

ECOLE NATIONALE POLYTECHNIQUE

DEPARTEMENT : GENIE CHIMIQUE

PROJET DE FIN D'ETUDES

SUJET

ETABLISSEMENT D'UN LOGICIEL POUR
LE CALCUL DU NOMBRE DE PLATEAUX
THEORIQUES PAR METHODE GRAPHIQUE
(MCCABE~THIELE ET PONCHON~SAVARIT)

Proposé par :
M. BOURKIZA

Etudié par :
F. SMAILI

Dirigé par :

PROMOTION : Juin 1991

وزارة الجامعات
Ministère aux Universitaires

ECOLE NATIONALE POLYTECHNIQUE

المدرسة الوطنية المتعددة التقنيات
المكتبة - BIBLIOTHEQUE
Ecole Nationale Polytechnique

DEPARTEMENT GENIE CHIMIQUE

PROJET DE FIN D'ETUDES

SUJET

ETABLISSEMENT DUN LOGICIEL POUR
LE CALCUL DU NOMBRE DE PLATEAUX
THEORIQUES PAR METHODE GRAPHIQUE
(McCABE~THIELE ET PONCHON~SAVARIT)

Proposé par :
M. BOURKIZA

Etudié par :
F. SMAILI

Dirigé par :

PROMOTION Juin 1991

MINISTERE AUX UNIVERSITES
ECOLE NATIONALE POLYTECHNIQUE
DEPARTEMENT : GENIE CHIMIQUE
PROMOTEUR : M. BOURKIZA
ELEVE INGENIEUR : F. SMAILI

الموضوع : تأسيس برنامج اعلامي لإيجاد عدد الطوابق النظرية في عمود تقطير باستخدام طرق بيانية.

الملخص : النتيجة المنتظرة من هذا العمل هي تأسيس برنامج يمكن من تطبيق طرق بيانية (مكاب-تيل و بونشون-سافاري) لحساب عدد الطوابق النظرية في عمود تقطير. يلاحظ ان استعمال هذه الطرق يتم في حالة خلاط ثنائية.

ان هذا البرنامج لا يمكن فقط من حساب عدد الطوابق النظرية بل من استغلال المعطيات التيرمو ديناميكية أيضا.

Sujet : Etablissement d'un logiciel pour la détermination du nombre de plateaux théoriques par méthodes graphiques (McCABE-THIELE et PONCHON-SAVARIT).

Resume : Le résultat attendu de ce travail est l'établissement d'un logiciel permettant l'application des méthodes graphiques (McCABE-THIELE et PONCHON-SAVARIT) pour le calcul du nombre de plateaux théoriques dans une colonne de distillation. Il est à noter que ces méthodes s'appliquent pour des mélanges binaires. Ainsi, ce logiciel permet non seulement le calcul du nombre de plateaux théoriques mais

subject: Logiciel setting up for theoretical stages number determination by graphical methods (McCABE-THIELE's et PONCHON-SAVARIT's).

Summary : The result waited from this work is the setting up of logiciel which permit the application of McCABE-THIELE's and PONCHON-SAVARIT's graphical methods in order to determine the theoretical stages number in a distillation column. These methods are applied to the binary mixtures. Thus, this logiciel permit either the determination of the theoretical stages number or the feating of thermodynamic datas.

MEMBRES DE JURY

PRESIDENTE : Mme T. DJELLAS
chargée de cours.

EXAMINATRICE: Mme W. YAICI
chargée de cours.

EXAMINATEUR : Mr H. AIT AKLI
chargé de cours.

EXAMINATEUR : Mr M. BENIDDIR
maitre assistant
stagiaire.

PROMOTEUR : Mr M. BOURKIZA
maitre assistant
titulaire.

SOMMAIRE :

INTRODUCTION	1
I_ THEORIE	3
I_1_ Systèmes binaires _ Equilibre liquide-vapeur	3
I_1_1_ Systèmes idéaux à pression constante	3
I_1_2_ Diagramme d'équilibre X-Y	5
I_1_3_ Equilibres à température constante	5
I_1_4_ Loi de RAULT_Loi de DALTON	6
I_2_ Procédés de distillation	6
I_2_1_ Distillation Flash de mélanges binaires	6
I_2_2_ Distillation continue avec reflux	8
I_3_ Bilans de matière et de chaleur	9
I_3_1_ Bilan de matière pour les systèmes binaires	9
I_3_2_ Droites opératoires	11
I_3_3_ Bilan de chaleur pour les systèmes binaires	11
I_3_4_ Bilan enthalpique dans les sections rectification et épuisement	12
I_4_ Analyse des colonnes par la méthode de McCABE et THIELE	13
I_4_1_ Taux de reflux	14
I_4_2_ Condenseur et plateaux au sommet	15
I_4_3_ Rebouilleur et plateau de la base	16
I_4_4_ Plateau d'alimentation	17
I_4_5_ Droite d'alimentation	19
I_4_6_ Construction des droites opératoires	20
I_4_7_ Localisation du plateau d'alimentation	21
I_4_8_ Nombre minimum de plateaux	22
I_4_9_ Reflux minimal	22

I_5_	Analyse des colonnes par la méthode de PONCHON et	
SAUARI	25
I_5_1_	Equations de bilan matière et chaleur.....	25
I_5_2_	Plateau ou étage d'équilibre.....	27
I_5_3_	Section rectification.....	27
I_5_3_1_	Condenseur total.....	28
I_5_3_2_	Condenseur partiel.....	29
I_5_4_	Section épuisement.....	30
I_5_5_	Plateau d'alimentation.....	30
I_5_6_	Sections rectification et épuisement.....	32
I_5_6_1_	Reflux total.....	33
I_5_6_2_	Taux de reflux minimal.....	35
I_6_	Méthodes mathématiques - Lissage de courbes.....	36
I_6_1_	approximation par un polynôme déterminé par le critère des moindres carrés.....	36
I_6_2_	Résolution des systèmes d'équations Algorithme de GAUSS.....	38
II_	ETABLISSEMENT DU LOGICIEL POUR LE CALCUL DU NOMBRE DE PLATEAUX	
	THEORIQUES DANS UNE COLONNE DE DISTILLATION.....	40
II_1_	Eléments de programmation.....	40
II_1_1_	Introduction.....	40
II_1_2_	Programmation structurée.....	40
II_1_3_	Structure d'un programme PASCAL.....	41
II_1_4_	Procédures et fonctions.....	42
II_1_5_	Fichiers en turbo pascal.....	43
II_1_6_	Quelques procédures et fonctions prédéfinies.....	44
II_2_	Etablissement du logiciel.....	46
II_2_1_	Procédures pour l'interpolation.....	46

II_2_2_ Procédures graphiques	48
II_2_3_ Utilisation du logiciel	49
CONCLUSION	50

INTRODUCTION :

L'utilisation de la distillation en tant qu'opération de séparation et purification date de longtemps.

A travers les écrits de vieux historiens, il est indiqué que la première description de la distillation simple discontinue (batch distillation) date du temps de Cléopâtre en Egypte en 50 A.J environ.

A cause d'autres descriptions historiques de produits, d'huiles essentielles, de médicaments, etc, il peut être déduit que la distillation fut connue probablement 1000 à 2000 ans avant ce temps. La première démonstration mathématique appliquée à la distillation ne fut introduite qu'au 19ème siècle.

La fonction de distillation est de séparer, par vaporisation, un mélange liquide de substances miscibles et volatiles en composants individuels ou dans certains cas, en groupes de composants.

Les problèmes de distillation surviennent rarement dans la pratique et l'ingénieur trouve rarement l'occasion d'utiliser les méthodes graphiques par lesquelles il est plus commode de les résoudre.

Malgré leur utilisation limitée, les diagrammes utilisés pour résoudre les problèmes binaires sont des outils de valeur puisqu'ils permettent la visualisation du processus de distillation comme calculé à travers le concept de l'étage d'équilibre.

La séparation des mélanges binaires par distillation continue peut être calculée rigoureusement au moyen du diagramme enthalpie-concentration qui fut à l'origine proposé par PONCHON et SAVARIT, ou la solution peut être approximée par l'utilisation du diagramme x-y comme suggéré par McCABE et THIELE.

La méthode de McCABE et THIELE est moins rigoureuse mais donne une meilleure vue du processus de distillation que le diagramme enthalpie-concentration.

Ainsi, il n'est bien sûr pas commode de tracer des courbes manuellement et comme l'ordinateur a une formidable puissance de calcul, il est l'instrument idéal pour tracer toutes les formes géométriques standard et leurs combinaisons, tout l'intérêt est de le considérer comme outil de création et de traitement d'images.

Son avantage est qu'à travers le graphique, il permet en particulier de présenter des résultats d'une manière beaucoup plus parlante qu'avec des tableaux de chiffres.

L'objectif de ce travail est d'établir un logiciel permettant le calcul du nombre de plateaux théoriques d'une colonne de distillation par les deux méthodes citées ci-dessus.

I_ THEORIE :

I_1 SYSTEMES BINAIRES _ EQUILIBRE LIQUIDE-VAPEUR :

En distillation, le processus de séparation d'un mélange pour obtenir un ou plusieurs produits désirés est réalisé par sélection des conditions de température et de pression de sorte qu'une phase vapeur et une phase liquide coexistent et une différence en concentration relative des composants à séparer dans les deux phases est atteinte.

Quand les deux phases sont en état d'équilibre physique, le maximum en différence de concentration relative des composants dans les phases est atteint.

Ainsi, l'atteinte des conditions d'équilibre est désirée en distillation, la plupart des méthodes utilisent l'équilibre comme une des conditions principales pour des calculs quantitatifs. A cause de cet équilibre, les données d'équilibre doivent être évaluées pour chaque calcul fait. Elles peuvent être obtenues par la littérature, elles peuvent être déterminées expérimentalement ou obtenues en utilisant des corrélations empiriques relatant les propriétés d'un composant pur à un mélange.

I_1_1 SYSTEMES IDEAUX A PRESSION CONSTANTE :

La forme de données la plus utilisée et fréquemment non disponible est le diagramme du point d'ébullition (figure-1).

T_A : température d'ébullition du composé A (composé le plus volatil).

T_B : température d'ébullition du composé B (composé le moins volatil).

Le mélange (1) (vapeur de composition y) se condense à T_1 pour donner un liquide (2) de composition x .

N'importe lequel des points (1) et (2) à la même température représente les compositions de la vapeur et du liquide en équilibre .

Généralement, si le diagramme du point d'ébullition n'est pas disponible pour un système donné, on peut obtenir des relations d'équilibre, des données de tensions de vapeur en utilisant les lois de RAOULT et de DALTON tout en supposant que le système est idéal.

Soit une solution liquide dans un récipient fermé pouvant être maintenue à une pression constante, on procède au chauffage de cette solution.

La première bulle de vapeur va apparaître au point P et a une composition au point R en équilibre avec le liquide, plus riche en composant plus volatil et ainsi la courbe inférieure est dite courbe de bulle.

Si le mélange est vaporisé davantage, la vapeur sera en quantité plus grande par rapport au liquide, ce qui donne par exemple le liquide M et sa vapeur au point N, ce processus continue et la dernière goutte de liquide va se vaporiser en L et a la composition au point K.

A partir du point L, allant vers le point O, la vapeur est surchauffée.

Ainsi, on voit que l'évaporation du mélange se fait sur une gamme de température allant du point P au point L. Ceci fait que le concept de point d'ébullition n'a aucun sens pour une solution puisque la vaporisation se fait du point d'ébullition au point de rosée.

I_1_2_ DIAGRAMME D'EQUILIBRE X-Y :

Le point Q sur le diagramme (figure-2) représente la ligne d'équilibre S-U de la figure-1.

La courbe (x-y) se trouve au dessus de la diagonale puisque la vapeur est plus riche en composant plus volatil. Ceci dit, plus la distance entre la courbe d'équilibre et la diagonale est grande, plus la différence entre les compositions du liquide et de la vapeur est grande et plus facilement se fera la séparation.

On définit ainsi un facteur de séparation ou la volatilité relative pour la distillation comme:

$$\alpha = (y^*/(1-y^*)) / (x/(1-x))$$

$$\alpha = (y^*(1-x)) / (x(1-y^*)) = K_a / K_b = P_a^0 / P_b^0$$

La valeur de α varie quand x varie de 0 à 1.

Dans le cas où $y^*=x$, soit $\alpha=1$, aucune séparation n'est possible par distillation; la séparation est d'autant plus facile que α est plus grand que 1.

I_1_3_ EQUILIBRES A TEMPERATURE CONSTANTE :

Soit une solution complètement liquide représentée par le point S. En maintenant la température constante et en réduisant la pression, la première bulle de vapeur se forme au point R et le passage total de la solution de l'état liquide à l'état vapeur se fait au point Q (figure-3).

I_1_4_ LOI DE RAOULT_LOI DE DALTON :

Dans le cas d'une solution idéale, la loi de RAOULT peut être appliquée. Cette loi peut être énoncée par: la pression partielle P_i d'un constituant à une température donnée est égale au produit de la tension de vapeur P du constituant pur à cette température et de sa fraction molaire dans la phase liquide.

$$\text{Ainsi, } P_a = x_a P_a^{\circ} \quad \text{et} \quad P_b = (1-x_a)P_b^{\circ}$$

Si la phase vapeur est idéale, on applique la loi de DALTON :

$$P_t = P_a + P_b = x_a P_a^{\circ} + (1-x_a) P_b^{\circ}$$

où P_t , P_a , P_b sont des fonctions linéaires de x_a à une température donnée (figure-4).

$$P_a = y_a P_t \Rightarrow y_a = P_a/P_t = x_a P_a^{\circ} / P_t$$

$$1-y_a = P_b/P_t = P_b^{\circ} (1-x_a)/P_t .$$

I_2_ PROCEDES DE DISTILLATION :

I_2_1_ DISTILLATION FLASH DE MELANGES BINAIRES :

Une quantité de liquide est chauffée, les phases vapeur et liquide sont maintenues en contact intime jusqu'à l'obtention de l'équilibre. La phase vapeur est par la suite retirée et condensée comme produit. Considérons une mole d'un mélange binaire alimentant l'équipement (figure-5).

Soit x_f la concentration de cette alimentation (en fraction molaire) en composant plus volatil.

Soit f la fraction molaire de l'alimentation qui est vaporisée en continu \Rightarrow $(1-f)$ est la fraction molaire de l'alimentation la quittant continuellement en liquide.

