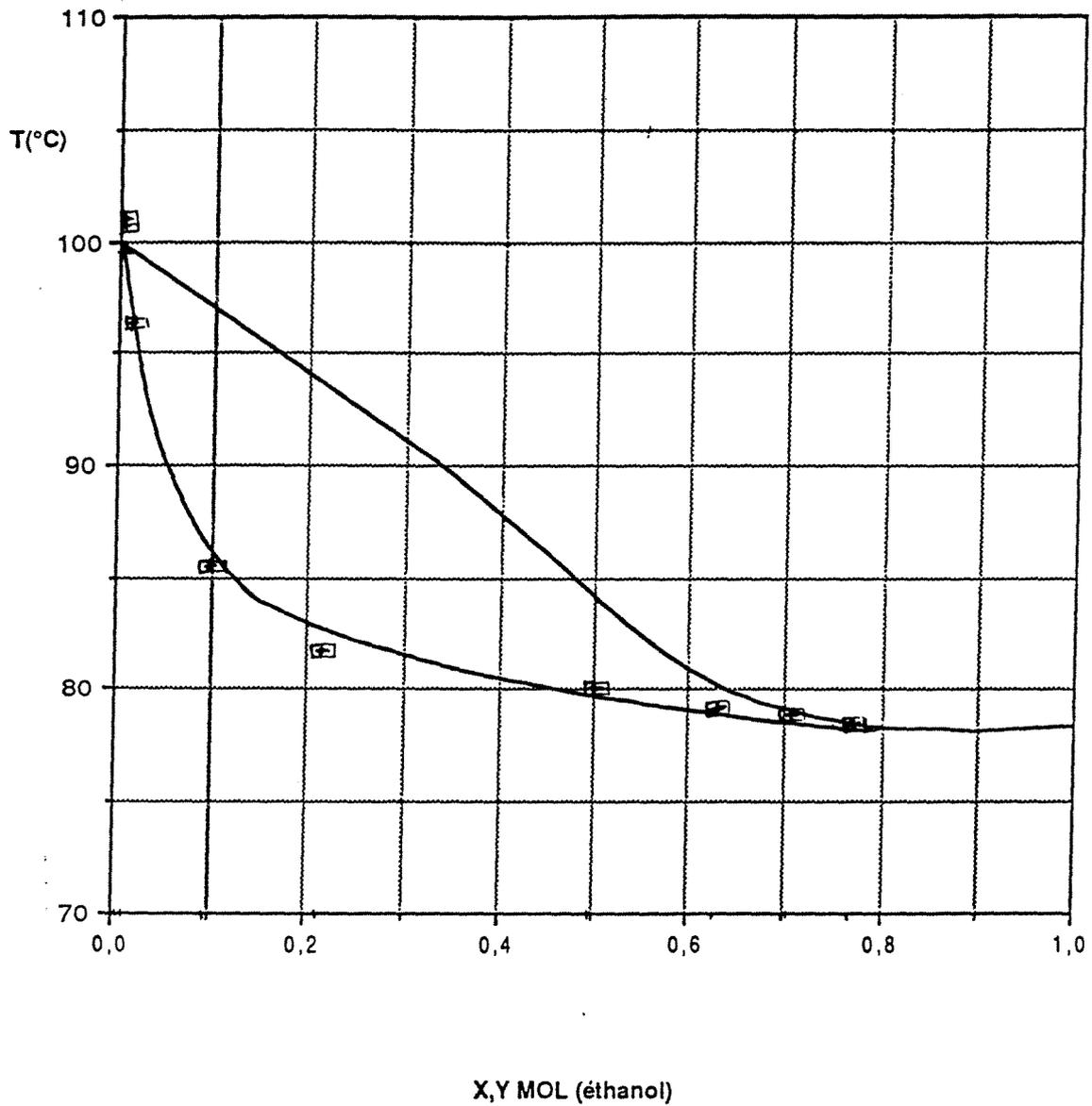


Variations des débits liquide et vapeur.
 Comparaison avec la simulation (E=0,66)

EXPERIENCE 170192(1)
cas DA1 : 6 serpentins en série (3,4,5,6,7,8)

x_A	0,7612	
A	0,2917	mol/s
h_A	319	kJ/kg
x_D	0,7833	
D	0,2834	mol/s
x_S	0,0012	
S	0,0083	mol/s
Q_C	11,61	kW
Débit eau	2,84	l/min
ΔT_{eau}	67,5 - 8,4	°C

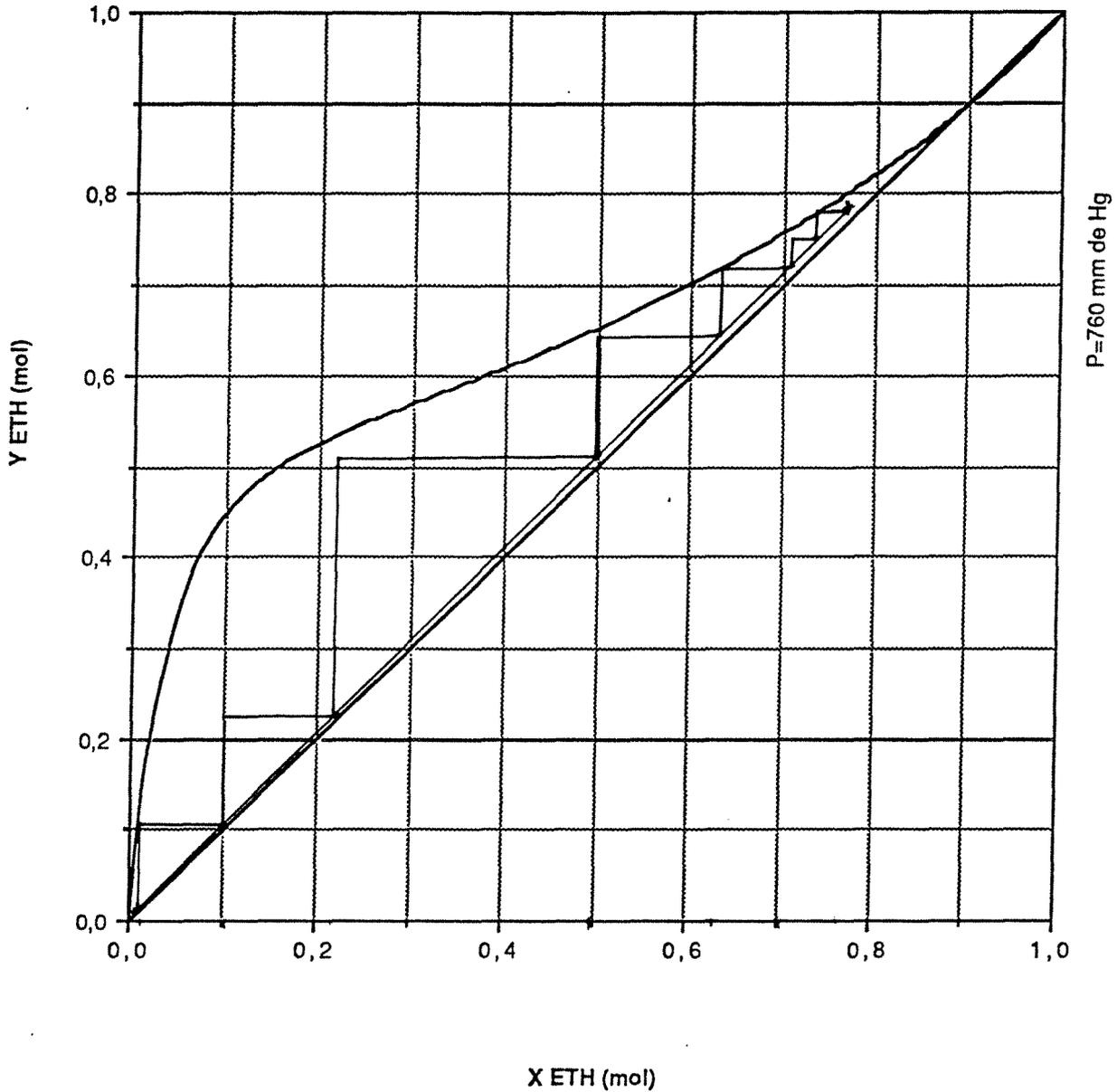
plateau	Q (kW)	ΔT (°C)	Débit(l/min)
1	0		
2	0		
3	0,57	90,4 - 87,2	6,0
4	0,78	94,8 - 90,4	6,0
5	1,11	101,0 - 94,8	6,0
6	0,90	106,1 - 101,0	6,0
7	0,74	110,2 - 106,1	6,0
8	1,10	116,3 - 110,2	6,0
9	0		
10	0		
bouilleur	7,54	159,0 - 117,7	6,0
Effacité		74,00	%
$\eta_{\text{Ex,sep}}$		31,70	%



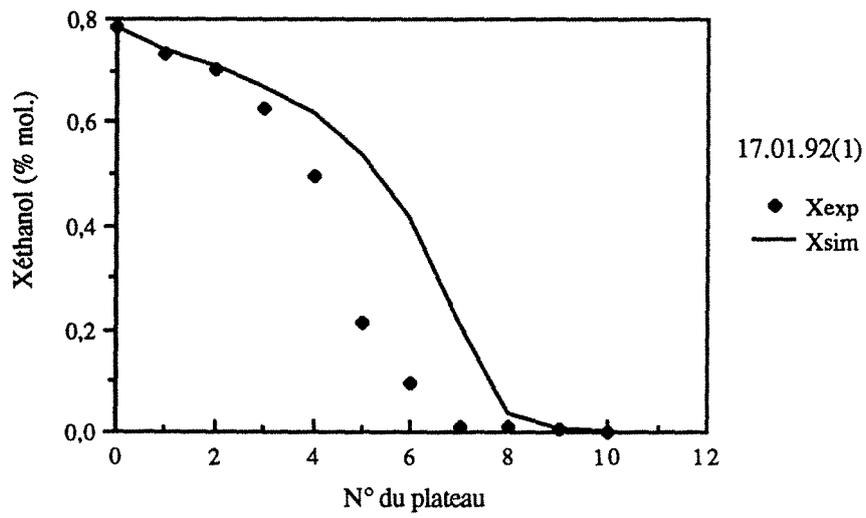
Comparaison des résultats du 17.01.92 (1) avec les
 isobares de bulle et de rosée à 760 mm de Hg
 dans le diagramme T-X,Y du couple EAU / ETHANOL.
 Distillation diabatique DA1 avec 6 serpentins en série (3,4,5,6,7,8).

DIAGRAMME X-Y

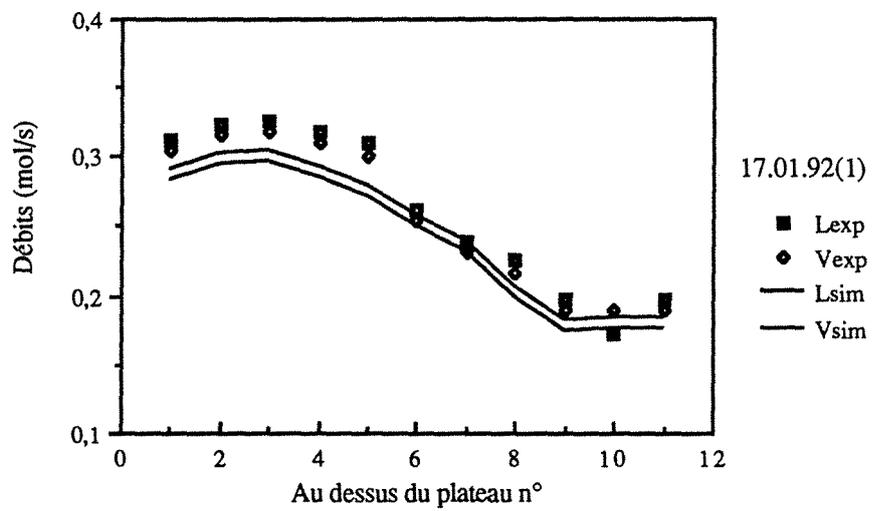
EAU-ETHANOL



Construction de Mc CABE et THIELE à partir des données
expérimentales pour x et des valeurs calculées numériquement pour y.
Expérience diabatique DA1 du 17.01.92 (1) :
6 serpentins en série (3,4,5,6,7,8).