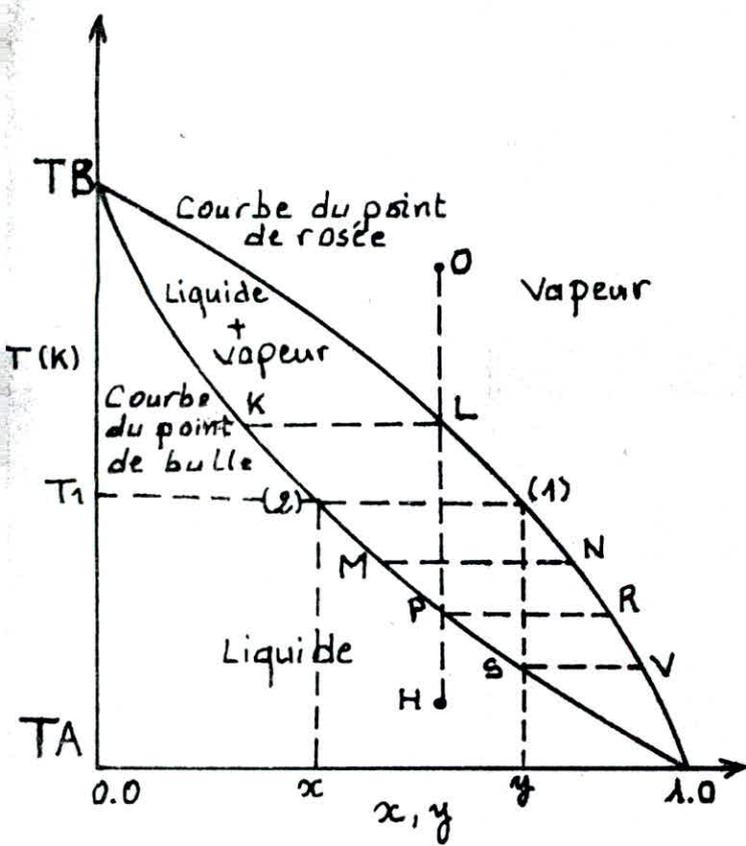


Figure 1 - Diagramme du point d'ébullition

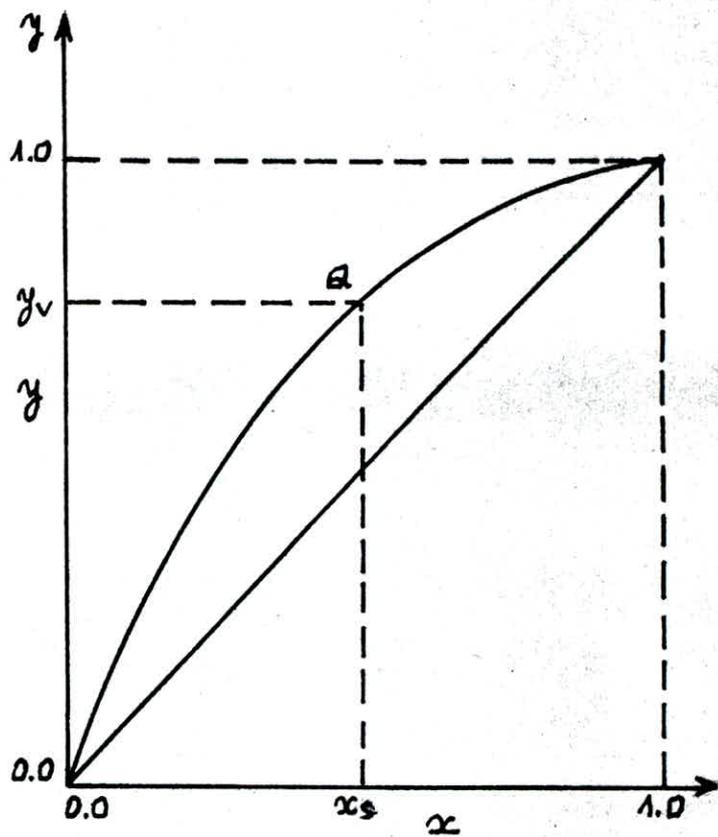


Figure 2 - Diagramme d'équilibre x-y

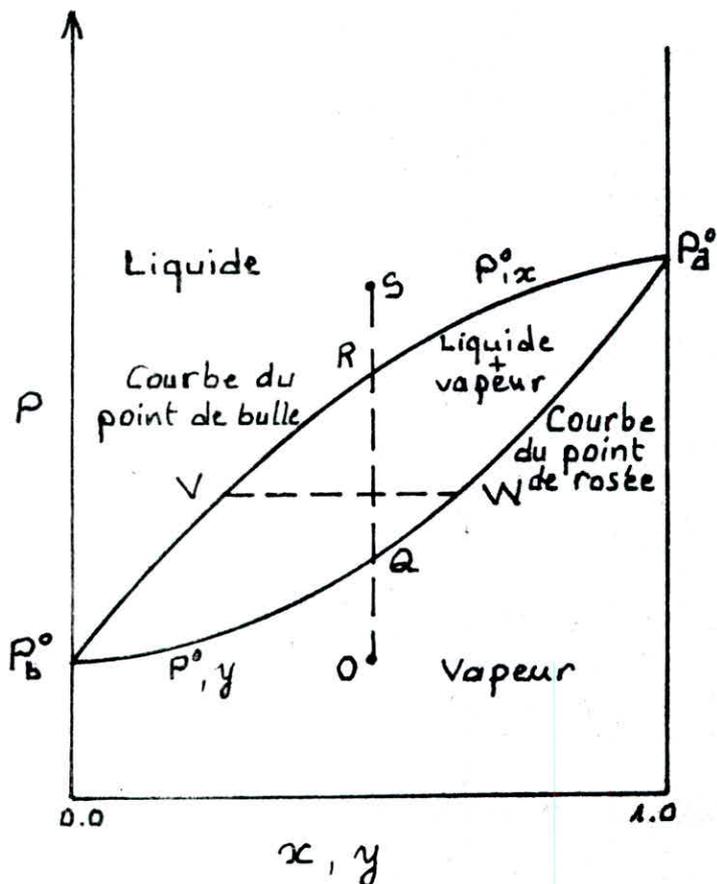


Figure 3 - Diagramme d'équilibre isotherme

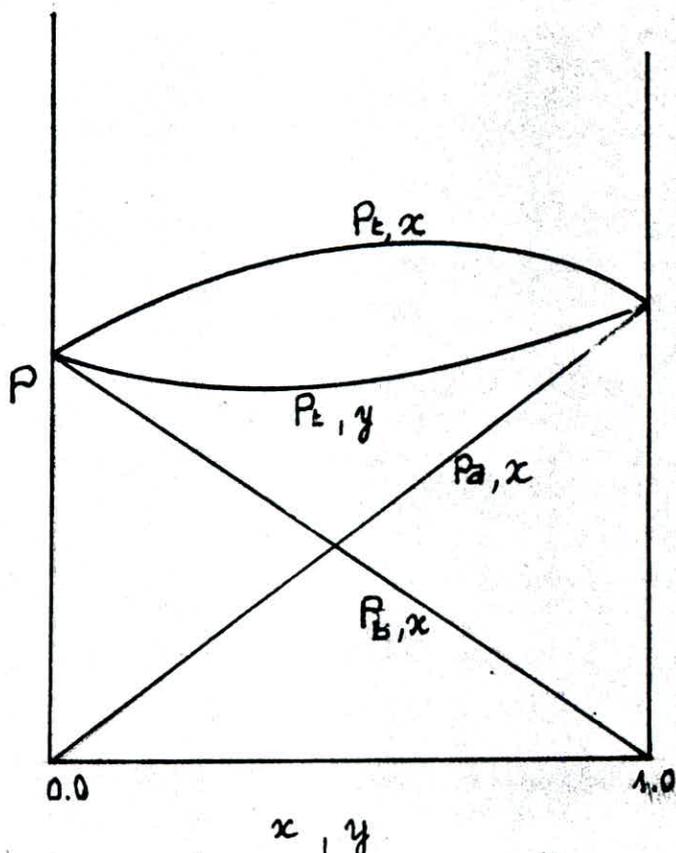
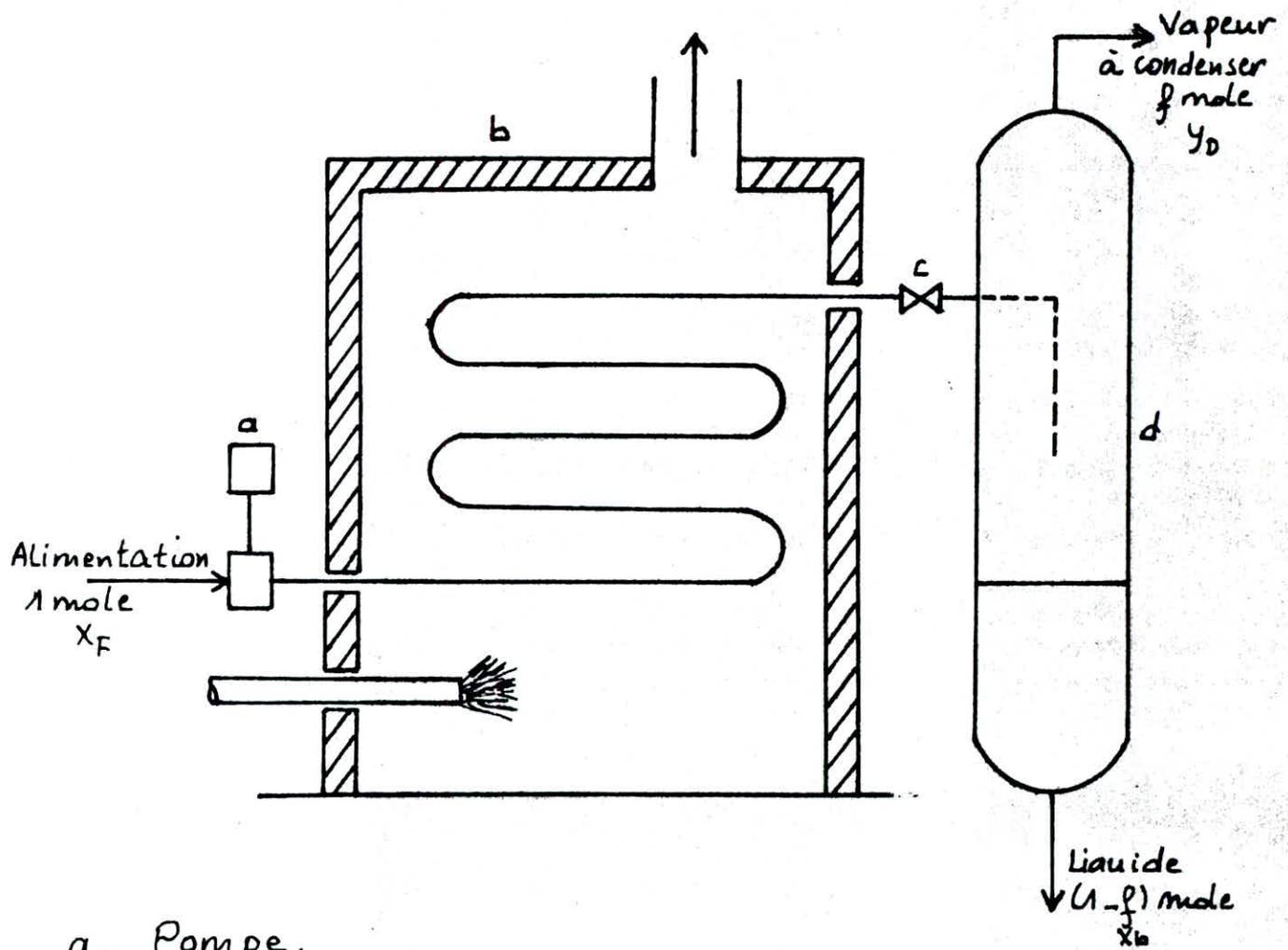


Figure 4 - Diagramme isotherme



- a - Pompe.
- b - Appareil de chauffage.
- c - Vanne.
- d - Séparateur.

Figure - 5. Dispositif pour distillation flash.

Soient y_d et x_b les concentrations de la vapeur et du liquide respectivement.

Le bilan de matière en composant plus volatil basé sur une mole d'alimentation donne :

$$xf = f y_d + (1-f) x_b \quad (1)$$

Il y'a deux inconnues dans l'équation (1), x_b et y_d .

Pour utiliser cette équation, il faut une deuxième relation entre les inconnues.

Ainsi, une relation est établie par la courbe d'équilibre telle que y_d et x_b sont les coordonnées d'un point sur cette courbe.

Si x_b et y_d sont remplacées par x et y respectivement, l'équation (1) devient

$$y = -((1-f)/f) x + xf/f \quad (2)$$

f n'est pas constante mais dépend de l'enthalpie du liquide chaud entrant et des enthalpies de la vapeur et du liquide quittant le dispositif flash.

L'équation (2) est l'équation d'une droite de pente $-(1-f)/f$ et peut être représentée sur le diagramme d'équilibre (figure-6).

Les coordonnées de l'intersection de la droite et de la courbe d'équilibre sont $x = x_b$ et $y = y_d$.

En remplaçant x par xf , on a : $y = xf$

I_2_2_ DISTILLATION CONTINUE AVEC REFLUX (RECTIFICATION) :

La distillation flash est utilisée pour la séparation de composants qui bouillent à deux températures largement différentes.

Elle n'est pas effective dans la séparation de composants de volatilités comparables, du moment que la vapeur condensée et le liquide résiduel sont loin d'être purs.

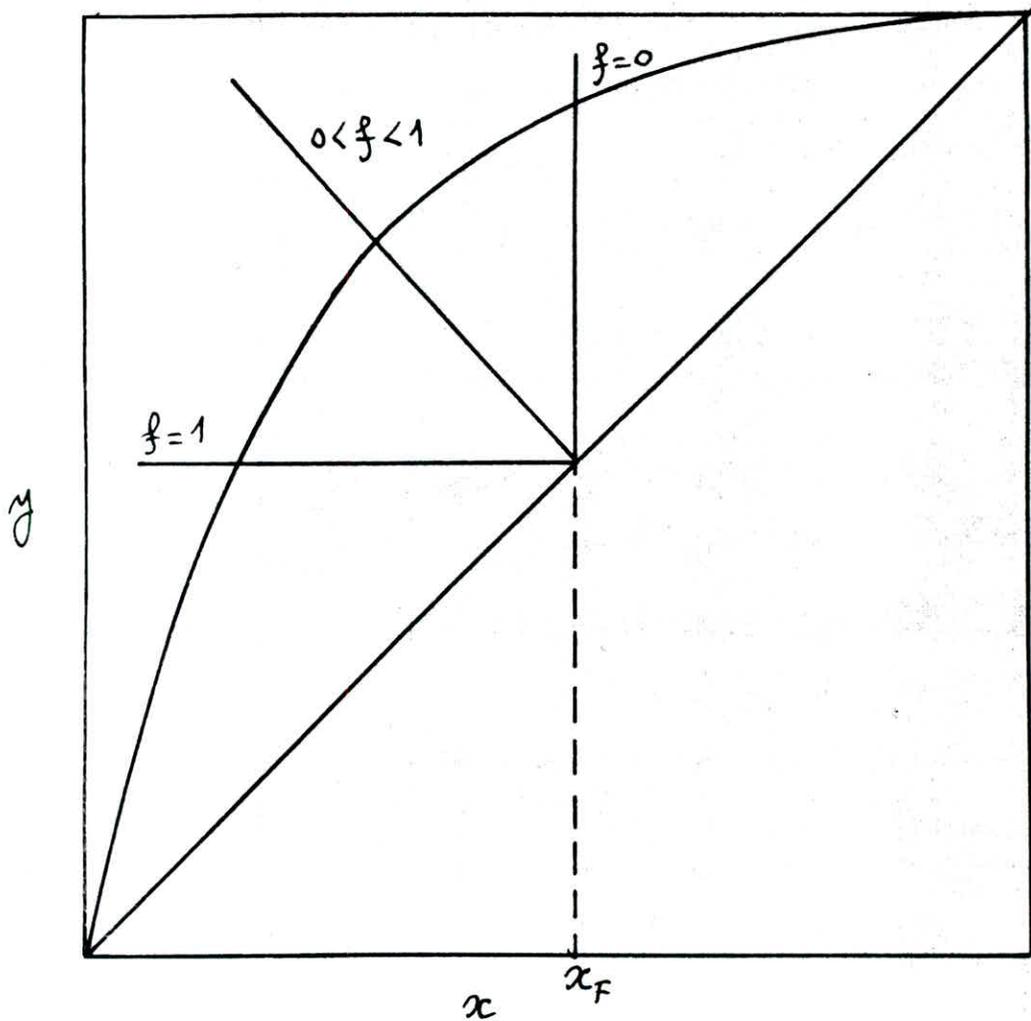


Figure-6- Intersection de la droite d'alimentation
et de la courbe d'équilibre

Par plusieurs distillations successives, des composants pratiquement purs pourraient être obtenus à la fin, mais cette méthode est inefficace pour des distillations industrielles où des composants presque purs sont désirés. Des méthodes modernes sont utilisées aussi bien en laboratoire qu'en industrie appliquent le principe de rectification.

- RECTIFICATION SUR UN PLATEAU IDEAL :

Considérons un plateau seul dans une colonne ou une cascade de plateaux idéaux.

Supposons que les plateaux sont numérotés à partir du sommet et que le plateau considéré est le nième à partir du sommet .

Le plateau au dessus est le $(n-1)$ ième, et le plateau immédiatement en dessous est le $(n+1)$ ième.

Deux écoulements fluides entrent au nième plateau et deux en sortent.

Le débit de liquide L_{n-1} du plateau $(n-1)$ et le débit de vapeur U_{n+1} du plateau $(n+1)$ sont maintenues en contact intime.

Le débit de vapeur U_n va vers le plateau $(n-1)$ et le débit de liquide L_n descend vers le plateau $(n+1)$ (figure-7).

La figure-8 montre le diagramme du point d'ébullition du mélange à traiter.

Par définition d'un plateau idéal, la vapeur et le liquide quittant le plateau n sont en équilibre, x_n et y_n représentent les concentrations d'équilibre (figure-8).

La concentration de chaque phase augmente avec la hauteur de la colonne, $x_{n-1} > x_n$ et $y_n > y_{n+1}$.

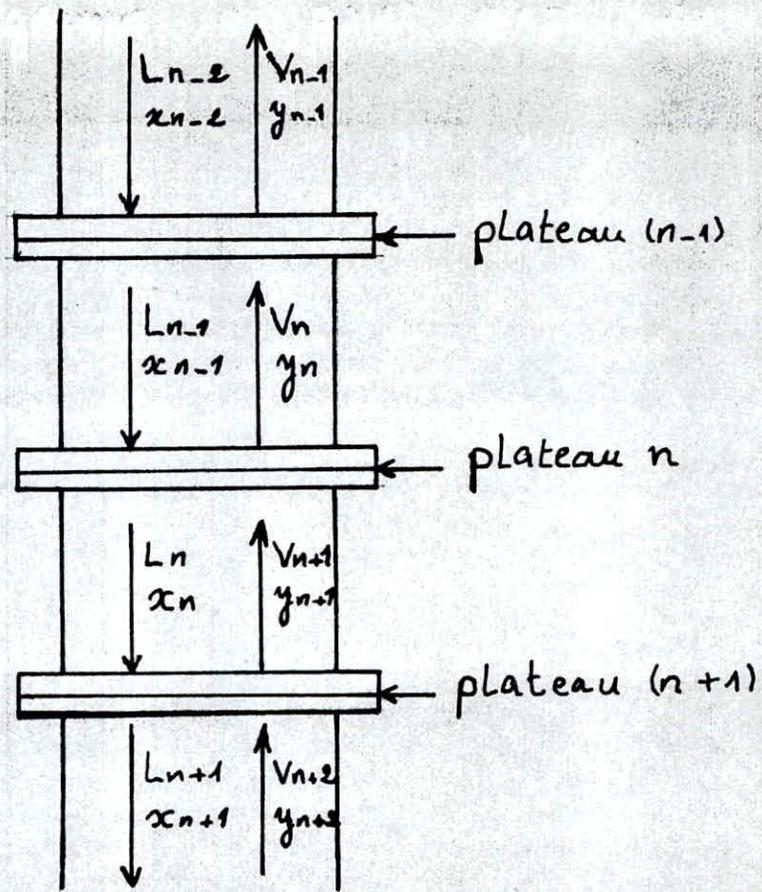


Figure 7. Cascade de plateaux idéaux

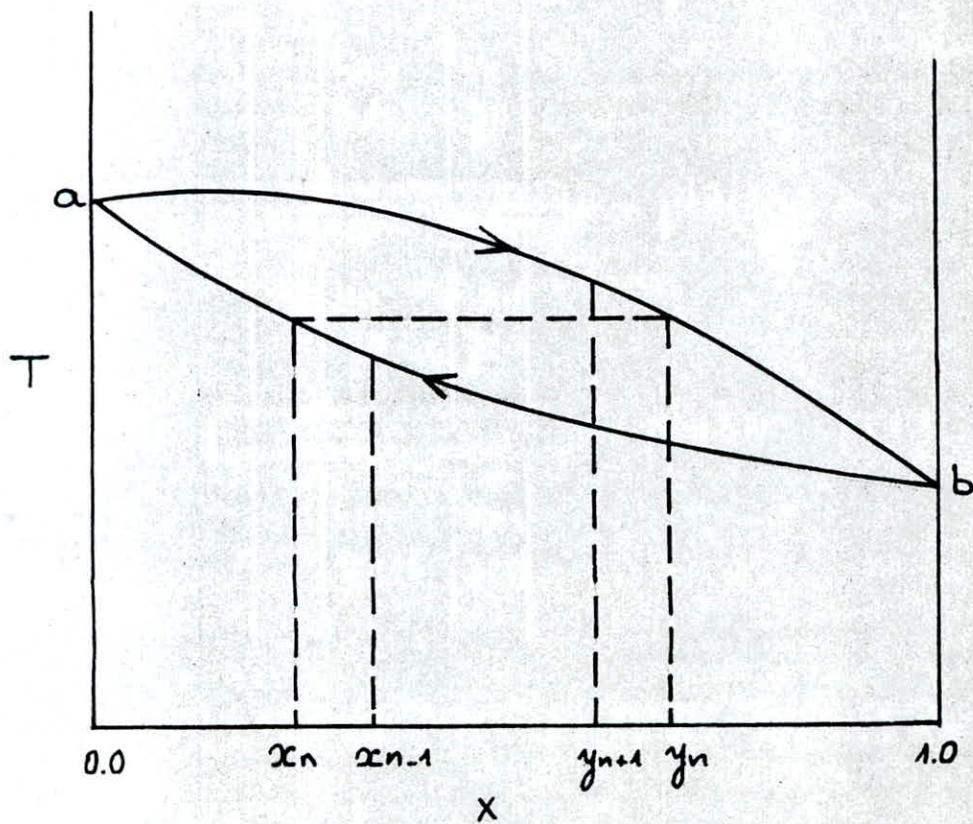


Figure 8. Diagramme du point d'ébullition

Alors que les courants quittant le plateau sont en équilibre, ceux qui y entrent ne le sont pas.

Quand la vapeur du plateau $(n+1)$ et le liquide du plateau $(n-1)$ sont en contact intime, leurs concentrations tendent vers un état d'équilibre.

Une quantité du composant A est vaporisée, donc diminution de la concentration de x_{n-1} à x_n et une quantité du composant le moins volatil B est condensée, donc augmentation de la concentration de y_{n+1} à y_n .

Tant que les liquides sont à leur point d'ébullition et les vapeurs à leur point de rosée, la chaleur nécessaire pour vaporiser le composant A doit être compensée par celle dégagée dans la condensation du composant B.

Chaque plateau dans la cascade agit comme un appareil d'échange où le composant A est transféré vers la vapeur et le composant B vers la phase liquide.

Et, tant que la concentration de A dans le liquide et dans la vapeur augmente avec la hauteur de la colonne, la température diminue et la température du plateau n est supérieure à celle du plateau $(n-1)$ et inférieure à celle du plateau $(n+1)$.

I_3_BILANS DE MATIERE ET DE CHALEUR :

I_3_1_BILAN DE MATIERE POUR LES SYSTEMES BINAIRES :

voir la figure - 9 -

$$\text{Bilan total : } F = D + B \quad (3)$$

$$\text{Bilan en composant A : } F x_f = D x_d + B x_b \quad (4)$$

L'élimination de B de ces deux équations donne :

$$D/F = (x_f - x_b)/(x_d - x_b) \quad (5)$$

L'élimination de D donne :

$$B/F = (x_d - x_f)/(x_d - x_b) \quad (6)$$

(5) et (6) sont vraies pour toute valeur de débit vapeur et liquide dans la colonne.

L'écoulement net montant = la différence d'écoulement du composant A (montée - descente).

$$D = U_a - L_a \quad (7)$$

La différence des écoulements de vapeur et de liquide, n'importe où dans la section de rectification est aussi égale à D .

Enveloppe I (FIGURE-9) :

$$D = U_{n+1} - L_n \quad (8)$$

==> D est l'écoulement net sortant de la section rectification de la colonne

Malgré les variations de U et de L , leur différence est constante et égale à D .

Un bilan similaire sur A donne :

$$D x_d = U_a y_a - L_a x_a = U_{n+1} y_{n+1} - L_n x_n \quad (9)$$

La quantité $D x_d$ est l'écoulement net sortant du composant A dans la section rectification de la colonne. Elle est constante.

Dans la section d'épuisement, l'écoulement net sortant est aussi constant mais les écoulements sont de directions opposées.

$$B = L_b - U_b = L_n - U_{n+1} \quad (10)$$

$$B x_b = L_b x_b - U_b y_b = L_n x_n - U_{n+1} y_{n+1} \quad (11)$$

(n est utilisé à la place de n pour désigner un plateau général dans la section épuisement).

I_3_2 DROITES OPERATOIRES :

Parce qu'il y'a deux sections dans la colonne, il y'a aussi deux lignes opératoires, une pour la section rectification et une autre pour la section épuisement.

Considérons la section de rectification ,

$$y_{n+1} = (L_n/U_{n+1}) x_n + ((U_a y_a - L_a x_a)/U_{n+1}) \quad (12)$$

La substitution de $(U_a y_a - L_a x_a)$ de l'équation (9) donne :

$$y_{n+1} = (L_n/U_{n+1}) x_n + D x_d/U_{n+1} \quad (13)$$

La pente de la droite est définie par l'équation (13), c'est le rapport de l'écoulement liquide à celui de la vapeur.

Il convient de remplacer U_{n+1} de l'équation (13) par l'équation (8), donc

$$y_{n+1} = (L_n/(L_n+D)) x_n + D x_d / (L_n+D) \quad (14)$$

Pour la section épuisement, le bilan pour l'enveloppe II (figure-9) donne :

$$U_{n+1} y_{n+1} = L_n x_n - B x_b \quad (15)$$

Sous différente forme, on a :

$$y_{n+1} = (L_n/U_{n+1}) x_n - B x_b/U_{n+1} \quad (16)$$

C'est l'équation de la droite opératoire pour la section épuisement.

La pente est le rapport de l'écoulement liquide à l'écoulement vapeur.

En éliminant U_{n+1} de l'équation (16) par l'équation (10), on a :

$$y_{n+1} = (L_n/(L_n-B)) x_n - B x_b/(L_n-B) \quad (17)$$

I_3_3 BILAN DE CHALEUR POUR LES SYSTEMES BINAIRES :

Considérons un bilan pour le système entier (figure-9).

En plus des quantités vues sur la figure, soient H_f , H_d et H_b les enthalpies spécifiques de l'alimentation, le distillat et le résidu respectivement.

Pour le système entier, on a :

$$F H_f + q_r = D H_d + B H_b + q_c \quad (18)$$

Quand l'alimentation est à son point d'ébullition, $H_d < H_f < H_b$ et

$$F H_f = D H_d + B H_b$$

ce qui fait que la quantité de chaleur nécessaire au niveau du rebouilleur, q_r , est pratiquement égale à celle dégagée au niveau du condenseur, q_c .

I_3_4_ BILAN ENTHALPIQUE DANS LES SECTIONS RECTIFICATION ET EPUISEMENT:

En se référant à la figure-9 ,

soit $H_{y,n+1}$ l'enthalpie spécifique de la vapeur provenant du plateau (n+1) et $H_{x,n}$, l'enthalpie spécifique du liquide quittant le plateau n.

Le bilan enthalpique pour la section à l'intérieur de l'enveloppe I est :

$$U_{n+1} H_{y,n+1} = L_n H_{x,n} + D H_d + q_c \quad (19)$$

Une forme alternée est obtenue par l'élimination de q_c , utilisant la relation :

$$q_c = U_a H_{y,a} - L H_d - D H_d \quad (20)$$

$$U_{n+1} H_{y,n+1} = L_n H_{x,n} + U_a H_{y,a} - L H_d \quad (21)$$

(Le reflux est supposé être à la même température que le distillat)

Si une valeur de x_n est choisie, $H_{x,n}$ est obtenue à partir d'un diagramme enthalpie-concentration, ou est calculée à partir de la chaleur spécifique moyenne et du point de bulle.