Variations de la composition liquide.
 Comparaison avec la simulation ($E=0,66$)



Variations des débits liquide et vapeur.
 Comparaison avec la simulation ($E=0,66$)

ANNEXE V

EXEMPLES DES COUPLAGES

PAC + DISTILLATION ADIABATIQUE

et

PAC + DISTILLATION DIABATIQUE

4

4

SOMMAIRE DE L'ANNEXE V

I - INTRODUCTION	3
II - APPLICATION AU SYSTEME EAU / ETHANOL	3
a. Colonne d'enrichissement classique	4
b. Colonne d'enrichissement diabatique	15
III - APPLICATION AU SYSTEME N-HEPTANE / N-OCTANE	20
a. Colonne complète adiabatique	20
b. Colonne complète diabatique	24
BIBLIOGRAPHIE	31

COMPARAISON DES DEUX TYPES DE COUPLAGE

PAC + DISTILLATION ADIABATIQUE

PAC + DISTILLATION DIABATIQUE

SUR DEUX EXEMPLES

I - INTRODUCTION

En considérant le principe de la distillation diabatique et en utilisant comme fluide calogène un mélange non-azéotropique, l'écart de température entre condenseur et bouilleur remet en question le couplage d'une pompe à chaleur et d'une colonne à distiller.

Nous nous proposons dans cette présente partie de comparer les couplages "PAC + distillation adiabatique" et "PAC + distillation diabatique" sur deux exemples :

- une colonne d'enrichissement avec le couple EAU / ETHANOL

et

- une colonne complète avec le couple N-NEPHTHANE / N-OCTANE.

II- APPLICATION AU SYSTEME : EAU / ETHANOL

Le couplage d'une PAC avec la distillation a déjà été testé dans des procédés d'industries agricoles : le condenseur classique a été remplacé par un condenseur d'alcool/évaporateur d'eau sous vide. La vapeur produite est comprimée dans un compresseur bi-étagé et réinjectée en pied de colonne, où elle assure l'ébullition du mélange à séparer.

En suivant le même principe, nous vous proposons de coupler une pompe à chaleur avec une distillation, tout d'abord classique utilisant un mélange EAU/ETHANOL

- de composition massique $x_{A,m} = 0,35$ (en éthanol)
- de température $T_{Ae} = 83,6^{\circ}\text{C}$
- de débit $A_m = 1 \text{ kg/s}$

fournissant un distillat

$$\begin{cases} - \text{de composition massique } x_{D,m} = 0,9 \\ - \text{de température } T_D = 78,28^\circ\text{C} \\ - \text{de débit } D_m = 0,346 \text{ kg/s} \end{cases}$$

et un soutirage

$$\begin{cases} - \text{de composition massique } x_{S,m} = 0,05 \\ - \text{de température } T_S = 95^\circ\text{C} \\ - \text{de débit } S_m = 0,654 \text{ kg/s} \end{cases}$$

a) Colonne d'Enrichissement classique

Les paramètres de fonctionnement de la colonne classique peuvent être déterminés à partir de la construction de PONCHON-SAVARIT où nous fixons une quantité de chaleur $Q_c = 1794 \text{ KW}$ à extraire au condenseur. Les fonctions thermodynamiques de l'EAU/ETHANOL sont données en annexe I. Nous trouvons alors une colonne de 6 plateaux théoriques avec un taux de reflux égal à 4. Les températures et compositions massiques sont indiquées sur la figure 1.

La colonne est couplée avec une PAC, constituée d'un circuit externe où circule un fluide calogène. Dans un premier temps, nous nous sommes intéressés à des corps purs : l'EAU et un CFC : le R114 (1). Les diagrammes LogP/H (2) de chacun de ces constituants (voir figures 2,3) fournissent les données thermodynamiques en fonction des pressions.

Les points de fonctionnement sont placés sur ces diagrammes en supposant un pincement thermique de 5°C dans chaque échangeur.

Le travail peut être déterminé en suivant une isentrope ou en employant l'expression suivante :

$$\bar{W} = \frac{\gamma R}{(\gamma-1) M} (T_F - T_E) \quad (1)$$

$$\text{avec } \begin{cases} \gamma(\text{H}_2\text{O}) = 1,33 \text{ (ref. 3)} & \gamma(\text{R114} \equiv \text{C}_2 \text{Cl}_2 \text{F}_4) = 1,15 \\ M(\text{H}_2\text{O}) = 18 \cdot 10^{-3} \text{ kg/mol} & M(\text{R114}) = 171 \cdot 10^{-3} \text{ kg/mol} \end{cases}$$

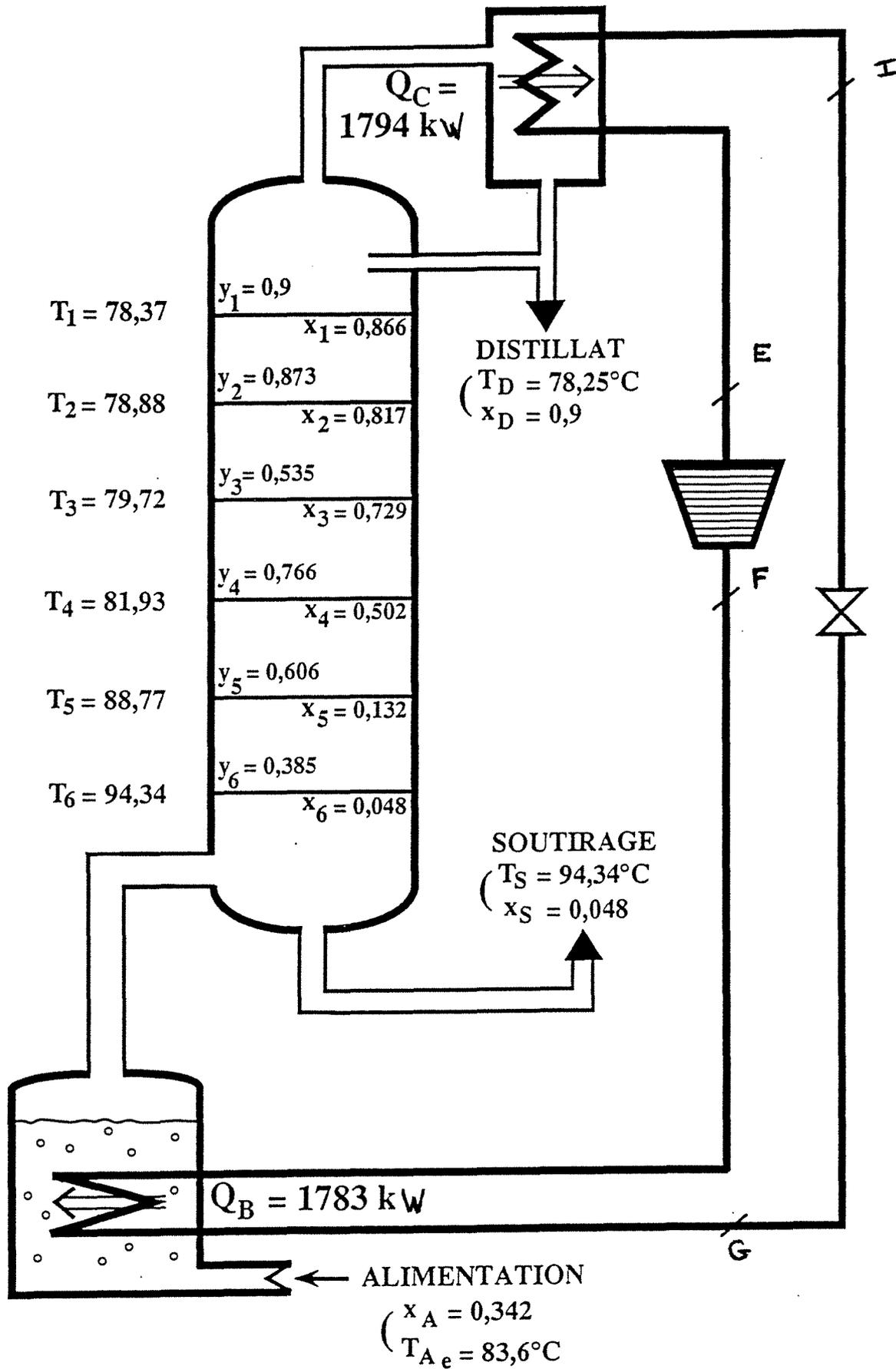


Figure 1: Distillation adiabatique du mélange EAU/ETHANOL. Couplage avec une PAC.

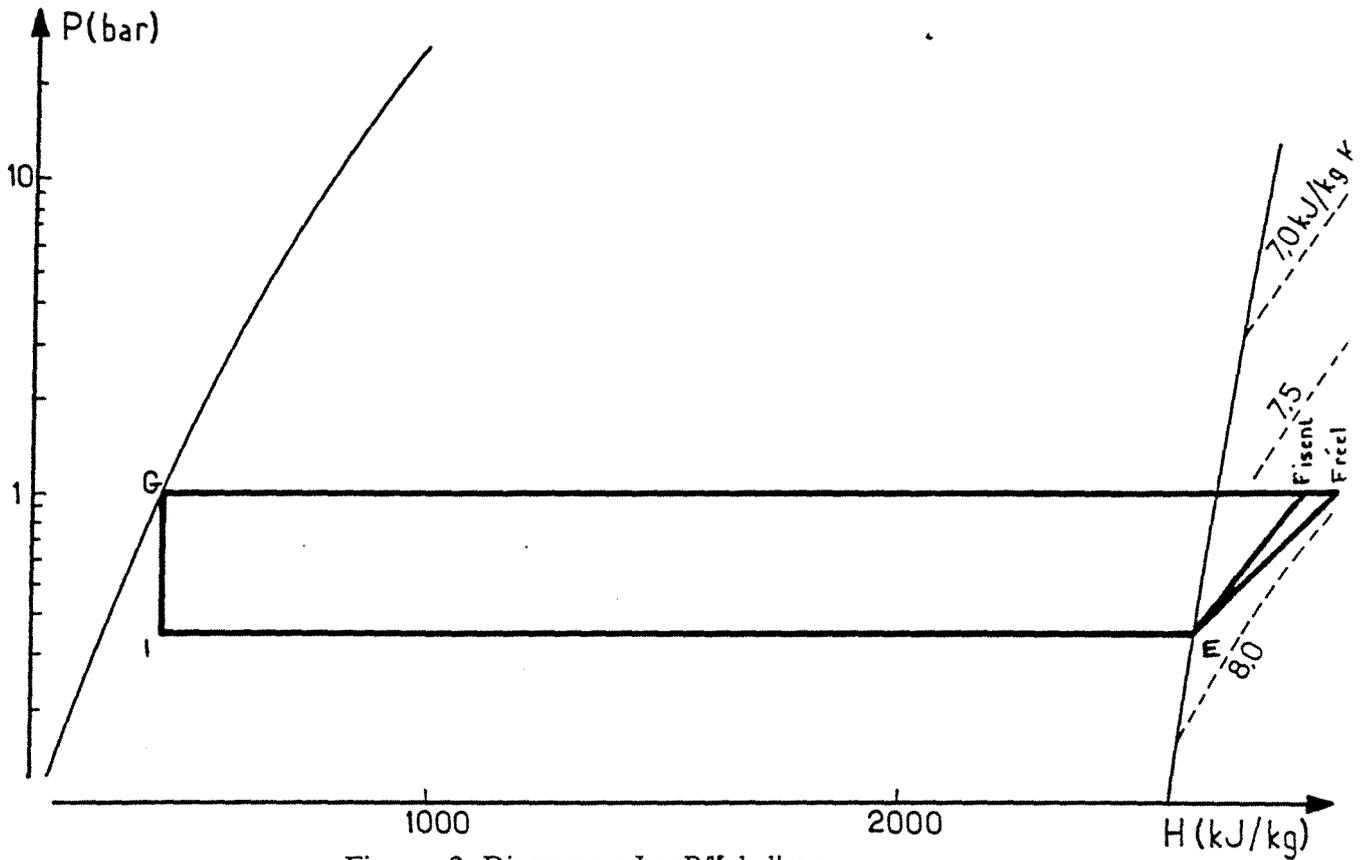


Figure 2: Diagramme LogP/H de l'eau : cycle de recompression de vapeur.