La valeur de $H_{y,n+1}$ dépend de y_{n+1} , qui n'est connue que quand les droites opératoires sont représentées sur le diagramme de MCCABE et THIELE ou des valeurs de U_{n+1} et L_n spécifiées pour l'équation de la droite opératoire.

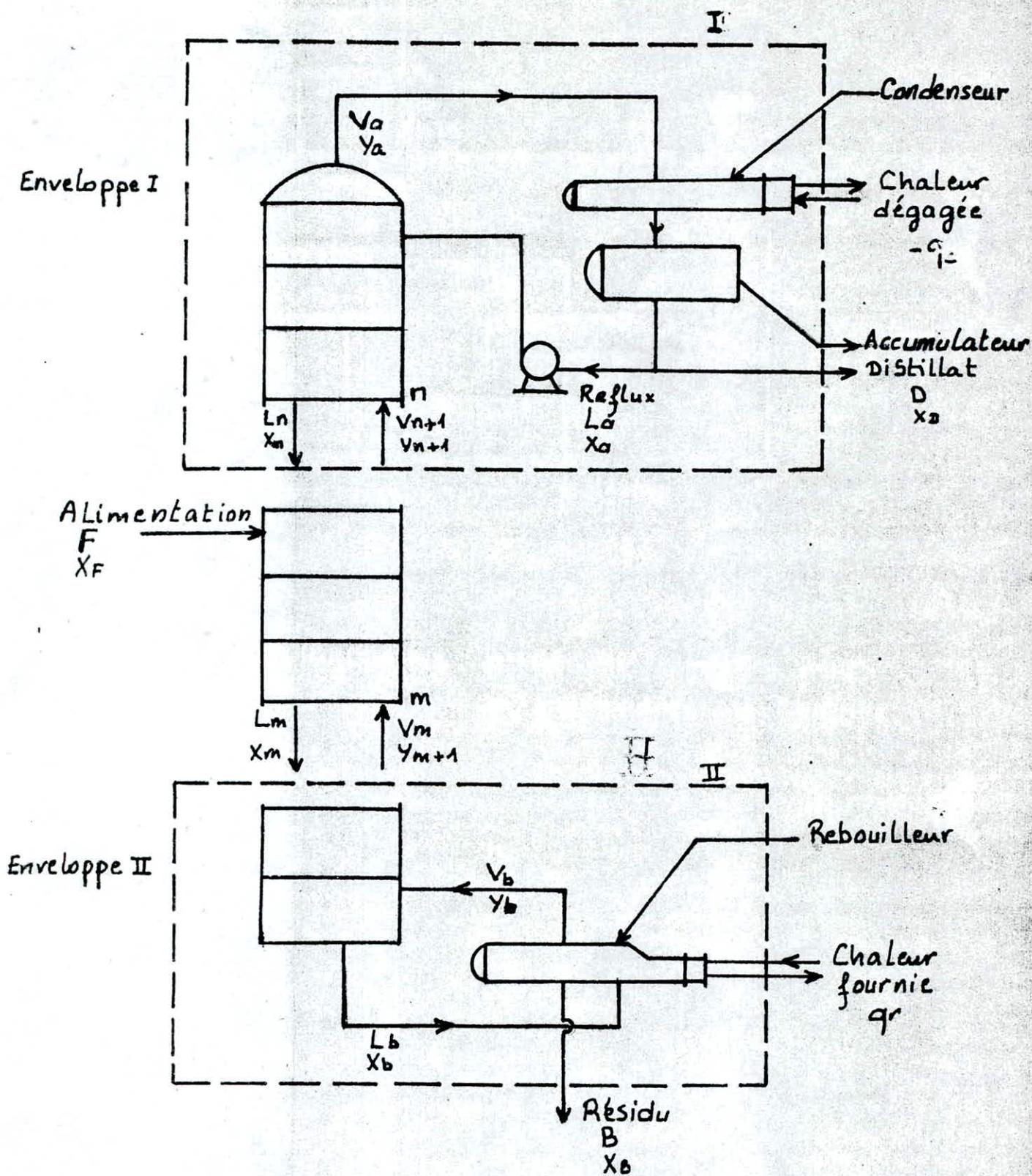


Figure 9. Diagramme bilan de matière pour une colonne de fractionnement continue

Pour un calcul plateau par plateau, les valeurs correspondant au plateau prévu, U_{n+1} et L_{n+1} dans les calculs de y_{n+1} à partir de l'équation (11).

Bilan enthalpique pour l'enveloppe II (figure-9);

$$U_{n+1} H_{y,n+1} = L_n H_{x,n} + q_r - B H_b \quad (22)$$

$$y_{n+1} = (L_n/U_{n+1}) x_n - (B/U_{n+1}) x_b \quad (23)$$

$$L_n = U_{n+1} + B \quad (24)$$

En suivant la même approche que précédemment, une valeur de x_n est choisie et y_{n+1} est calculée par l'équation (14), en utilisant L_b et U_b pour approximer L_n et U_{n+1} . Donc U_{n+1} est calculé à partir de l'équation (13) en utilisant les enthalpies spécifiques $H_{x,n}$ et $H_{y,n+1}$ et en substituant $(U_{n+1} + B)$ par L_n .

I_4 ANALYSE DES COLONNES PAR LA METHODE DE McCABE ET THIELE :

Quand les droites opératoires représentées par les équations (14) et (17) sont représentées sur le diagramme x-y, la construction étape par étape de McCABE_THIELE peut être utilisée pour calculer le nombre de plateaux théoriques nécessaires pour accomplir une différence de concentration définie dans la colonne.

Le bilan enthalpique est nécessaire dans le cas général pour déterminer la position de la droite opératoire.

- débit molaire constant :

Pour la plupart des distillations, les débits molaires de vapeur et de liquide sont pratiquement constants dans chaque section de la colonne, et les lignes opératoires sont droites.

Le changement en enthalpie des courants liquide et vapeur et de chaleur perdue par la colonne nécessite un apport supplémentaire de

vapeur formée au bas de la colonne, donc le rapport molaire de vapeur au bas de la colonne à celui au sommet est pratiquement égal à 1.0.

Dans le dimensionnement des colonnes, le concept de débit molaire constant est généralement utilisé, c'est à dire simplement que dans les équations (8) et (17), $n, n+1, n-1, m, m+1$ et $m-1$ (dans L et U) peuvent varier.

Dans ce modèle simplifié, les équations de bilan de matière sont linéaires et les lignes opératoires sont droites.

Une droite opératoire peut être représentée si les coordonnées de deux points sont connues. Donc la méthode de McCABE_THIELE est utilisée sans bilan de chaleur.

I_4_1 TAUX DE REFLUX :

L'analyse de colonnes de fractionnement est facilitée par l'utilisation d'une quantité dite taux de reflux.

.section rectification :

$$R_d = L/D = (U-D)/D \quad \text{et} \quad R_u = L/U = L/(L+D) \quad (25)$$

Généralement, c'est R_d qui est utilisé.

Si le numérateur et le dénominateur des termes de la droite de l'équation (14) sont divisés par D, le résultat pour un écoulement constant est :

$$y_{n+1} = (R_d/(R_d+1)) x_n + x_d/(R_d+1) \quad (26)$$

L'équation (26) est l'équation de la ligne opératoire pour la section rectification.

L'ordonnée à l'origine de cette droite est $x_d/(R_d+1)$.

Quand $x_n = x_d$, $y_{n+1} = x_n$, (~~donc~~) la droite opératoire pour la section rectification et la diagonale ont un point commun, (x_d, x_d) .

I.4.2. CONDENSEUR ET PLATEAU AU SOMMET

La construction de MCCABE-THIELE pour le plateau au sommet dépend de l'action du condenseur.

L'arrangement le plus simple pour obtenir un reflux et un distillat liquides, et un qui est fréquemment utilisé est le condenseur total, donné par la figure-10-b, qui condense toute la vapeur de la colonne et fournit aussi bien le reflux que le distillat.

Dans ce cas, la concentration de la vapeur dans le premier plateau est égale à celle du distillat et à celle du reflux et est notée x_d .

Le point d'intersection de la droite opératoire et de la diagonale est donc (x_d, x_d) .

Le triangle abc sur la figure-11-a représente alors le premier plateau.

Dans le cas de l'utilisation d'un condenseur partiel, le reflux liquide n'a pas la même composition que le distillat, $x_c \neq x_d$.

Parfois, deux condenseurs sont utilisés en série, en premier, un condenseur partiel pour fournir le reflux, puis un condenseur pour fournir le distillat liquide.

Le triangle a'b'c' de la figure-11-b représente le premier plateau dans la colonne.

Tant que la vapeur quittant le condenseur partiel est normalement en équilibre avec le liquide condensé, la composition de la vapeur y' est la valeur de la courbe d'équilibre où l'abscisse est x_c comme sur la figure-11-b.

Le condenseur partiel représenté par le triangle aba' sur la figure-11-b est équivalent à un étage théorique en plus, dans l'appareil de distillation.

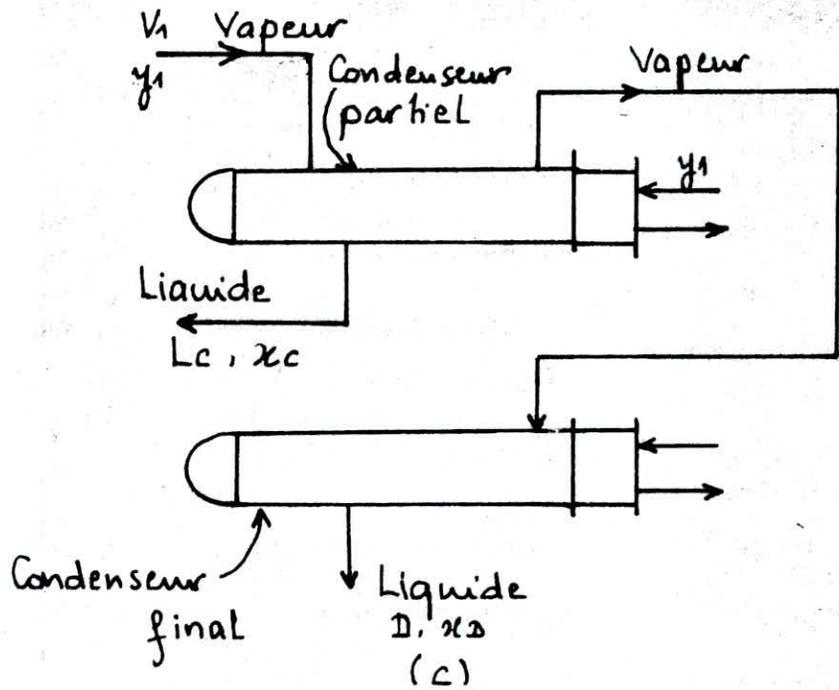
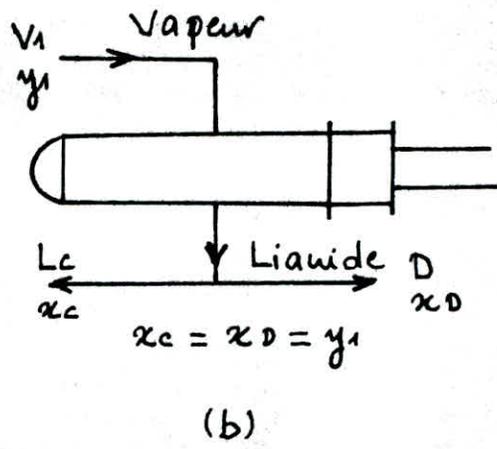
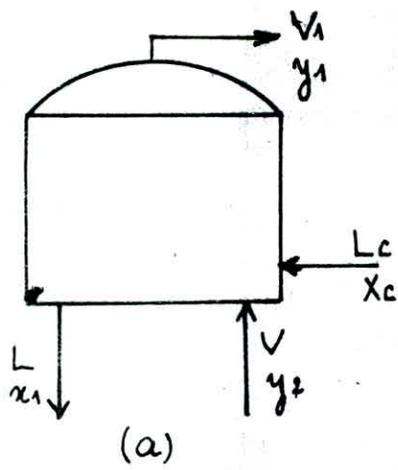


Figure 10 - (a) Plateau au sommet.
 (b) Condenseur total.
 (c) Condenseurs en série.

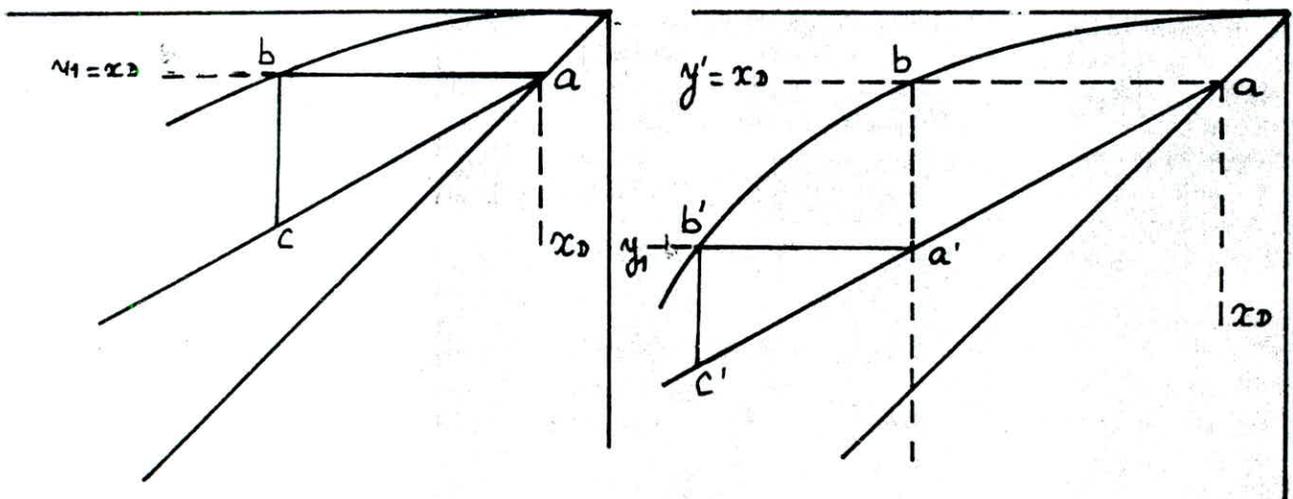


Figure 11 - Construction graphique pour le plateau au sommet.
 (a) Condenseur total
 (b) Condenseur partiel et condenseur final

I_4_3_ REBOUILLEUR ET PLATEAU DE LA BASE :

L'action au bas de la colonne est analogue à celle au sommet de la colonne.