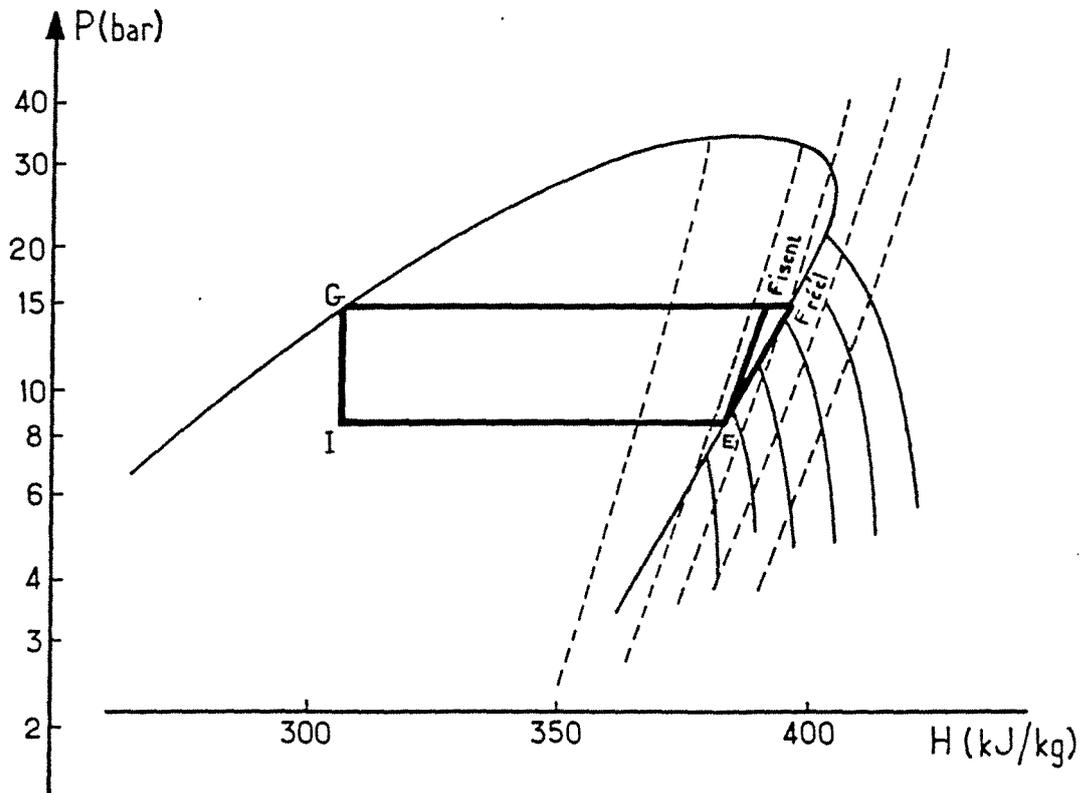


Figure 3: Diagramme LogP/H du R114 : cycle de recompression de vapeur.

Il est alors aisé de calculer les quantités énergétiques, travail \bar{W} et frigories \bar{Q} par unité de masse du fluide passant dans l'installation. On peut définir ainsi le taux de compression, en considérant la vapeur saturante comme un gaz parfait :

$$\tau = \frac{V_e}{V_s} = \frac{T_e}{P_e} \frac{P_s}{T_s} \quad (2)$$

Les résultats pour l'eau et le R114 sont regroupés respectivement dans les tableaux 1 et 2.

L'exemple a été repris pour un mélange zéotropique, de composition quelconque. Pour faciliter les calculs, nous utiliserons comme fluide de travail le mélange EAU/AMMONIAC pour lequel nous possédons le diagramme de PONCHON pour différentes pressions (4). Le tableau 3 regroupe les résultats pour un mélange de composition massique $x_m = 0,34$ en ammoniac et le tableau 4 ceux pour un mélange à 5%.

Le travail a été calculé à partir de la relation (1) avec :

$$\gamma(\text{H}_2\text{O}/\text{NH}_3 - 34 \%) = 1,32 \quad (3)$$

$$\gamma(\text{H}_2\text{O}/\text{NH}_3 - 5 \%) = 1,33$$

Pour ces différents cas, la quantité de chaleur à fournir étant $Q_B = 1783 \text{ kW}$, il est possible de déterminer la quantité de fluide, le travail, la quantité de chaleur que l'on peut extraire (éventuellement, le "reste" sera évacué par un circuit annexe). On peut définir, par ailleurs, un critère de quantité : le COefficient de Performance (COP).

$$\text{COP} = \frac{\text{chaleur utile produite}}{\text{Energie coûteuse fournie}} = \frac{Q_B}{W} \quad (3)$$

Le tableau 5 donne les résultats pour les corps purs et les mélanges zéotropiques. Nous pouvons constater que la composition du mélange EAU/AMMONIAC est très importante car le travail à fournir pour chacune d'elle est différent. En passant de 34 à 5%, on divise le travail par environ deux. Cette différence se comprend aisément en étudiant les profils de températures.

	Point de Fonctionnement	E	F isent. calculé	F isent. graphique	G	I	
	Etat du fluide	vap. sat.	vapeur	vapeur	liq. bouillant	5 % de vapeur	
	Température (°C)	73,25	182,90	200	100	73,25	
	Pression (bar)	0,33	1	1	1	0,33	
	Enthalpie (kJ/kg)	2630	2834	2860	425	425	
	Entropie (kJ/kg.K)	7,75	7,75	7,75	-	-	
	Masse volumique (kg/m ³)	0,23	0,475	0,48			

EF isent : Compression Isentropique

travail isentropique \bar{w}_{is} calculé = 204,1 kJ/kg

\bar{w}_{is} graphique = 230 kJ/kg

taux de compression : $\tau_{is} = 2,09$

FG : Condensation

chaleur donnée au bouilleur : \bar{Q}_B calculé = 2409 kJ/kg

\bar{Q}_B graph. = 2512 kJ/kg

GI : détente isenthalpique

IF : Evaporation

chaleur extraite au condenseur : $\bar{Q}_C = 2205$ kJ/kg

Tableau 1 : Résultats du cycle de compression de vapeur pour l'eau, appliquée à la distillation adiabatique

Point de Fonctionnement	E	F isent. calculé	F isent. graphique	G	I	
Etat du fluide	vap. sat.	vapeur	95 % de vapeur	liq. bouillant	28 % de vapeur	
Température (°C)	73,25	100	100	100	73,25	
Pression (bar)	8	14	14	14	8	
Enthalpie (kJ/kg)	381	390,9	389	305	305	
Entropie (kJ/kg K)	1,54	1,54	1,54	-	-	
Masse volumique (kg/m ³)	57,1	77,16	111,1			

EF isent : Compression Isentropique

travail isentropique $\bar{w}_{\text{calculé}} = 9,9 \text{ kJ/kg}$
 $\bar{w}_{\text{graphique}} = 8 \text{ kJ/kg}$
taux de compression : $\tau_{\text{calculé}} = 1,35$
 $\tau_{\text{graph}} = 1,94$

FG : Condensation

chaleur donnée au bouilleur : $\bar{Q}_B \text{ calculé} = 85,9 \text{ kJ/kg}$
 $\bar{Q}_B \text{ graph.} = 87 \text{ kJ/kg}$

GI : détente isenthalpique

IE : Evaporation

chaleur extraite au condenseur : $\bar{Q}_C = 76 \text{ kJ/kg}$

Tableau 2 : Résultats du cycle de compression de vapeur pour le R114, appliquée à la distillation adiabatique

Point de Fonctionnement	E	F idéal	F isent.	G	I	
Etat du fluide	vap. sat.	vap. sat.	vap. saturée	liq. bouillant	16,3 % de vapeur 83,7 % de liquide	
Température (°C)	73,37	156	411,9	88,6	26	
Pression (bar)	0,55	9	9	9	0,55	
Composition massique (en NH ₃)	0,34	0,34	0,34	0,34	x = 0,22 y = 0,957	
Enthalpie (kJ/kg)	2346	2490	2998	291	H _v = 1728 291 h _{liq} = 12	
<p>EF idéal : Compression Idéale</p> <p style="padding-left: 40px;">travail $\bar{w}_{\min} = 144$ kJ/kg taux de compression : $\tau = 13,21$</p> <p>EF_{isent} : Compression isentropique</p> <p style="padding-left: 40px;">travail $\bar{w}_{is} = 652$ kJ/kg taux de compression $\tau_{is} = 8,27$</p> <p>FG : Condensation</p> <p style="padding-left: 40px;">chaleur donnée au bouilleur : \bar{Q}_B idéal = 2199 kJ/kg \bar{Q}_B isent. = 2707 kJ/kg</p> <p>GI : Détente isenthalpique</p> <p>IE : Evaporation</p> <p style="padding-left: 40px;">chaleur extraite au condenseur : $\bar{Q}_C = 2055$ kJ/kg</p>						

Tableau 3 : Résultats du cycle de compression de vapeur pour le mélange zéotropique (H₂O/NH₃ à 34 %) appliquée à la distillation adiabatique

	Point de Fonctionnement	E	F isent. calculé	G	I
	Etat du fluide	vap. sat.	vap.	liq. bouillant	95 % de liq 5 % de vapeur
	Température (°C)	73,25	186,43	88,6	64
	Pression (bar)	0,4	1,25	1,25	0,4
	Composition massique (en NH₃)	0,05	0,05	0,05	x = 0,03 y = 0,42
	Enthalpie (kJ/kg)	2600	2811,2	350	h _{liq} =250 350 H _{vap} = 2263
	Masse volumique (kg/m³)	0,249	0,587		

EF isent : Compression Isentropique

travail isentropique $\bar{w}_{\min} = 211,28$ kJ/kg
taux de compression : $\tau_{is} = 2,36$

FG : Condensation

chaleur donnée au bouilleur : $\bar{Q}_B = 2461,2$ kJ/kg

GI : Détente isenthalpique

IE : Evaporation

chaleur extraite au condenseur : $\bar{Q}_C = 2250$ kJ/kg

Tableau 4 : Résultats du cycle de compression de vapeur pour le mélange (H₂O/NH₃ à 5%) appliquée à la distillation adiabatique

	EAU	R114	H ₂ O/NH ₃ 34 %	H ₂ O/NH ₃ 5 %
Quantité de fluide (kg/s)	0,74	20,76	0,66	0,72
travail (kw)	151	205	430	152
chaleur extraite (kw)	1631	1578	1356	1620
chaleur restante à extraire (kw)	163	216	438	174
COP	11,8	8,7	4,2	11,64

Tableau 5 : Résultats du couplage PAC avec la distillation adiabatique

Les figures 4 et 5 représentent les profils de température dans le condenseur et le bouilleur de la colonne adiabatique pour chacun des fluides étudiés (EAU, R114, EAU/NH₃ à 34 %). On peut constater que le mélange zéotropique a certes un profil glissant mais la différence de température ΔT entre le procédé et la PAC est beaucoup trop grande. Il est donc normal que le travail fourni pour ce type de mélange soit plus important que pour les corps purs. Si l'on se place du côté condenseur, le meilleur profil reste celui des corps purs, étant donné que la variation de température du fluide du procédé lors de la traversée du condenseur reste très faible. Par contre, du côté bouilleur, l'idéal serait de trouver un mélange suivant le profil indiqué en pointillé sur la figure 5. Le mélange à 5 % se rapproche beaucoup plus de ce profil idéal et présente une amélioration au niveau du travail à fournir (voir figures 6 et 7).