Donc l'équation (17) écrite pour un débit molaire constant devient:

$$y_{m+1} = \left(\frac{\bar{L}}{\bar{L}-B}\right) x_m - \left(\frac{B}{\bar{L}-B}\right) x_b \quad (27)$$

Si $x_m = x_b$ dans l'équation (29), y_{m+1} sera aussi égal à x_b , la droite opératoire pour la section épuisement et la diagonale se couperont au point (x_b, x_b) .

Ceci est vrai, sans tenir compte du type de rebouilleur utilisé, la droite opératoire peut être construite en utilisant le point (x_b, x_b) et la pente $\bar{L}/(\bar{L}-B)$.

Le diagramme de bilan de matière pour le plateau de la base et le rebouilleur est montré sur la figure-12.

Le point le plus bas de la droite opératoire pour la colonne est lui même le point pour le plateau le plus bas (x_b, y_v) où x_b et y_v sont les concentrations dans le liquide quittant ce même plateau et dans la vapeur venant du rebouilleur.

Malgré cela, la droite opératoire et la diagonale se coupent au point (x_b, x_b) .

Dans le type commun au rebouilleur montré sur la figure-12, la vapeur quittant le rebouilleur est en équilibre avec le liquide (résidu) quittant la colonne.

Alors x_b et y_v sont les coordonnées d'un point de la courbe d'équilibre et le rebouilleur agit comme un plateau idéal.

Sur la figure-13 est montrée la construction graphique pour le rebouilleur (triangle cde) et le plateau de la base (triangle abc).

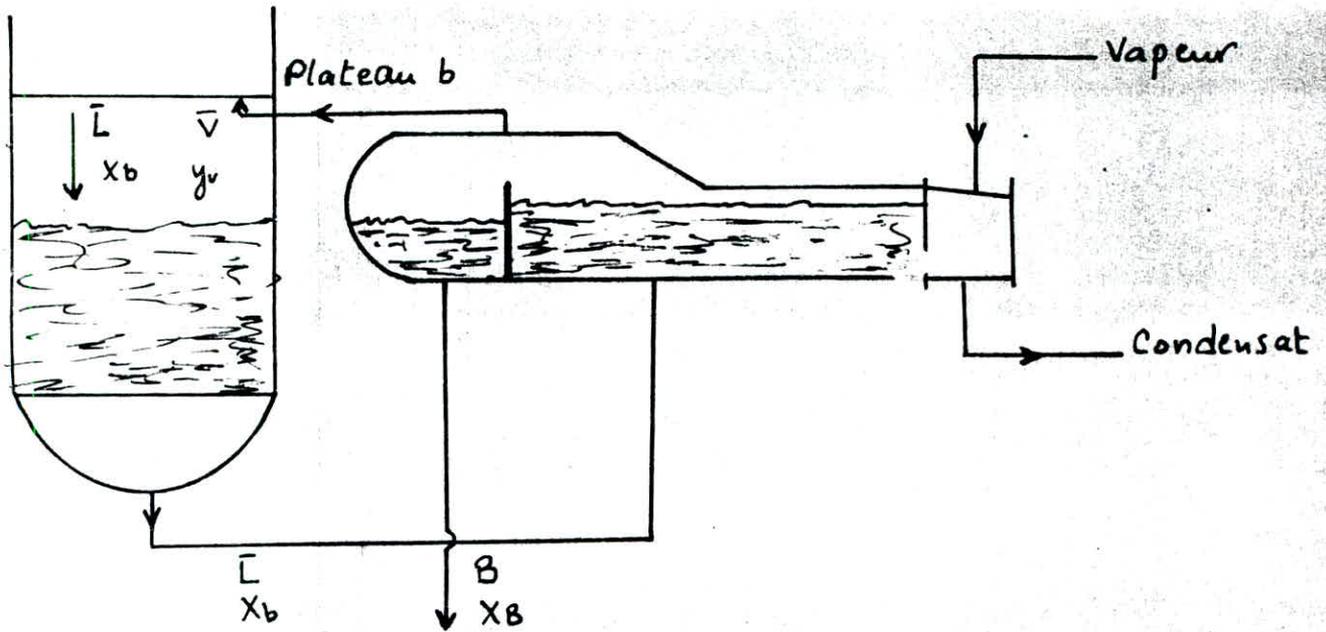


Figure -12- Diagramme bilan de matière pour le plateau du bas et le rebouilleur

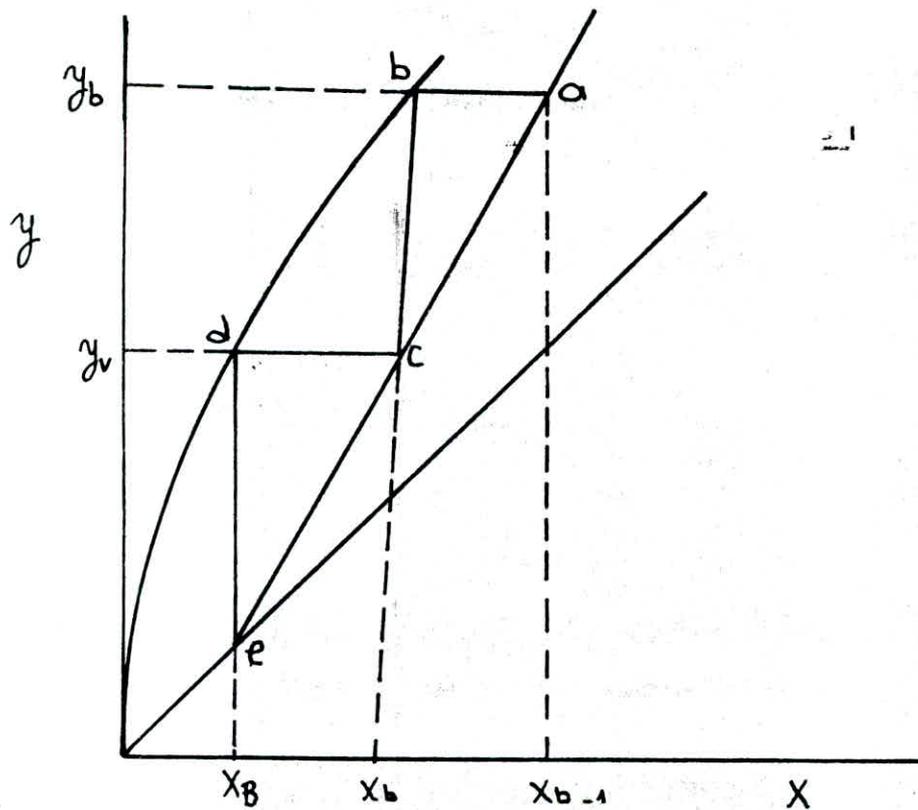


Figure -13- Triangle cde, rebouilleur.
Triangle abc, plateau du bas.

I_4_4 PLATEAU D'ALIMENTATION :

Au plateau où l'alimentation est admise, le taux de liquide ou de vapeur ou les deux, peuvent varier, dépendant de la condition thermique de l'alimentation.

La figure-14 montre schématiquement les courants liquide et vapeur dans et en dehors du plateau d'alimentation pour diverses conditions thermiques:

. La figure-14-a montre que : Le liquide de l'alimentation (influx) est froid, une partie de la vapeur se condense ==> la quantité de liquide augmente dans la section d'épuisement et la quantité de vapeur diminue dans la section rectification.

. La figure-14-b montre que : Le liquide de l'alimentation est à son point d'ébullition ==> $U = \bar{U}$ et $\bar{L} = F + L$.

. La figure-14-c montre que : Une partie de l'alimentation est sous forme de vapeur. La quantité liquide de l'alimentation devient une partie de L et la quantité vapeur devient une partie de U .

. La figure-14-d montre que : L'alimentation est une vapeur saturée, elle devient donc entièrement partie de U ==> $L = \bar{L}$ et $U = F + \bar{U}$.

. La figure-14-e montre que : L'alimentation est une vapeur surchauffée, une partie du liquide de la section rectification est vaporisée pour ramener l'alimentation à l'état de vapeur saturée. Alors la vapeur dans la section rectification consiste en :

- (1) La vapeur de la section épuisement.
- (2) L'alimentation.
- (3) Les moles vaporisées pour refroidir l'alimentation.

Le débit liquide dans la section épuisement est inférieur à celui dans la section rectification par la formation de la vapeur.

Les 5 types d'alimentation peuvent être caractérisés par l'utilisation d'un seul facteur noté q et défini comme étant le nombre de moles de liquide dans la section épuisement qui résulte de l'alimentation.

Ainsi, q a les limites numériques suivantes pour les diverses conditions :

- . Liquide froid : $q > 1$
- . Alimentation à son point d'ébullition (liquide saturé) : $q = 1$
- . Alimentation partiellement vaporisée : $0 < q < 1$
- . Alimentation à son point de rosée (vapeur saturée) : $q = 0$
- . Vapeur surchauffée : $q < 0$

Si l'alimentation est un mélange liquide-vapeur, q est la fraction de liquide.

Ainsi, l'alimentation peut être produite par une opération d'équilibre flash $\Rightarrow q = 1 - f$ où f est la fraction du courant original vaporisé dans le flash.

La valeur de q pour le liquide d'alimentation froid est trouvée à partir de l'équation :

$$q = 1 + C_{pl} (T_b - T_f) / \lambda \quad (28)$$

Pour une vapeur surchauffée, l'équation est :

$$q = -C_{pv} (T_f - T_d) / \lambda \quad (29)$$

où C_{pl} , C_{pv} sont les chaleurs spécifiques du liquide et de la vapeur respectivement.

T_f est la température de l'alimentation.

T_b, T_d sont les points de bulle et de rosée de l'alimentation.

λ est la chaleur latente de vaporisation.

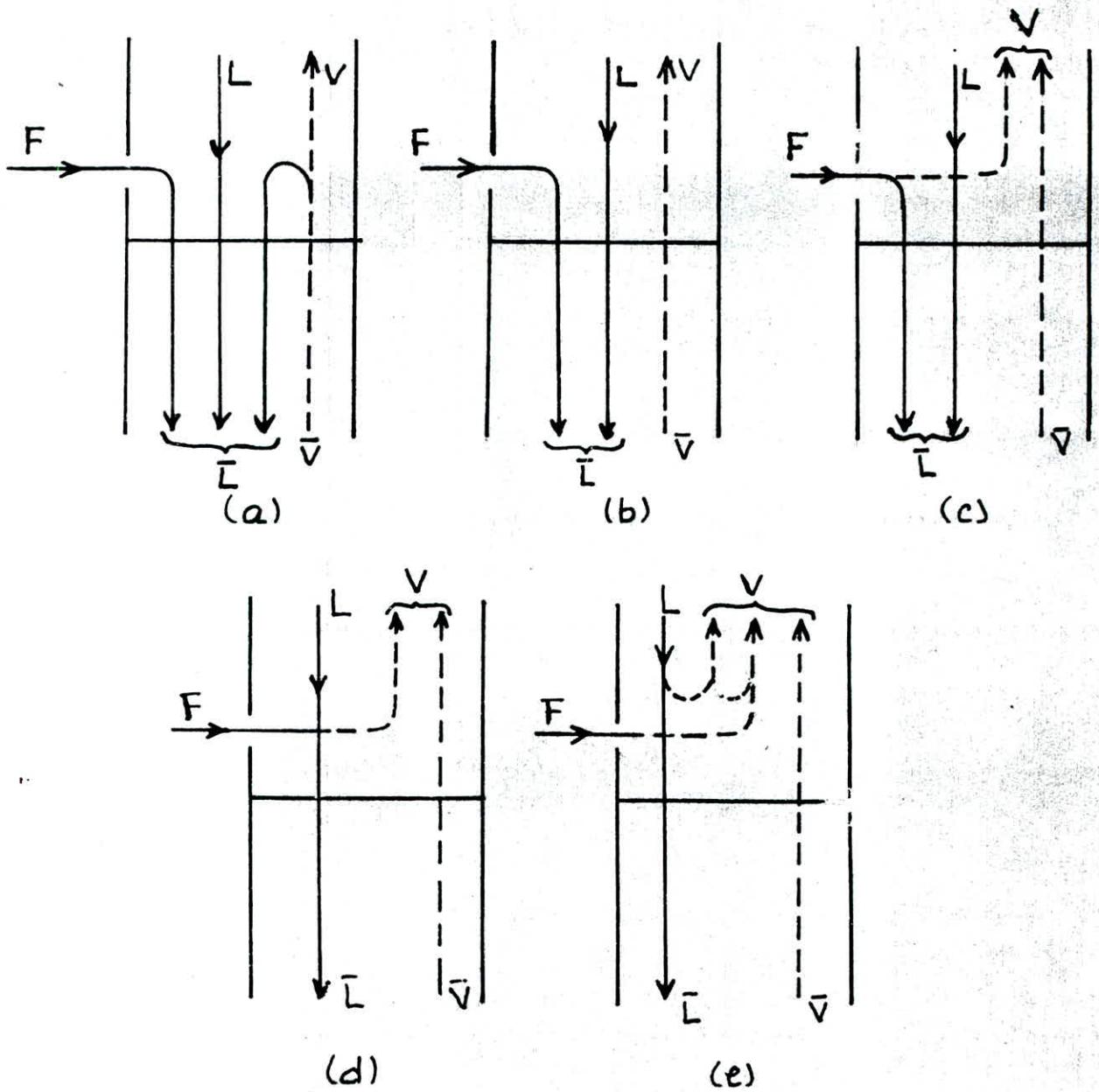


Figure 14. Plateau d'alimentation pour diverses conditions thermiques

- (a) Liquide froid.
- (b) Liquide saturé.
- (c) Mélange liquide-vapeur.
- (d) Vapeur saturée.
- (e) Vapeur surchauffée.

I_4_5_ DROITE D'ALIMENTATION :

La valeur de q obtenue par les équations (28) et (29) peut être utilisée avec le bilan de matière pour trouver l'emplacement de tous les points de l'intersection des droites opératoires.

La contribution du courant d'alimentation pour l'influx liquide est $q F \Rightarrow$ le débit total de reflux dans la section épaulement est :

$$\bar{L} = L + q F \quad \Rightarrow \quad \bar{L} - L = q F \quad (30)$$

Tandis que la contribution du courant d'alimentation pour l'influx vapeur est $F(1-q)$ et donc le débit total de vapeur dans la section rectification est :

$$U = \bar{U} + (1-q) F \quad \Rightarrow \quad U - \bar{U} = (1-q) F \quad (31)$$

Pour des débits molaires constants, ces équations de bilan de matière pour les deux sections sont :

$$U y_n = L x_{n+1} + D x_d \quad (32)$$

$$\bar{U} y_m = \bar{L} x_{m+1} - B x_b \quad (33)$$

Pour localiser le point où les droites opératoires se coupent, soient $y_n = y_m$ et $x_{n+1} = x_{m+1}$ et soustrayons l'équation (33) de l'équation (32),

$$y (U - \bar{U}) = (L - \bar{L}) x + D x_d + B x_b \quad (34)$$

De l'équation (4), les deux termes de l'équation (34) peuvent être remplacés par $F x_f$. Après substitution de $L - \bar{L}$ de l'équation (30) et de $U - \bar{U}$ de l'équation (31) et simplification, le résultat est :

$$y = -(q/(1-q)) x + x_f/(1-q) \quad (35)$$

L'équation (35) représente une droite dite droite ou ligne de l'alimentation, au niveau de laquelle toutes les intersections des droites opératoires doivent converger vers un même point.