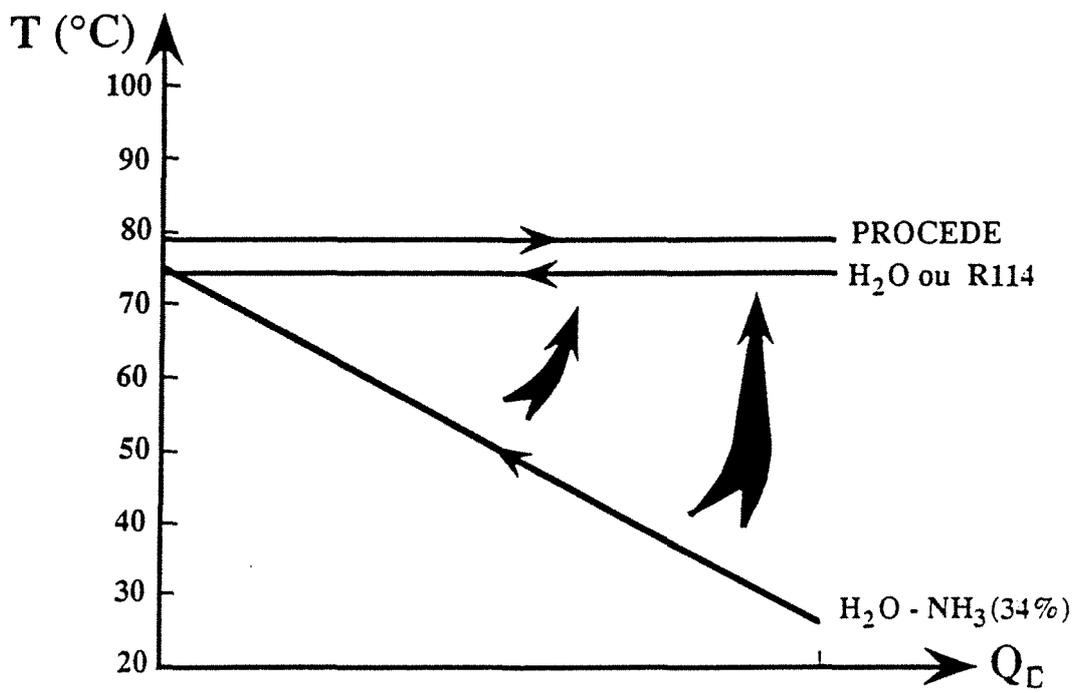


Figure 4: Profil de température dans le condenseur de la colonne adiabatique.

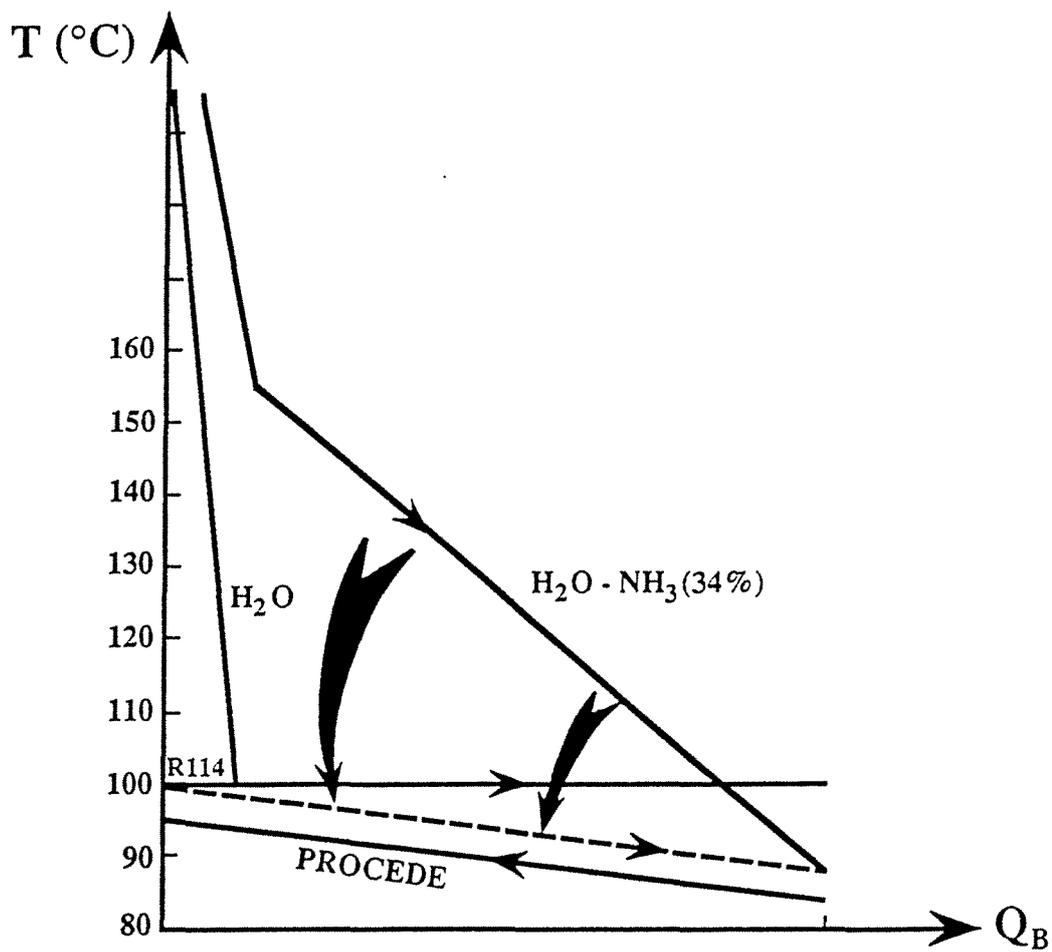


Figure 5: Profil de température dans le bouilleur de la colonne adiabatique (---- cas idéal).

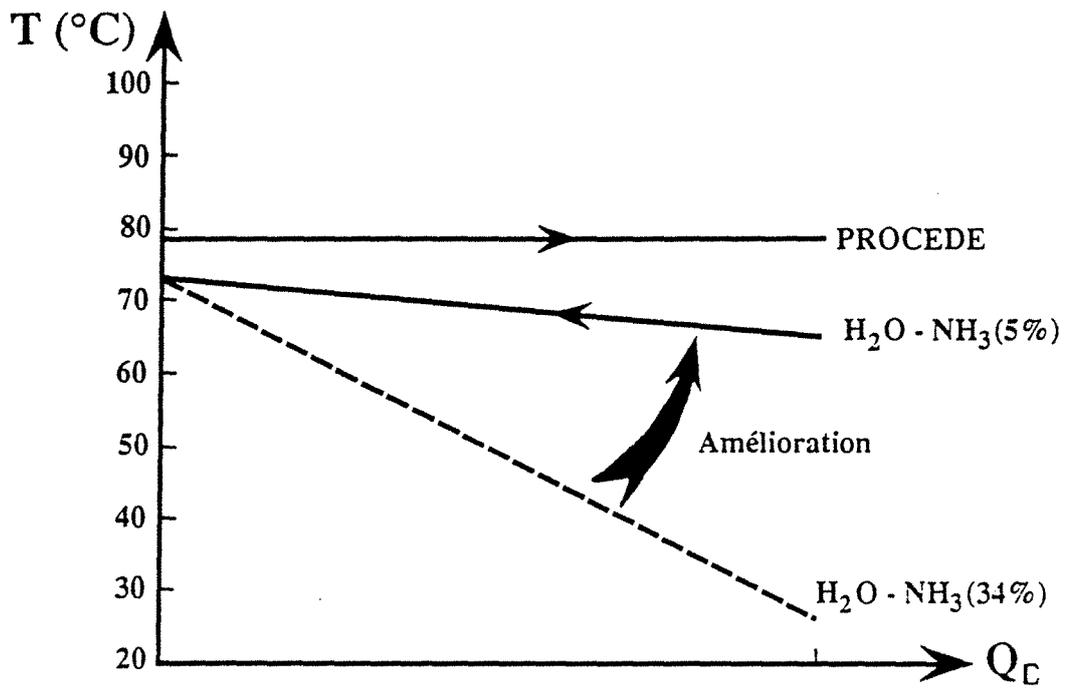


Figure 6: Profil de température dans le condenseur de la colonne adiabatique. Cas du mélange H₂O/NH₃ (5%).

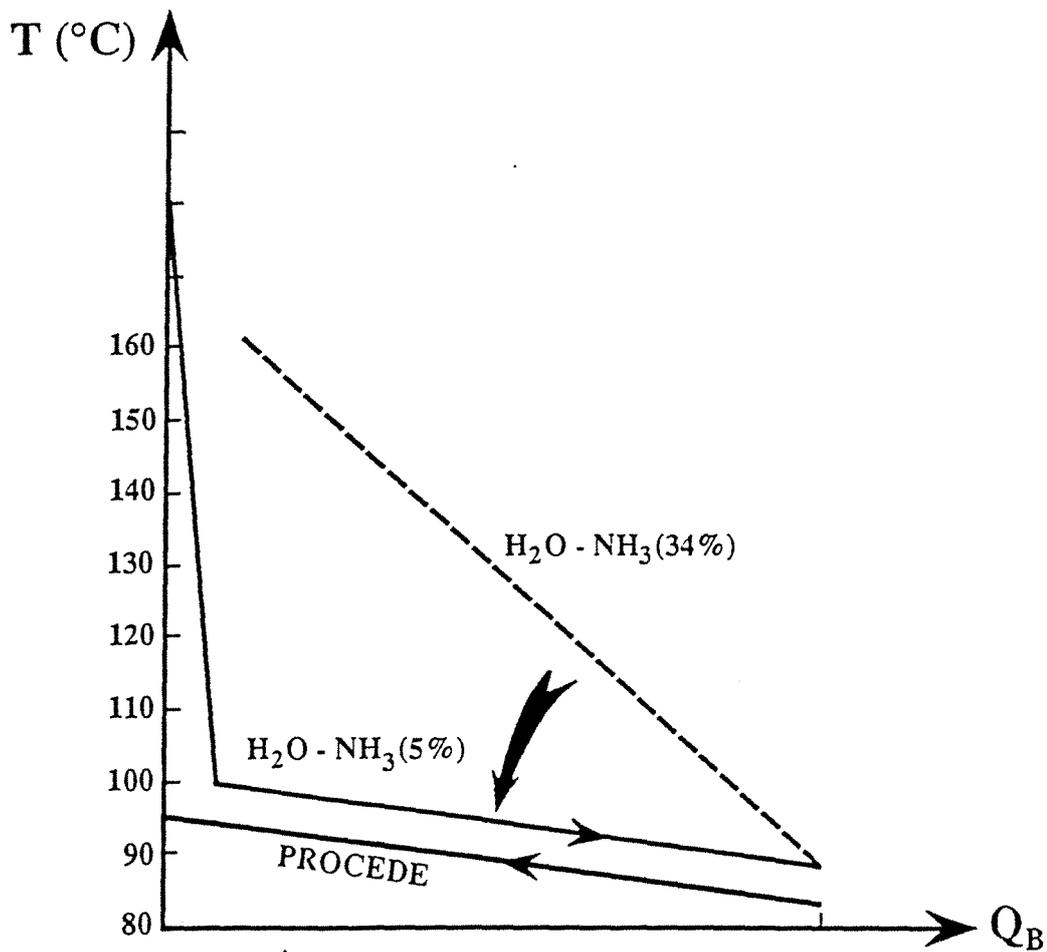


Figure 7: Profil de température dans le bouilleur de la colonne adiabatique. Cas du mélange H₂O/NH₃ (5%).

b) Colonne d'Enrichissement Diabatique

On répartit arbitrairement la quantité de chaleur $Q_c = 1794$ kw entre le condenseur ($Q'_c = 354$ kw) et chaque plateau. En suivant la construction de PONCHON-SAVARIT, nous trouvons une colonne de 10 plateaux, chacun refroidi d'une quantité $Q_i = 144$ kw (voir figure 8). Nous avons pris un taux de reflux externe nul en haut de colonne, mais ce taux augmente lorsque l'on descend dans la colonne. Comme précédemment, la colonne est couplée avec une PAC où circule un mélange zéotropique : EAU/AMMONIAC. La recherche de la composition optimale de ce mélange reste très importante dans la mesure où elle conditionne le profil de température dans l'évaporateur et le condenseur. Après plusieurs itérations, nous trouvons qu'une composition de 9 % en ammoniac correspond le mieux à un pincement uniforme de 5°C. A titre de comparaison, nous avons calculé les dépenses énergétiques d'une PAC utilisant un mélange H_2O/NH_3 à 34 %.

Les tableaux 6 et 7 regroupent les résultats de chaque étape de la compression pour le mélange à 34 % en poids d'ammoniac et à 9 %. De ces tableaux, nous pouvons déduire la quantité de mélange nécessaire pour fournir au bouilleur 1783 kW, ainsi que le travail à fournir, la quantité de chaleur extraite, le coefficient de performance. Le travail a été déterminé à partir de la relation (1) en supposant donc la vapeur de mélange comme un gaz parfait avec :

$$\begin{cases} \gamma (H_2O/NH_3 \text{ à } 9 \%) = 1,33 \\ \gamma (H_2O/NH_3 \text{ à } 34 \%) = 1,32 \end{cases}$$

Tous ces résultats sont donnés dans le tableau 8, où il ressort que le mélange à 34 % est très mal approprié pour ce type de distillation car il consomme beaucoup plus d'énergie que le mélange à 9 %, voire que les corps purs dans le cas adiabatique. Les profils de température représentés sur les figures 9 et 10 confirment l'amélioration apportée en prenant le mélange à 9%.

	EAU/AMMONIAC 34 %	EAU/AMMONIAC 9 %
Quantité de fluide (kg/s)	0,69	0,74
Travail (kW)	338	103
Chaleur extraite (kW)	1443	1670
Chaleur restant à extraire (kW)	351	124
COP	5,3	17,15

Tableau 8 : Résultats du couplage P.A.C. avec la distillation diabatique

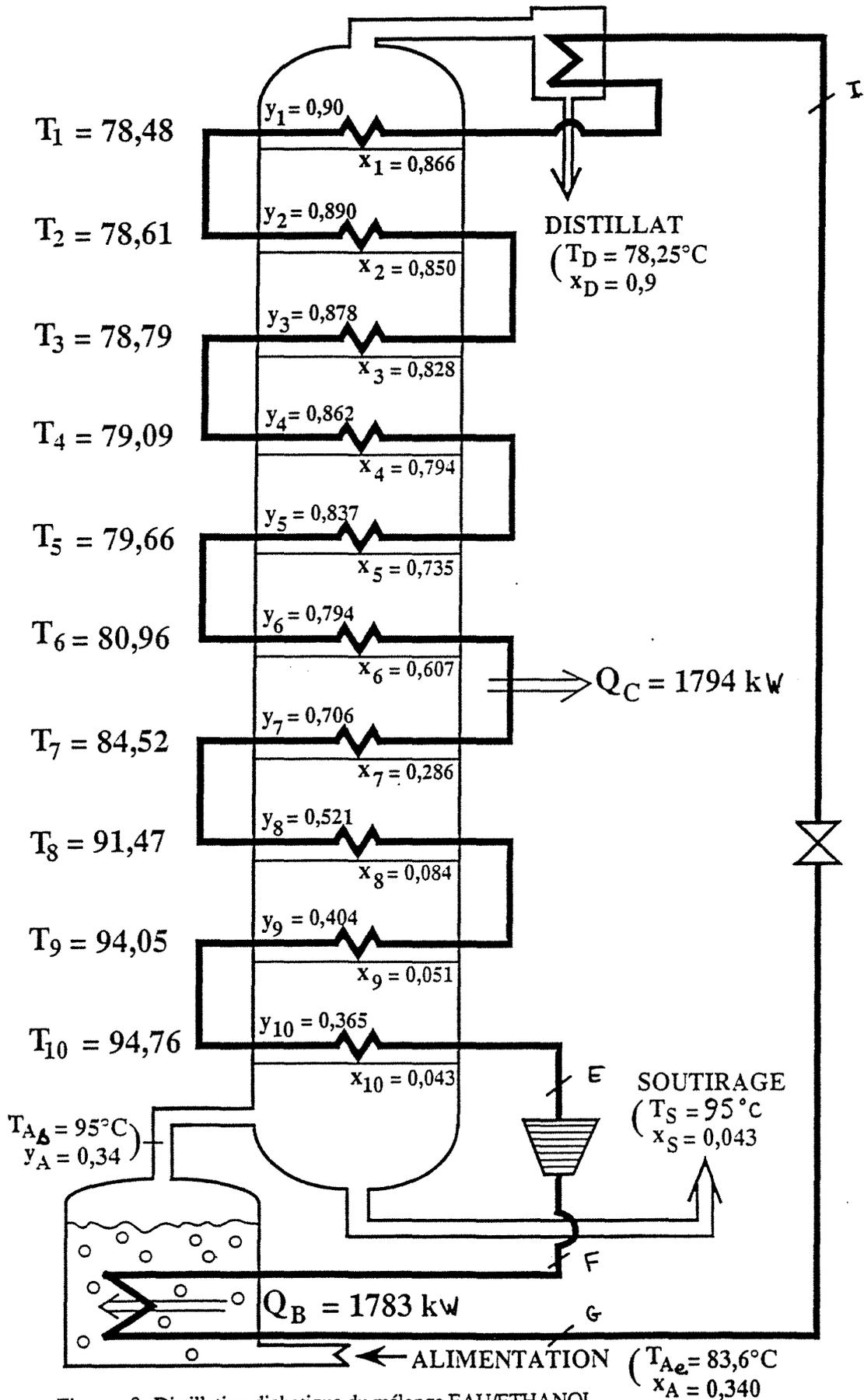


Figure 8: Distillation diabatique du mélange EAU/ETHANOL.
Couplage avec une PAC.

H₂O/NH₃ (x_m=0,34)

DIABATIQUE

Point de Fonctionnement	E	F idéal	F isent	G	I	
Etat du fluide	vap. sat.	vap. sat.	vap. saturée	liq. bouillant	13 % de vapeur 88 % de liquide	
Température (°C)	89,76	156	347,2	88,6	37	
Pression (bar)	1	9	9	9	1	
Composition massique (en NH ₃)	0,34	0,34	0,34	0,34	x = 0,247 y = 0,953	
Enthalpie (kJ/kg)	2382	2490	2872	291	H ₀ =1760 291 h _{liq} = 71	

EF idéal : Compression Idéale

travail $\bar{w}_{\min} = 108$ kJ/kg
taux de compression : $\tau = 7,61$

EF_{isent} : Compression isentropique

travail $\bar{w}_{is} = 490$ kJ/kg
taux de compression $\tau_{is} = 5,27$

FG : Condensation

chaleur donnée au bouilleur : $\bar{Q}_B \text{ idéal} = 2199$ kJ/kg
 $\bar{Q}_B \text{ isent} = 2581$ kJ/kg

GI : Evaporation

chaleur extraite au condenseur : $\bar{Q}_C = 2091$ kJ/kg

Tableau 6 : Résultats du cycle de compression de vapeur pour le mélange zéotropique (H₂O/NH₃ à 34%) appliquée à la distillation diabatique

H₂O / NH₃ (x_m=0,09)

DIABATIQUE

Point de Fonctionnement	E	F isent. calculé	G	I	
Etat du fluide	vap. sat.	vap.	liq. bouillant	95 % de liq 4,2 % de vap.	
Température (°C)	90	164,7	88,6	70	
Pression (bar)	0,8	1,7	1,7	0,8	
Composition massique (en NH₃)	0,09	0,09	0,09	x = 0,068 y = 0,587	
Enthalpie (kJ/kg)	2593	2732,7	336,4	h _{liq} =258 336,4 H _{vap} = 2130	
Masse volumique (kg/m³)	0,47	0,54			

EF_{isent} : Compression Isentropique

travail isentropique : $\bar{w}_{is} = 139,7$ kJ/kg
taux de compression : $\tau_{is} = 1,79$

FG : Condensation

chaleur donnée au bouilleur : $\bar{Q}_B = 2396,3$ kJ/kg

GI : Détente isenthalpique

IE : Evaporation

chaleur extraite au condenseur : $\bar{Q}_C = 2256,6$ kJ/kg

Tableau 7 : Résultats du cycle de compression de vapeur pour le mélange (H₂O/NH₃ à 9%) appliquée à la distillation diabatique

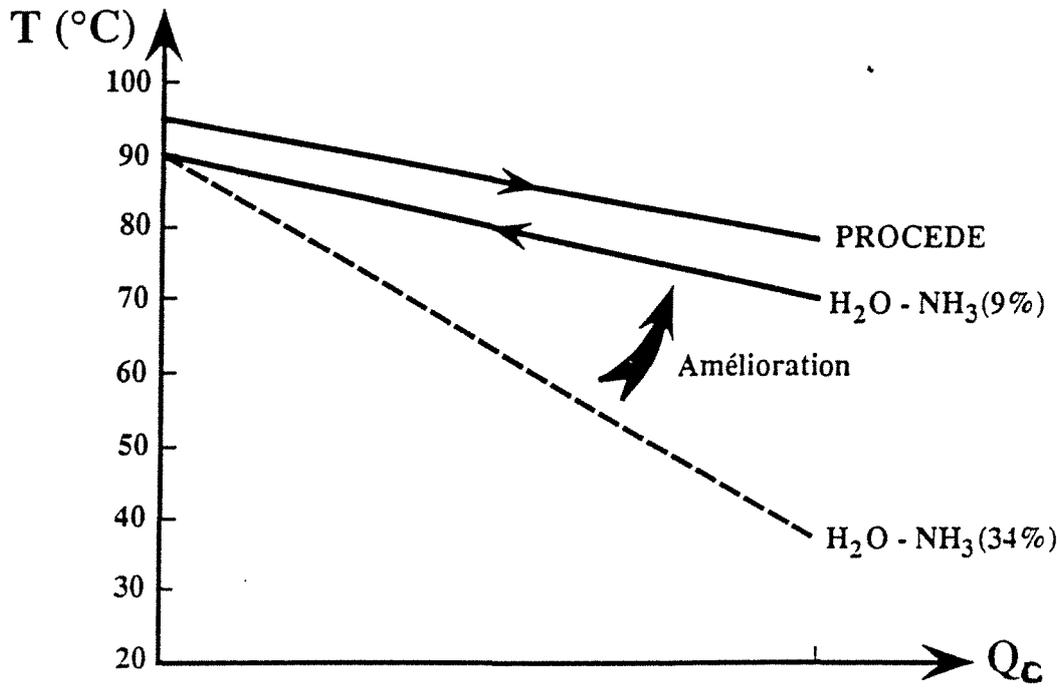


Figure 9: Profil de température dans le condenseur de la colonne diabatique. Cas du mélange $\text{H}_2\text{O}/\text{NH}_3$ (9% et 34%).