La position de la droite dépend seulement de x_f et de q .

La pente de la droite d'alimentation est $-q/(1-q)$, et, comme il peut être démontré par substitution de x par y dans l'équation (35) et après simplification, la droite coupe la diagonale en $x = x_f$ (figure-15).

I_4_6_ CONSTRUCTION DES DROITES OPERATOIRES *

La méthode la plus simple de représentation des droites opératoires est :

(1) Localiser la droite d'alimentation;

(2) Calculer l'ordonnée à l'origine $x_d/(R_d+1)$, et tracer cette droite à partir du point (x_d, x_d) ;

(3) Représenter la droite opératoire section épuisement de (x_b, x_b) à l'intersection de la droite opératoire section rectification et de la droite d'alimentation.

Sur la figure-15 sont représentées les droites opératoires pour divers types d'alimentation en supposant que x_f , x_d , x_b , L et D constants.

Les droites d'alimentation correspondantes sont représentées sur la même figure.

Si l'alimentation est un liquide froid, les pentes de la droite d'alimentation sont ascendantes vers la droite.

Si l'alimentation est un liquide saturé, la droite d'alimentation est verticale.

Si l'alimentation est un mélange liquide-vapeur, les pentes de la droite d'alimentation sont ascendantes vers la gauche et la pente est la valeur négative du rapport du liquide à la vapeur.

Si l'alimentation est une vapeur saturée, la droite d'alimentation est horizontale.

Si l'alimentation est une vapeur surchauffée, les pentes de la droite d'alimentation sont descendantes vers la gauche.

I_4_7_ LOCALISATION DU PLATEAU D'ALIMENTATION :

Après la représentation des droites opératoires, le nombre de plateaux théoriques est trouvé en utilisant la construction étape par étape comme montre sur la figure-16.

La construction peut commencer aussi bien par le bas de la section épuisement que par le sommet de la section rectification.

Dans ce qui suit, la construction commence par le haut et un condenseur total est utilisé.

Quand l'intersection des droites opératoires approche, il faut décider quand les étapes doivent être transférées de la droite section rectification à la droite section épuisement.

Le changement doit être fait de manière à ce que l'enrichissement maximal par plateau soit obtenu et à ce que le nombre de plateaux soit le plus petit possible.

I_4_8_ NOMBRE MINIMUM DE PLATEAUX :

La pente de la droite opératoire section rectification est $R_d/(R_d+1)$, la pente augmente tant que le taux de reflux augmente, jusqu'à ce que quand R_d tend vers l'infini, $U=L$ et la pente = 1

Les droites opératoires alors coïncident avec la diagonale. Cette condition est appelée reflux total. A reflux total, le nombre de plateaux est minimal. Toute la vapeur est condensée et retourne dans la colonne comme reflux.

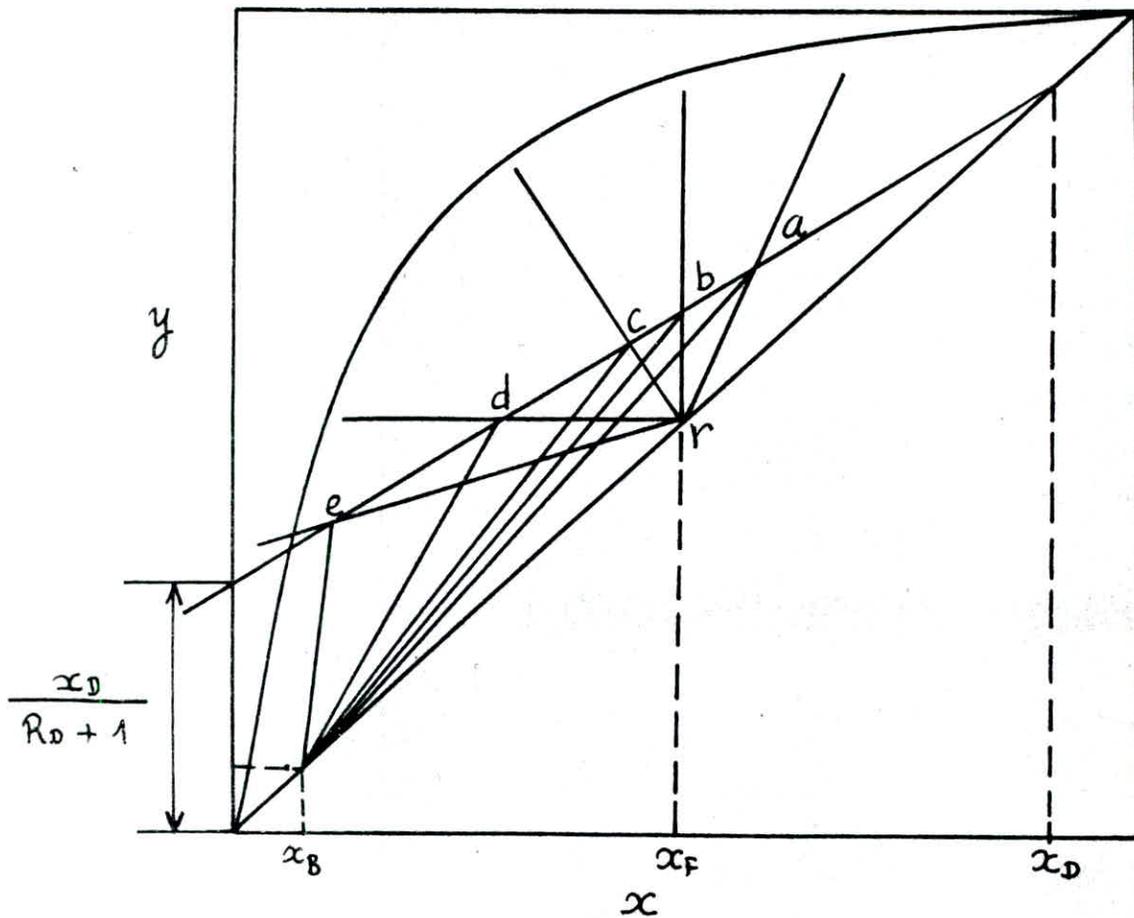


Figure-15- Droites opératoires pour divers types d'alimentation

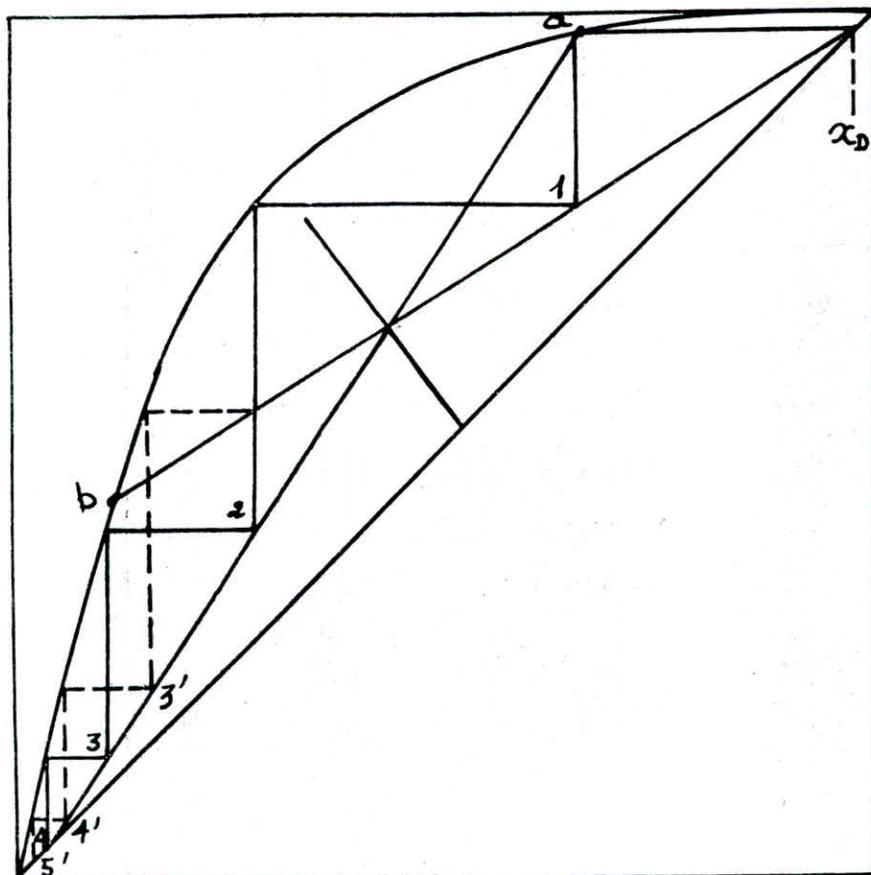


Figure-16- Construction étape par étape

Le reflux total représente un cas limite dans l'opération de colonnes de fractionnement.

Le nombre minimal de plateaux requis pour une séparation donnée peut être trouvée par la construction étape par étape sur un diagramme $x-y$ entre les compositions x_d et x_b , en utilisant la diagonale comme droite opératoire pour les deux sections de la colonne (figure-17).

I_4_9_ REFLUX MINIMAL :

À n'importe quel reflux inférieur au reflux total, le nombre de plateaux nécessaires pour une séparation donnée est plus grand qu'à reflux total et augmente continuellement tant que le taux de reflux diminue.

Quand le taux de reflux devient petit, le nombre de plateaux devient très grand et à un minimum défini, dit taux de reflux minimum, le nombre de plateaux devient infini.

Toutes les colonnes actuelles produisant une quantité finie de distillat et de résidu doivent opérer à taux de reflux compris entre le minimum pour lequel le nombre de plateaux est infini, et l'infini pour lequel le nombre de plateaux est minimal.

Si (L/D) est le taux de reflux et $(L/D)_{\min}$ est le taux de reflux minimal;

$$(L/D)_{\min} < L/D < \infty \quad (36)$$

Le taux de reflux minimal peut être trouvé en suivant le mouvement des droites opératoires tant que le reflux est réduit.

Sur la figure-18, les droites opératoires coïncident avec la diagonale afb , à reflux total.

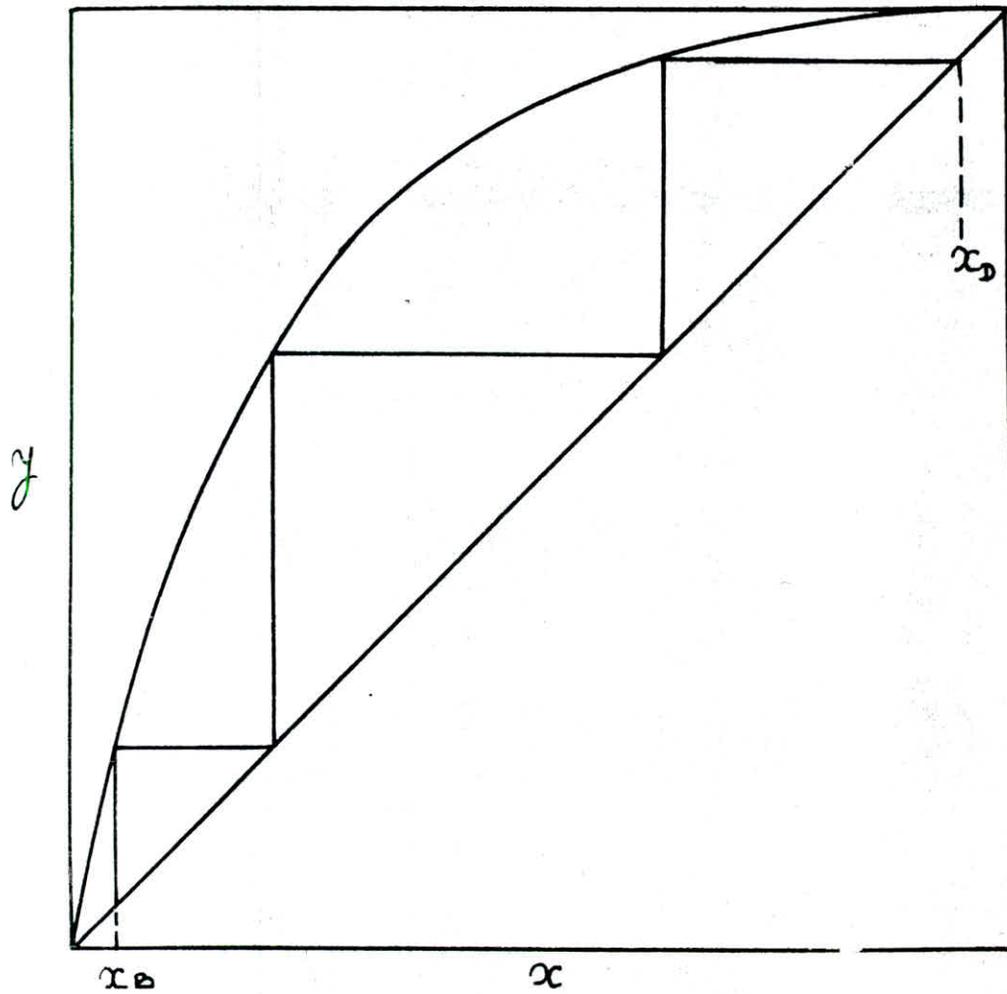


Figure- 17- Construction étape par étape
pour un nombre de plateaux
minimal

Pour une opération actuelle, les droites ae et eb sont les droites opératoires typiques.

Tant que le taux de reflux est réduit, l'intersection des droites opératoires se déplace le long de la droite d'alimentation vers la courbe d'équilibre, l'aire disponible sur le diagramme pour les étapes rétrécit et le nombre d'étapes augmente.

Quand une ou toutes les droites opératoires touchent la courbe d'équilibre, le nombre d'étapes nécessaires pour parcourir le point de contact devient infini.

Le taux de reflux correspondant à cette situation est, par définition, le taux de reflux minimal.

Pour une courbe d'équilibre du type normal, qui est entièrement concave vers le bas, le point de contact, à reflux minimal, des courbes opératoires et d'équilibre est à l'intersection de la droite d'alimentation avec la courbe d'équilibre, comme le montrent les droites ad et db sur la figure-18.