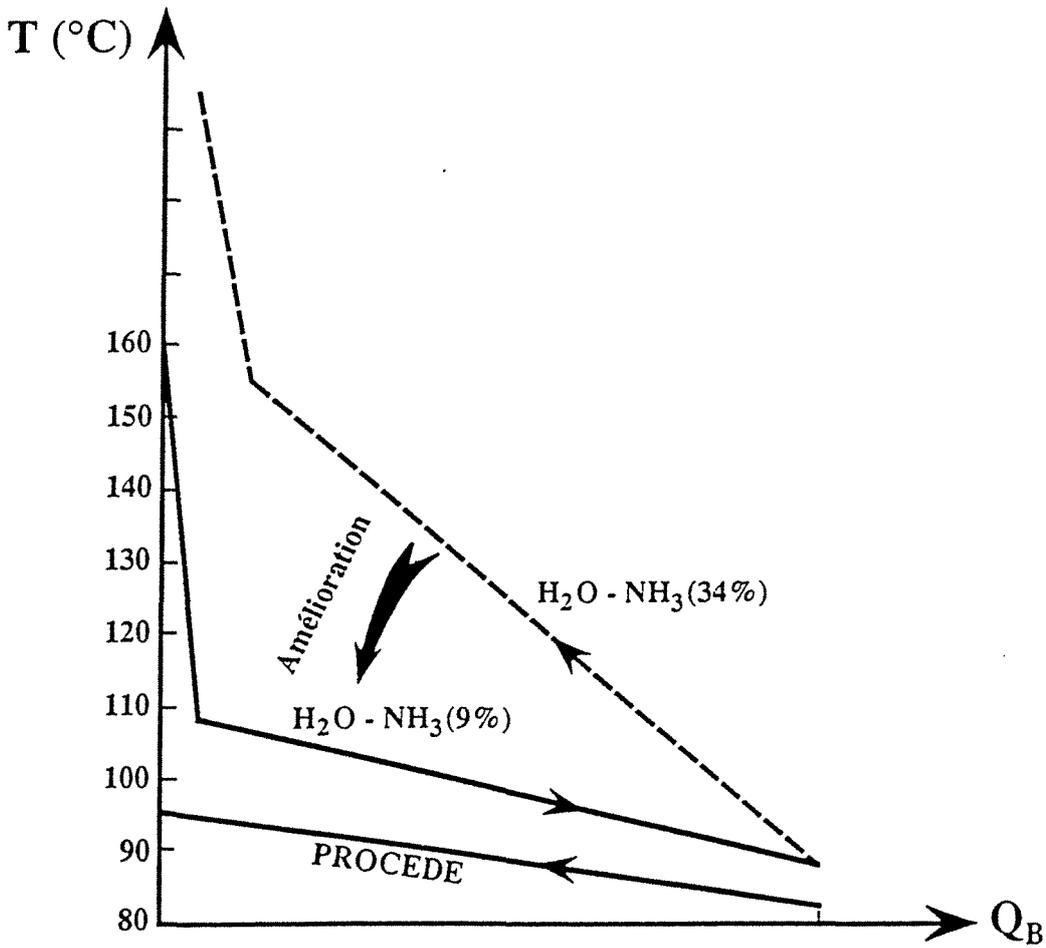


Figure 10: Profil de température dans le bouilleur de la colonne diabatique. Cas du mélange $\text{H}_2\text{O}/\text{NH}_3$ (9% et 34%).

III - APPLICATION AU SYSTEME : N-HEPTANE / N-OCTANE

Pour étayer l'avantage d'une colonne diabatique dans le couplage "distillation + PAC", nous avons étendu l'exemple à une distillation complète de N-HEPTANE/N-OCTANE, un binaire d'hydrocarbures qui fournit un écart de température entre le condenseur et le bouilleur d'environ 23°C.

Nous vous proposons de distiller un mélange N-HEPTANE/N-OCTANE

$$\left\{ \begin{array}{l} \text{- de composition molaire} \\ \text{- de température} \\ \text{- de débit} \end{array} \right. \begin{array}{ll} x_A & = 0,5 \text{ (en heptane)} \\ T_A & = 109,2^\circ\text{C} \\ A & = 1 \text{ mol/s} \end{array}$$

pour obtenir un distillat :

$$\left\{ \begin{array}{l} \text{- de composition molaire} \\ \text{- de température} \\ \text{- de débit} \end{array} \right. \begin{array}{ll} x_D & = 0,95 \\ T_D & = 99,7^\circ\text{C} \\ D & = 0,5 \text{ mol/s} \end{array}$$

et un soutirage :

$$\left\{ \begin{array}{l} \text{- de composition molaire} \\ \text{- de température} \\ \text{- de débit} \end{array} \right. \begin{array}{ll} x_S & = 0,05 \\ T_S & = 122,7^\circ\text{C} \\ S & = 0,5 \text{ mol/s} \end{array}$$

a) Colonne complète adiabatique

Les données thermodynamiques du couple n-heptane/n-octane sont établies en annexe I. Il est possible d'accéder au diagramme H-x,y et ainsi de construire suivant PONCHON-SAVARIT une distillation adiabatique en fixant une quantité de chaleur $Q_c \equiv 49,72 \text{ kw}$. La figure 11 fournit les détails de la construction : nous obtenons une colonne de 14 plateaux alimentée au 6^{ème} plateau et possédant un taux de reflux de 2,07. Les résultats des compositions molaires et températures sont représentées sur la figure 12. La colonne est couplée avec une PAC, constituée d'un circuit externe où circule de l'EAU. Comme précédemment, en considérant une différence de température $\Delta T = 5^\circ\text{C}$ dans le bouilleur et le condenseur, le fluide suit un cycle de compression identique à celui représenté sur la figure 2. Les caractéristiques des différents points de fonctionnement sont regroupés dans le tableau 9. A partir de ce tableau, nous déduisons la quantité de mélange nécessaire pour fournir au bouilleur $Q_B \equiv 50,65 \text{ kw}$:

$$L_{\text{eau}} = 2,15 \cdot 10^{-2} \text{ kg/s.}$$

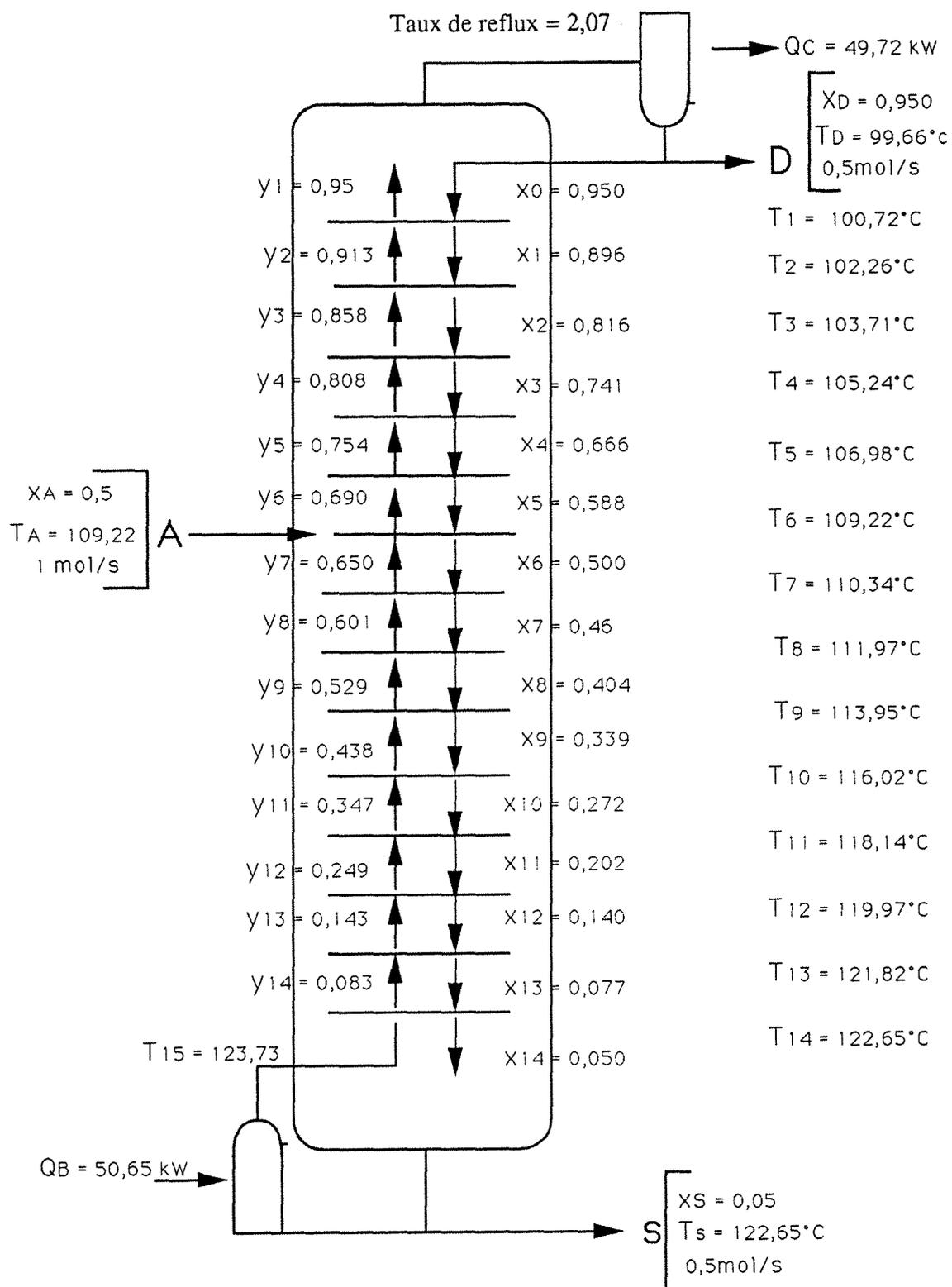


Figure 12 : Distillation adiabatique du mélange n.heptane - n.octane .