Une nouvelle diminution du reflux mène l'intersection des droites opératoires à l'extérieur de la courbe d'équilibre, comme il est montré par les droites agc et cb.

Donc, même un nombre de plateaux infini ne peut pas dépasser le point g, et le taux de reflux pour cette condition est inférieur au minimum. La pente de la droite opératoire ad de la figure-18 est telle que la droite passe par les points (x^*, y^*) et (x_d, x_d) où x^* et y^* sont les coordonnées de l'intersection de la droite d'alimentation et de la courbe d'équilibre.

Soit R_{dm} le taux de reflux minimal ==>

$$R_{dm} / (R_{dm} + 1) = (x_d - y^*) / (x_d - x^*)$$

$$\text{ou } R_{dm} = (x_d - y^*) / (y^* - x^*) \quad (37)$$

L'équation (37) ne peut pas être appliquée à tous les systèmes.

Ainsi, si la courbe d'équilibre a une concavité vers le haut, la courbe éthanol-eau montrée sur la figure-19 en est un exemple.

Il est clair que la droite section rectification touche en premier la courbe d'équilibre entre les abscisses x_f et x_d et la droite ac correspondant au reflux minimal. La droite ab est représentée pour un reflux inférieur au reflux minimal, même si elle coupe la droite d'alimentation en dessous le point (x^*, y^*) .

Dans une telle situation, le taux de reflux minimal doit être calculé à partir de la pente de la droite opératoire ac qui est tangente à la courbe d'équilibre.

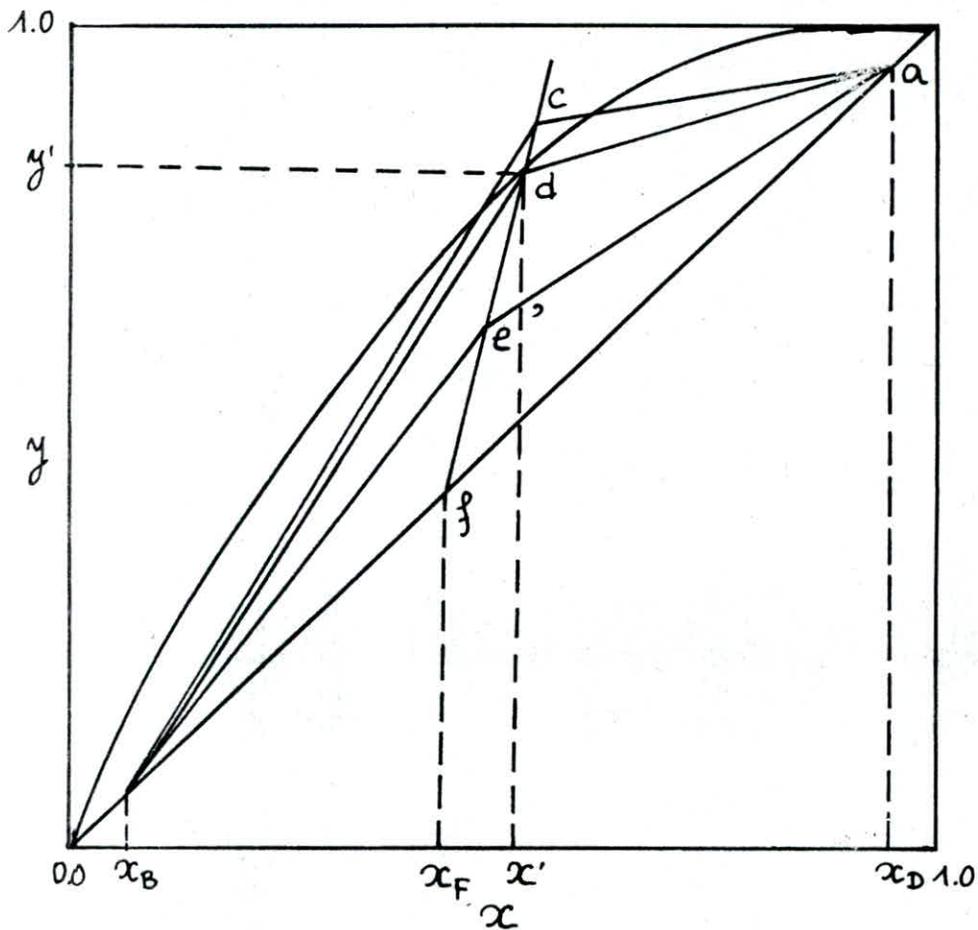


Figure - 18 -

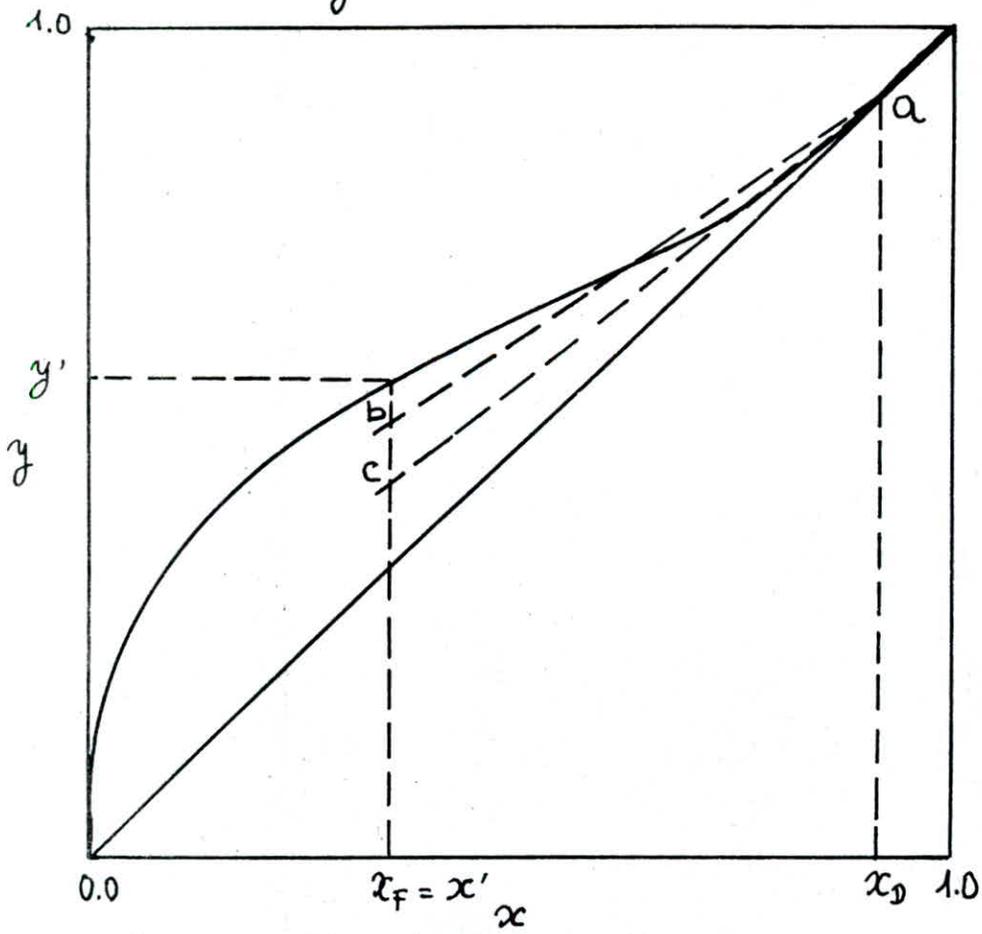


Figure - 19 - Système éthanol-eau.

I_5_ ANALYSE DES COLONNES PAR LA METHODE DE PONCHON ET SAUARIT :

Les problèmes de distillation de mélanges binaires peuvent être résolus graphiquement de manière rigoureuse en utilisant le diagramme enthalpie-concentration.

La méthode de McCABE_THIELE utilise seulement les relations d'équilibre de bilan de matière pour approximer la séparation de deux composés dans une colonne de distillation.

L'utilisation du diagramme enthalpie-concentration pour résoudre les problèmes de distillation binaire fut à l'origine proposée par PONCHON et SAUARIT.

I_5_1_ EQUATIONS DE BILAN MATIERE ET CHALEUR :

Comme il a été vu précédemment,

$$F = D + B$$

$$F x_f = D x_d + B x_b$$

$$F h_f + q_r = D h_d + B h_b + q_c$$

où q_r est l'énergie totale fournie au rebouilleur et q_c est l'énergie totale dégagée par le condenseur.

$$\text{En posant} \quad = \quad Q_d = q_c/D \quad (38)$$

$$\text{et} \quad Q_B = q_r/B \quad (39)$$

Le bilan enthalpique total peut être écrit à présent comme :

$$F h_f = D (h_d + Q_d) + B (h_b - Q_b) \quad (40)$$

$$\text{où} \quad F h_f = \Delta_d + \Delta_b \quad (41)$$

où Δ_d a les coordonnées $(x_d, h_d + Q_d)$ et Δ_b a les coordonnées $(x_b, h_b - Q_b)$.

L'équation (41) est représentée sur la figure-20 comme une ligne droite.

Toutes les paires de courants de passage à l'intérieur de la colonne peuvent être reliées aux points représentant Δd et Δb . Le bilan enthalpique pour l'enveloppe I est :

$$U_n H_n = L_{n+1} h_{n+1} + D h_d + q_c$$

ou $U_n H_n - L_{n+1} h_{n+1} = D (h_d + Q_d) = \Delta d$ (42)

L'équation (42) montre que Δd est le point de différence pour toutes les paires de courants de passage.

Le point qui représente l'écoulement de l'étage (n+1) a les coordonnées (x_{n+1}, h_{n+1}) sur la courbe du liquide saturé.

De même, la vapeur provenant de l'étage n a les coordonnées (y_n, H_n) qui définit un point sur la courbe de la vapeur saturée.

Toutes les paires de courants de passage dans la section épuisement sont reliées au point Δb de façon similaire. Le bilan enthalpique pour l'enveloppe II sur la figure- 9 est :

$$L_{n+1} h_{n+1} = U_n H_n + B h_b + q_r$$

ou $L_{n+1} h_{n+1} - U_n H_n = B (h_b - Q_b) = \Delta b$ (43)

Les points représentant L_{n+1} et U_n sont sur les courbes de liquide et de vapeur saturés et ont les coordonnées (x_{n+1}, h_{n+1}) et (y_n, H_n) respectivement.

Le bilan représenté par l'équation (43) est fait sur le diagramme figure 20 en traçant une ligne droite de U_n passant par L_{n+1} au point de différence Δb .

Les lignes droites tracées entre une paire de courants de passage et les points de différence sont appelées droites opératoires.

I_5_2 PLATEAU OU ETAGE D'EQUILIBRE :

La figure-24 illustre les relations d'équilibre et de bilan dans un étage d'équilibre. Supposons que la composition du courant liquide L_{n+1} à l'étage d'équilibre n est connue, comme montré dans la section précédente, L_{n+1} est relié par un bilan enthalpique à son courant de passage U_n et au point de différence Δd .

La localisation de Δd est fixée par certaines spécifications du problème de distillation.

Une droite opératoire est tracée à partir de L_{n+1} jusqu'à Δd (qui est fixe) en localisant U_n sur la courbe de vapeur saturée.

Par définition, U_n est en équilibre avec L_n et ce dernier peut être localisé par la droite d'équilibre (en pointillé) qui passe par U_n . Si l'étage n est supposé être adiabatique, et tant qu'il n'y a pas d'ajout ou de soutirage de matière le long de la colonne, il n'y a pas de changement dans le point de différence au niveau de l'étage n . Par conséquent, U_{n-1} peut être localisé par le tracé d'une droite opératoire de L_n à Δd .

Le bilan total autour de l'étage n est :

$$L_{n+1} + U_{n-1} = L_n + U_n$$

La somme de L_n et U_n doit être sur la droite d'équilibre qui les relie et le point d'addition est trouvé à l'intersection de la droite d'équilibre avec la droite reliant U_{n-1} à L_{n+1} .

I_5_3 SECTION RECTIFICATION :

Il a été vu que le point de différence pour cette section de la colonne au dessus de l'alimentation est donné par :

$$\Delta d = D (hd + Qd)$$

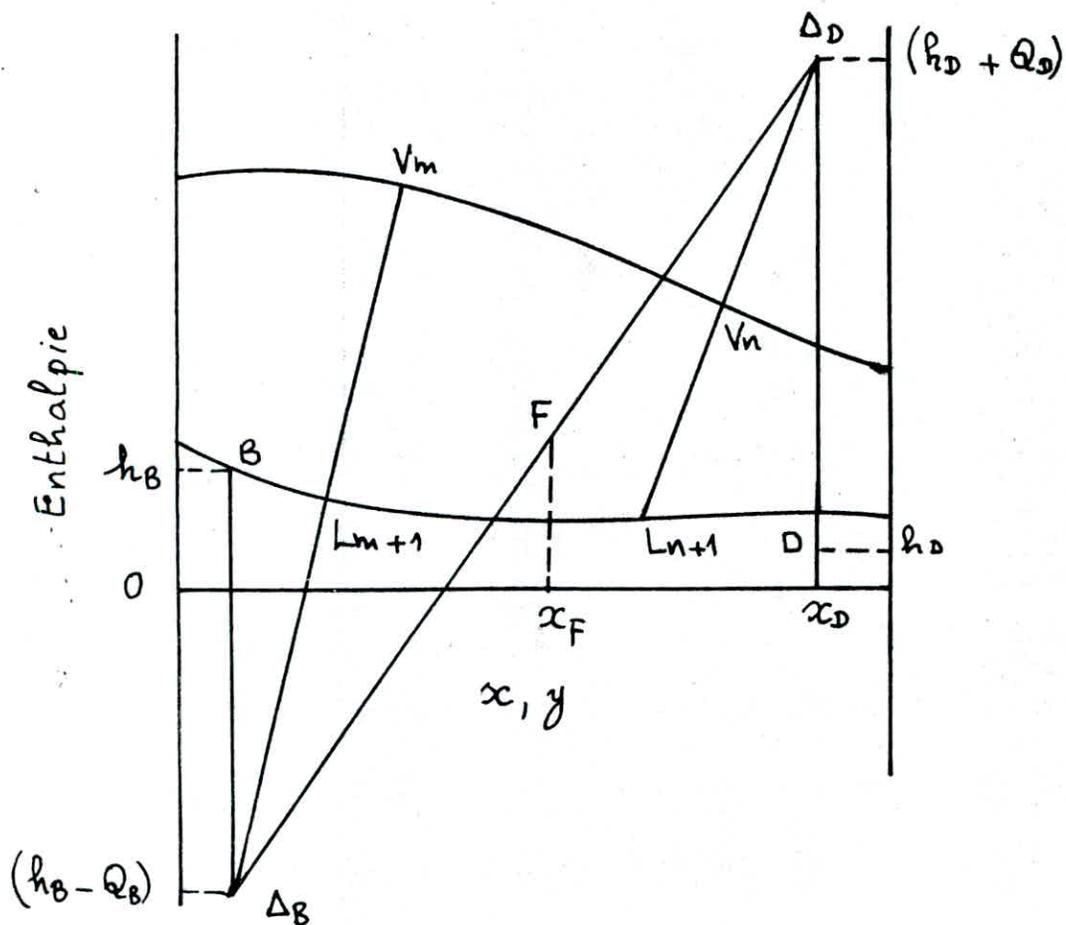


Figure -20- Représentation graphique du bilan (II).