	Point de Fonctionnement	E	F isent. calculé	G	I	
	Etat du fluide	vap. sat.	vap.	liq. bouillant	93,5 % de liq 6,5 % de vapeur	
	Température (°C)	94,7	225,5	128,7	94,7	
	Pression (bar)	0,825	2,63	2,63	0,825	
	Enthalpie (kJ/kg)	2660	2890	534	534	
	Entropie (kJ/kg.K)	7,45	7,45			
	Masse volumique (kg/m³)	0,5	1,3			

EF_{isent} : Compression Isentropique

travail isentropique $\bar{w}_{\min} = 230$ kJ/kg
taux de compression : $\tau_{is} = 2,35$

FG : Condensation

chaleur donnée au bouilleur : $\bar{Q}_B = 2356$ kJ/kg

GI : Détente isenthalpique

IE : Evaporation

chaleur extraite au condenseur : $\bar{Q}_C = 2126$ kJ/kg

Tableau 9 : Résultats du cycle de compression de vapeur d'eau appliquée à la distillation adiabatique du n.heptane-n.octane.

Le travail à fournir au compresseur est donc :

$$W = 4,95 \text{ kW} \quad \text{avec un COP égal à } 10,23.$$

Grâce à cette pompe à chaleur, la quantité de chaleur que l'on pourra extraire au condenseur de la colonne est :

$$Q_C = L_{\text{eau}} \cdot \bar{Q}_C = 4,70 \text{ kW}$$

Cette quantité n'est pas suffisante, il faudra refroidir davantage en branchant un deuxième frigoporteur qui devra emporter :

$$Q_C^r = 4,02 \text{ kW} \text{ soit } 8 \% \text{ de la quantité totale de chaleur à extraire.}$$

La figure 13 représente le profil de température pour le fluide de travail de la PAC. A la sortie du bouilleur, la vapeur est saturée à une température de 226°C : elle cède sa chaleur sensible avant de céder la chaleur latente aux environs de 129°C ; on pourra remarquer que la quantité de chaleur cédée au bouilleur de par l'écart de température (226-129) est très faible comparée à la chaleur de condensation. On considérera essentiellement que le saut thermique obtenu après condensation est d'environ 34°C.

b) Colonne complète diabatique

Nous répartirons arbitrairement la quantité de chaleur $Q_C = 49,72 \text{ kW}$ entre le condenseur ($Q_C = 16,12 \text{ kW}$) et chaque plateau. La construction de PONCHON-SAVARIT, représentée sur la figure 14, conduit à une colonne de 26 plateaux : dans la zone d'enrichissement, 9 plateaux sont refroidis d'une quantité $Q_{Ci} = 3,73 \text{ kW}$; dans la zone d'épuisement, 16 plateaux sont réchauffés d'une quantité $Q_{Bi} = 3,17 \text{ kW}$. L'alimentation s'effectue sur le plateau intermédiaire n° 10, le taux de reflux externe en haut de colonne est nul et le rebouilleur a été supprimé. La colonne obtenue est représentée sur la figure 15 avec les compositions molaires et les températures à chaque étage.

Comme précédemment, la colonne est couplée à une PAC où circule un mélange zéotropique : EAU/AMMONIAC. L'évaporateur de la PAC joue en partie le rôle du condenseur principal et le rôle des condenseurs internes, alors que le condenseur PAC réchauffe uniquement l'intérieur de la colonne d'épuisement. Après plusieurs essais sur la composition du mélange zéotropique, nous trouvons que la composition optimale se

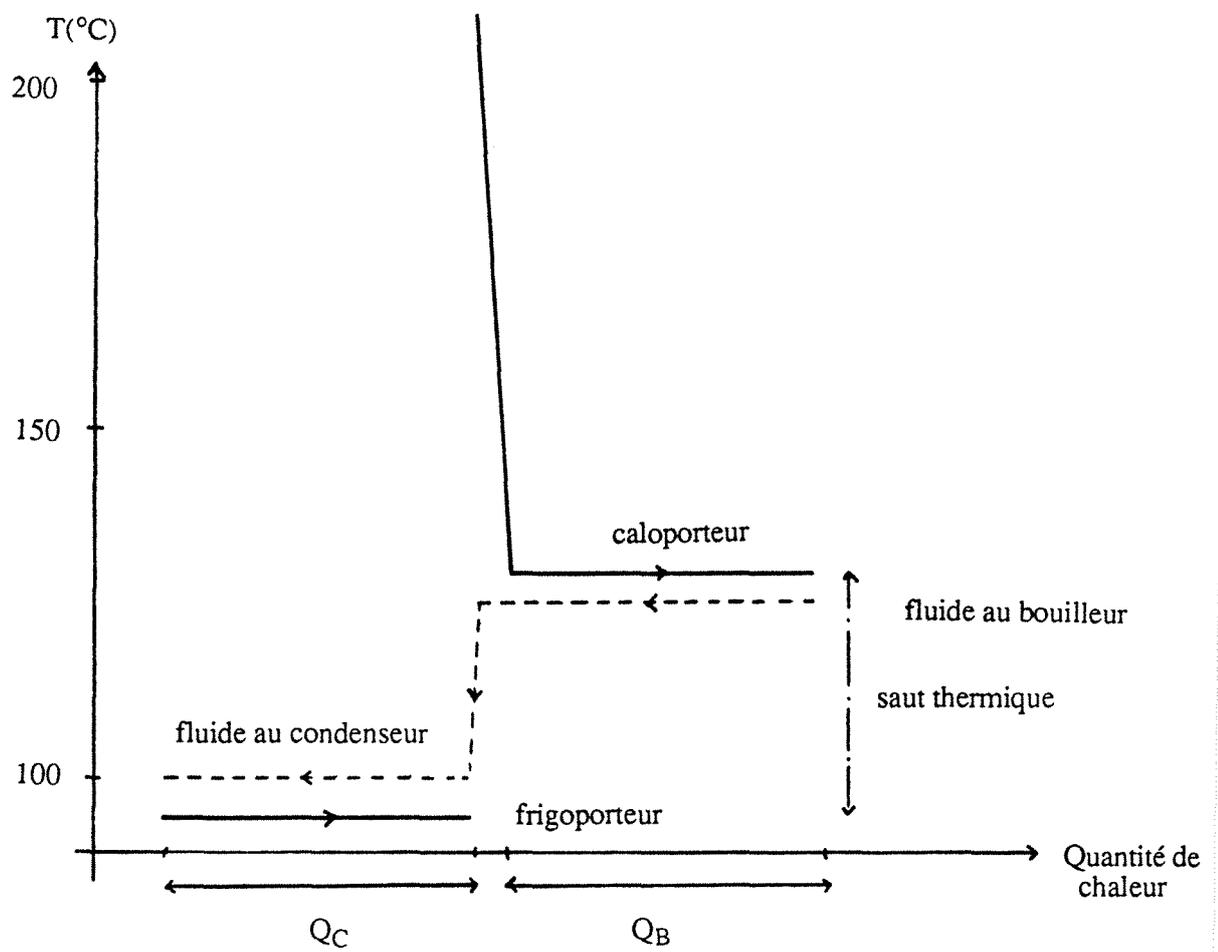


Figure 13 : Profil de température pour le fluide de travail d'une PAC à eau et pour le fluide du procédé de distillation adiabatique du n.heptane-n.octane.

DIAGRAMME H-X,Y

n.heptane-n.octane

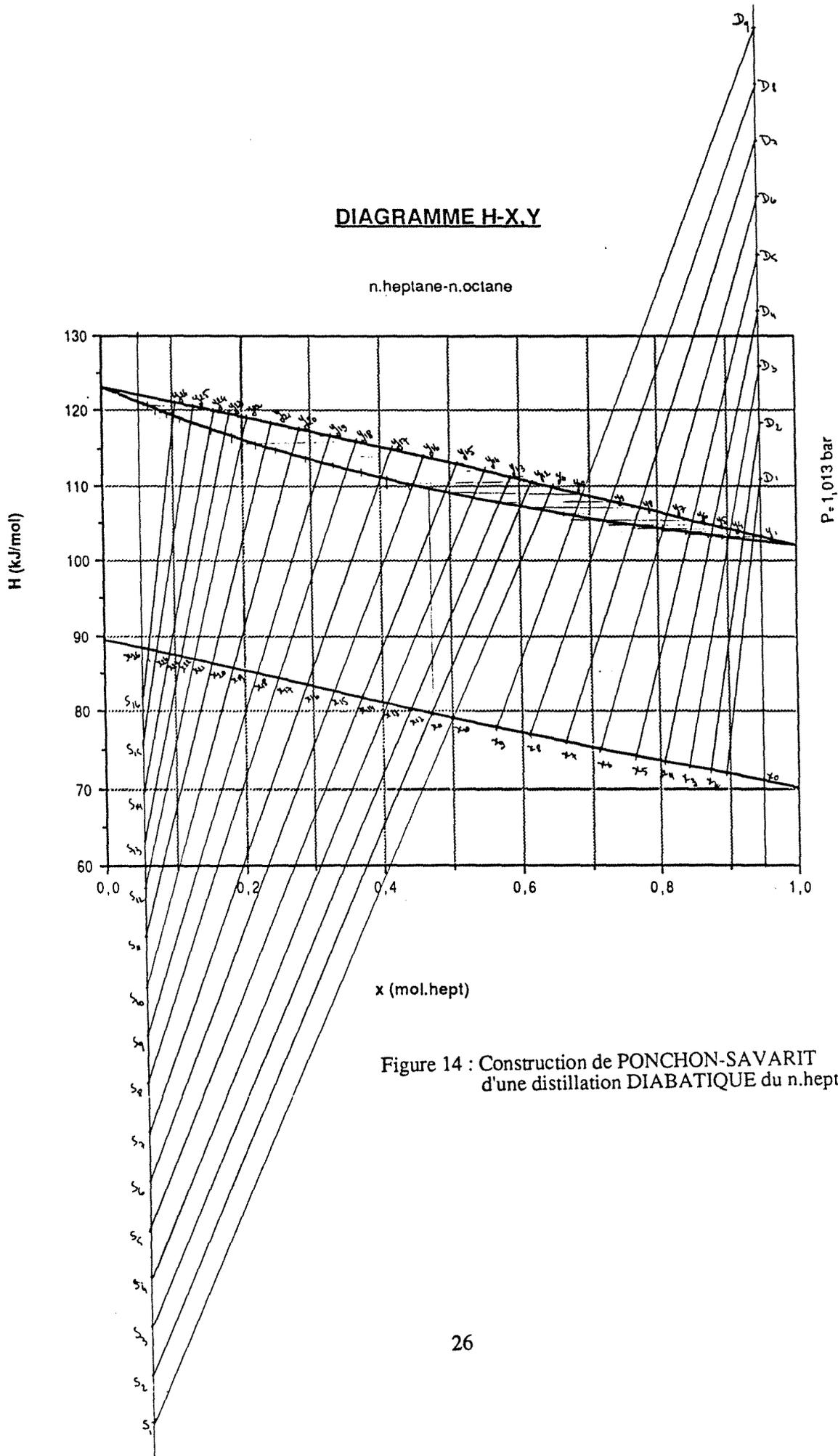
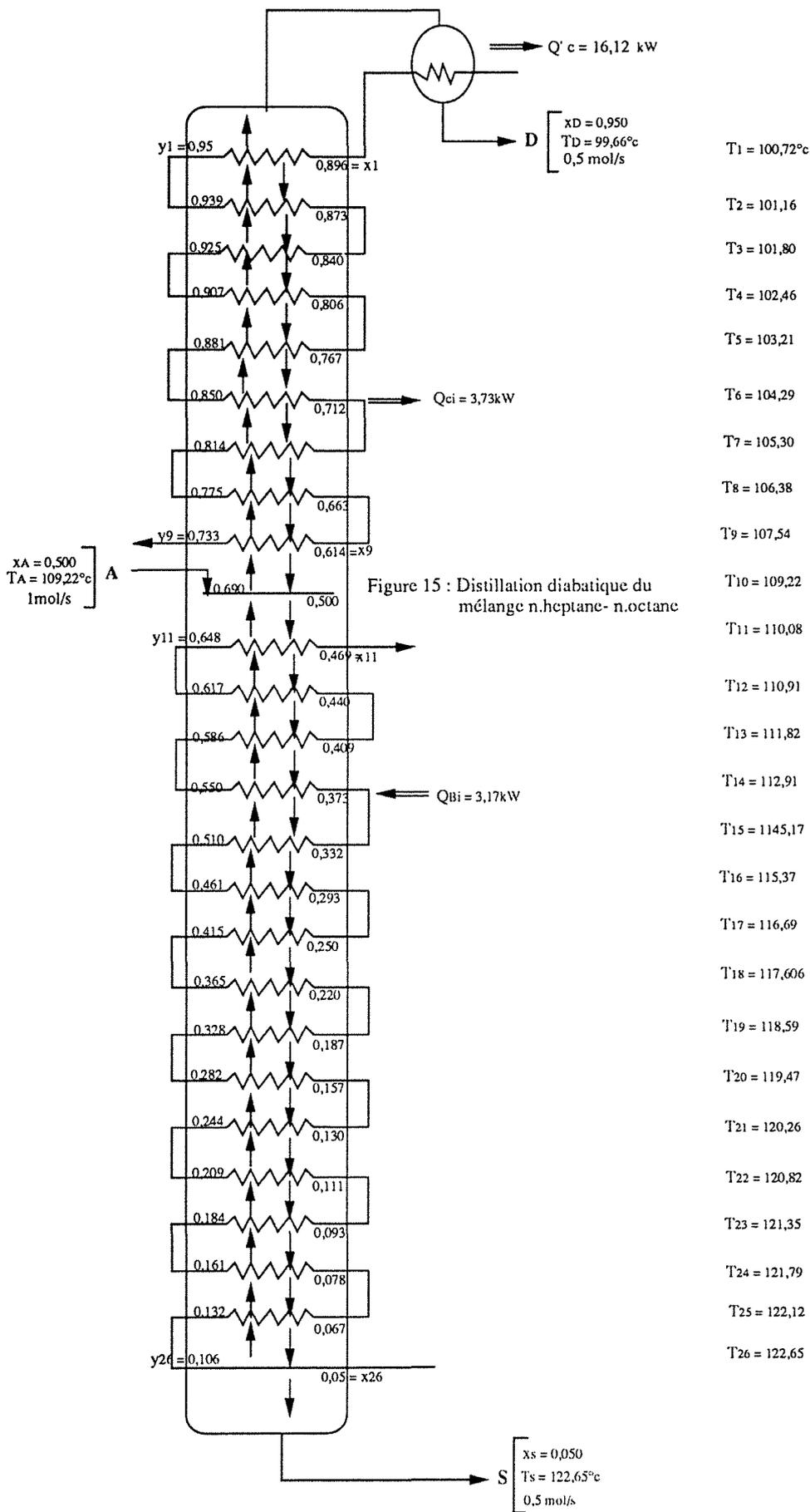


Figure 14 : Construction de PONCHON-SAVARIT d'une distillation DIABATIQUE du n.heptane-n.octa



rapproche de 5% (en poids d'ammoniac). Elle fournit, en effet, un profil de température parallèle au profil du fluide du procédé avec un pincement uniforme d'environ 5°C, et ceci pour les deux types d'échangeurs. La figure 16 montre les profils de températures du couplage : le saut thermique entre l'évaporateur et le condenseur est d'environ 23°C (sans prendre en compte la chaleur sensible de la vapeur).

Le tableau 10 regroupe les résultats de chaque étape de la CMV. De ce tableau, nous pouvons en déduire la quantité de mélange nécessaire pour fournir une quantité globale $Q_B = 50,65 \text{ kW}$:

$$L_{\text{H}_2\text{O}/\text{NH}_3} = 2,15 \cdot 10^{-2} \text{ kg/s.}$$

Il faut ainsi fournir au compresseur, un travail

$$\underline{W = 3,56 \text{ kW}} \quad (\text{COP} = 14,23).$$

Grâce à cette pompe à chaleur, on pourra extraire aux condenseurs :

$$Q_C = 47,08 \text{ kW.}$$

Par un circuit annexe, on éliminera la quantité de chaleur restante :

$$Q_C^r = 2,64 \text{ kW} \quad \text{soit } 5,3 \% \text{ de la quantité totale à extraire.}$$

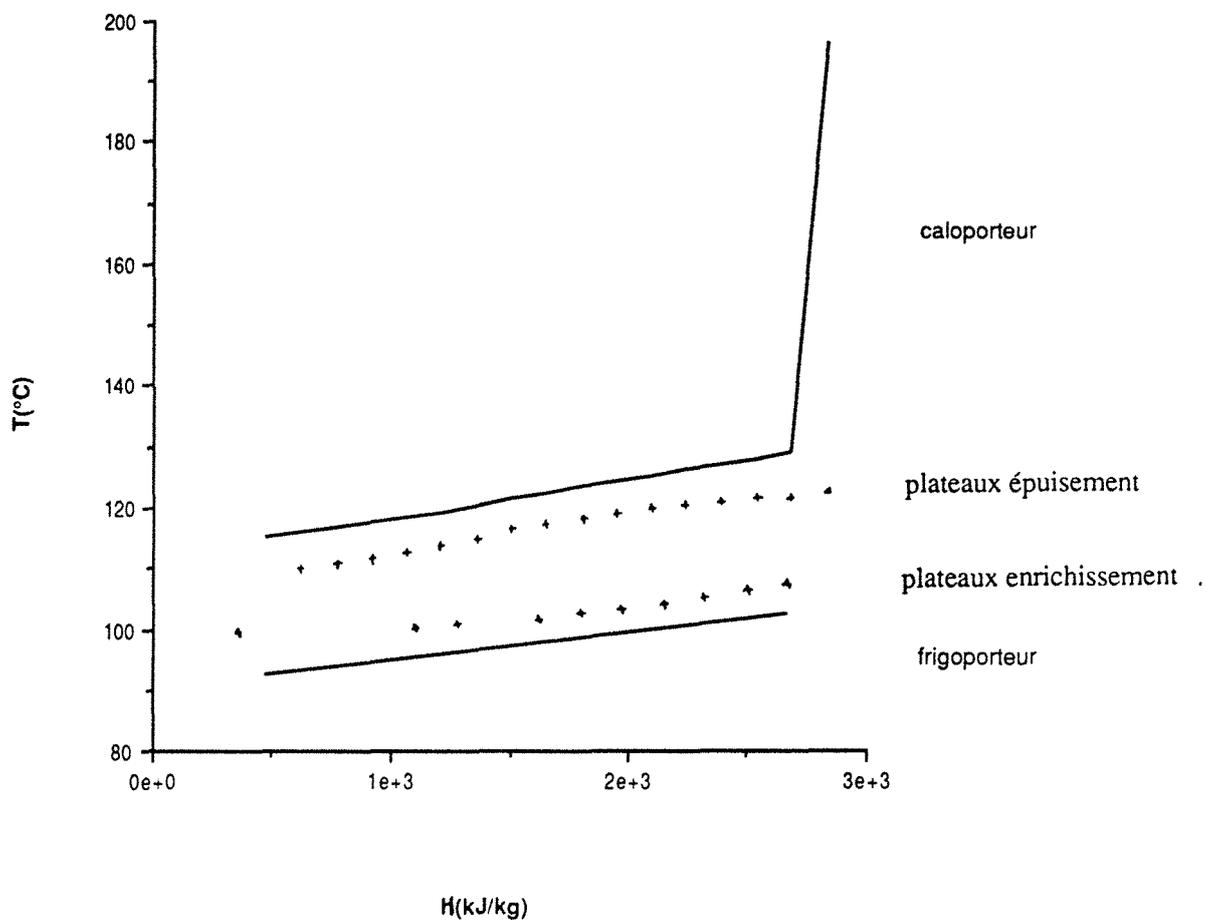


Figure 16 : Profil de température pour le fluide de travail d'une PAC à $\text{H}_2\text{O}/\text{NH}_3$ (5%) et pour le fluide du procédé d'une distillation diabatique du n.heptane-n.octane.

H₂O + NH₃ (x_m=0,05)

DIABATIQUE

	Point de Fonctionnement	E	F isent. calculé	G	I	
	Etat du fluide	vap. sat.	vap.	liq. bouillant	93 % de liq 7 % de vapeur	
	Température (°C)	102,5	196,4	115,1	92,5	
	Pression (bar)	1,21	2,83	2,83	1,21	
	Composition massique (en NH₃)	0,05	0,05	0,05	x = 0,03 y = 0,376	
	Enthalpie (kJ/kg)	2665	2831	474	h _{liq} =335 474 H _{vap} = 2363	
	Masse volumique (kg/m³)	0,695	1,301			

EF isent : Compression Isentropique

travail isentropique $\bar{w}_{\min} = 165,6$ kJ/kg
taux de compression : $\tau_{is} = 1,87$

FG : Condensation

chaleur donnée au bouilleur : $\bar{Q}_B = 2356,2$ kJ/kg

GI : Détente isenthalpique

IE : Evaporation

chaleur extraite au condenseur : $\bar{Q}_C = 2191$ kJ/kg

Tableau 10 : Résultats du cycle de compression de vapeur pour le mélange (H₂O/NH₃ à 5%) appliquée à la distillation diabatique du n.heptane-n.octane.

BIBLIOGRAPHIE

1. CAVALLINI, A. et col. "Propriétés thermodynamiques et physiques du R114", Tables et diagrammes pour l'industrie du froid, Inst. Intern. du Froid, pp 2-23, 1982.
2. YUAN, Q.S., BLAISE, J.C., MISSIRIAN, C., "Contribution à l'étude théorique et expérimentale et à la modélisation d'une PAC en cascade à très haute température", Bulletin de la direction des études et recherches EDF, Vol. 3, série A, p 101, 1988, ISSN 0013449X.
3. BOGART, M., "Ammonia Absorption Refrigeration in Industrial Processes", ouvrage, Gulf Publishing Company, Houston, pp 396-397, 1981.
4. BOSNJAKOVIC, F., "Technische Thermodynamik", Theodor Steinkopff, Dusden, 1952.

**AUTORISATION DE SOUTENANCE DE THESE
DU DOCTORAT DE L'INSTITUT NATIONAL POLYTECHNIQUE DE
LORRAINE**

o0o

VU LES RAPPORTS ETABLIS PAR :

Monsieur ZOULALIAN André, Professeur, Université Nancy I.

Monsieur RAMADANE Abdel, Docteur d'Etat, SNEA/DRDJE Paris -la-Défense.

Le Président de l'Institut National Polytechnique de Lorraine, autorise :

Monsieur CACHOT Thierry

à soutenir devant l'INSTITUT NATIONAL POLYTECHNIQUE DE LORRAINE, une thèse intitulée :

"La distillation diabatique : expérimentation et applications industrielles"

en vue de l'obtention du titre de :

DOCTEUR DE L'INSTITUT NATIONAL POLYTECHNIQUE DE LORRAINE

Spécialité : **"GENIE DES PROCEDES**

Fait à Vandoeuvre le, 1^o Décembre 1992

Le Président de l'I.N.P.L.,

M. LUCIUS