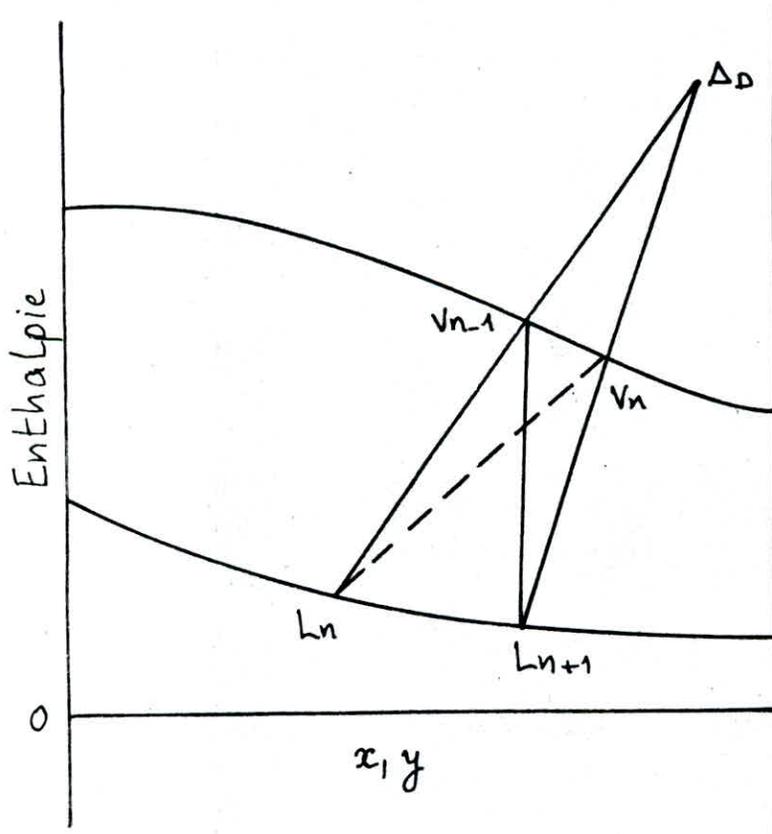


Figure -21- Représentation d'un seul étage d'équilibre

D dans cette expression fait référence au distillat soutiré de la colonne. Dépendant du type de condenseur employé, le distillat peut être soutiré comme :

- (a) un liquide;
- (b) une vapeur;
- (c) une combinaison de liquide et de vapeur.

I.5.3.1 CONDENSEUR TOTAL

Un condenseur total condense toute la vapeur U_n en liquide.

Le condensat sera un liquide saturé si q_c est égale à la chaleur latente de la vapeur U_n , et dans ce cas h_d sera situé sur la courbe de liquide saturé à x_d .

Si q_c est quelque peu supérieure à la chaleur latente de U_n , le condensat sera liquide froid et h_d sera situé en dessous la courbe de liquide saturé.

Un bilan autour du condensat donne :

$$U_n H_n = L_{n+1} h_{n+1} + D h_d + q_c$$

$$\text{ou} \quad U_n H_n - L_{n+1} h_{n+1} = D (h_d + Q_d) = \Delta d \quad (44)$$

Puisque $y_n = x_d = x_{n+1}$ pour un condenseur total, la droite opératoire qui représente le bilan sur le diagramme enthalpie-concentration est une droite verticale à x_d comme montré sur la figure-22-a.

U_n peut être éliminé de l'équation (44), et l'équation est réarrangée pour donner le taux de reflux externe :

$$L_{n+1}/D = ((h_d + Q_d) - H_n) / (H_n - h_{n+1}) \quad (45)$$

Si D est éliminé,

$$L_{n+1}/U_n = ((h_d + Q_d) - H_n) / ((h_d + Q_d) - h_{n+1}) \quad (46)$$

L'équation (46) peut être écrite pour n'importe quel étage au sommet de la section comme :

$$L_{n+1}/U_n = ((h_d + Q_d) - H_n) / ((h_d + Q_d) - h_{n+1}) \quad (47)$$

L'équation (47) décrit le taux de reflux interne en termes des divers segments des droites opératoires.

I_5_3_2 CONDENSEUR PARTIEL :

Un condenseur partiel condense seulement une partie de la vapeur U_n . La vapeur et le liquide provenant du condenseur peuvent être considérés être en équilibre. Normalement, la vapeur est soutirée comme le produit désiré (distillat) D tant que le liquide en équilibre avec la vapeur retourne dans la colonne comme le reflux L_n .

Le bilan enthalpique autour du condenseur est aussi donné par l'équation (44), mais à présent $y_n \neq y_d \neq x_{n+1}$ et les trois courants correspondants ne se situent pas tous sur la même droite.

La figure-22-b montre la construction pour un condenseur partiel avec seulement un produit vapeur soutiré.

Les courants D et L_{n+1} sont reliés par la droite d'équilibre qui passe par la courbe de vapeur saturée en y_d .

Les courants L_{n+1} et U_n sont reliés par la droite opératoire qui correspond à l'équation (44).

Si un produit vapeur D_v et un produit liquide D_l sont soutirés, le produit total D est donné par : $D = D_v + D_l$.

Dans ce cas D est le point d'addition obtenu en additionnant D_v et D_l . Le point de différence Δd est sur une ligne verticale passant par D tant que :

$$\Delta d = D (h_d + Q_d)$$

où $Q_d = q_c/D$ et D fait référence au produit total désiré (distillat) qu'il soit liquide, vapeur ou combinaison des deux.

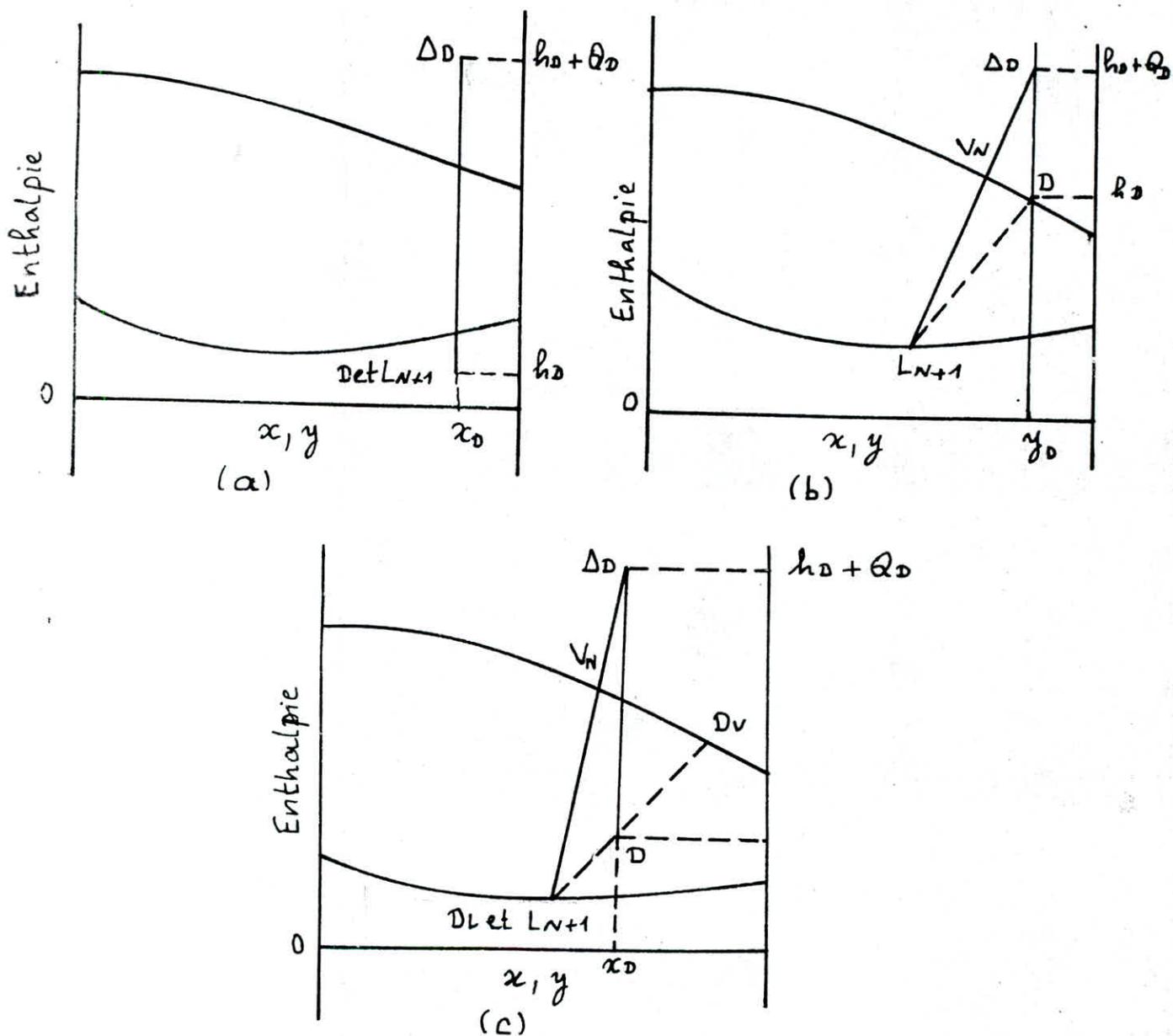


Figure - 22 - Construction sur le diagramme enthalpie - concentration pour :

- (a) Condenseur total avec reflux liquide en dessous son point d'ébullition
- (b) Condenseur partiel avec produit vapeur saturée
- (c) Condenseur partiel avec produits vapeur et liquide saturés.

La construction pour un condenseur partiel avec un produit liquide et vapeur est montré sur la figure-22-c.

Les taux de reflux pour un condenseur partiel sont donnés par les équations (45) et (46), mais dans ce cas, la droite opératoire sur laquelle les segments sont mesurés n'est pas verticale comme ce fut pour un condenseur total.

I_5_4 SECTION EPUISEMENT :

Un rebouilleur partiel vaporise seulement une partie du liquide qui l'alimente. Le reste de liquide est soutiré comme résidu (B) (figure-23).

La vapeur U1 est toujours considérée être en équilibre avec le résidu B. Un bilan enthalpique autour du rebouilleur relie les deux courants en équilibre à L2 et q_r comme suit :

$$L2 h2 - U1 H1 = B (hb - Qb) = \Delta b \quad (48)$$

L'équation (48) représente la droite opératoire qui connecte U1 et L2 à Δb . Le point de différence Δb a les coordonnées (x1, hb-Qb) et par conséquent sont sur une droite verticale en x1.

B et U1 sont connectés par une droite d'équilibre, ces diverses relations sont montrées sur la figure-23.

(noter la similarité entre le rebouilleur partiel représenté sur la figure-23 et le condenseur partiel représenté sur la figure-22-b).

I_5_5 PLATEAU D'ALIMENTATION :

La construction sur le diagramme enthalpie-concentration pour un plateau d'alimentation est plus simple que sur un diagramme x-y.

La condition thermique de l'alimentation est prise en compte dans la localisation de F sur le diagramme.

Le point F sera toujours localisé sur la verticale passant par x_f .
Si l'alimentation est un liquide froid, il sera situé au dessous de la courbe du liquide saturé.

Si l'alimentation est un mélange liquide vapeur, F sera se situera entre les deux courbes de saturation sur une droite d'équilibre dont les extrémités représentent les portions vapeur et liquide du courant d'alimentation.

Une alimentation vapeur saturée sera située sur la courbe de vapeur saturée alors qu'une alimentation vapeur surchauffée sera située au dessus de la courbe de vapeur saturée.

Il a été vu que pour une seule alimentation, toutes les paires de courants de passage au dessus du plateau d'alimentation sont reliées par un bilan d'enthalpie autour du sommet de la colonne comme suit :

$$U_n H_n - L_{n+1} h_{n+1} = \Delta d$$

Les courants de passage au dessus du plateau d'alimentation peuvent aussi être reliés entre eux par un bilan enthalpique.

Le bilan enthalpique dans ce cas inclut le courant d'alimentation :

$$U_n H_n - L_{n+1} h_{n+1} = \Delta d - F h_f = \Delta b$$

tant que l'alimentation est introduite, le point de différence qui relie les courants de passage, change immédiatement de Δd à Δb dans une colonne à une seule alimentation.

LOCALISATION OPTIMALE DU PLATEAU D'ALIMENTATION :

La localisation optimale du plateau d'alimentation est celle qui, avec un ensemble d'autres conditions opératoires, résultera d'une séparation large entre x_d et x_b avec un nombre de plateaux donné.

Si le nombre de plateaux n'est pas spécifié, la localisation optimale est celle qui nécessite le nombre de plateaux le moins élevé pour accomplir une séparation spécifiée entre x_d et x_b .

L'un ou l'autre de ces critères sera toujours satisfait si l'alimentation est introduite à ce plateau dont la droite d'équilibre coupe la droite qui passe par F , Δd , Δb .

La liaison d'un point de différence (Δd) à l'autre (Δb) à ce plateau résultera toujours d'une séparation maximale. Ceci est illustré par la figure-24.

L'étage 4 (en comptant à partir du bas) est le plateau d'alimentation optimal, et les droites opératoires en trait plein sont représentées avec la supposition que l'alimentation est introduite au 4^{ième} étage.

En dessous l'étage 4, U_m et L_{m+1} sont reliés par Δb , alors qu'au dessus, U_n et L_{n+1} sont reliés à Δd .

I_5_6 SECTIONS RECTIFICATION ET EPUISEMENT

La partie de la colonne de distillation au dessus du plateau d'alimentation est appelée la section rectification, tandis que celle en dessous est appelée section épuisement.

Chacune de ces sections (plus le plateau d'alimentation) peut être utilisée pour former une colonne rectification comme montré à la figure-25 ou une colonne épuisement comme schématisé sur la figure-26.

Une colonne rectification est pratique quand un distillat de pureté élevée est désiré et quand la contamination du résidu par les produits légers peut être tolérée.

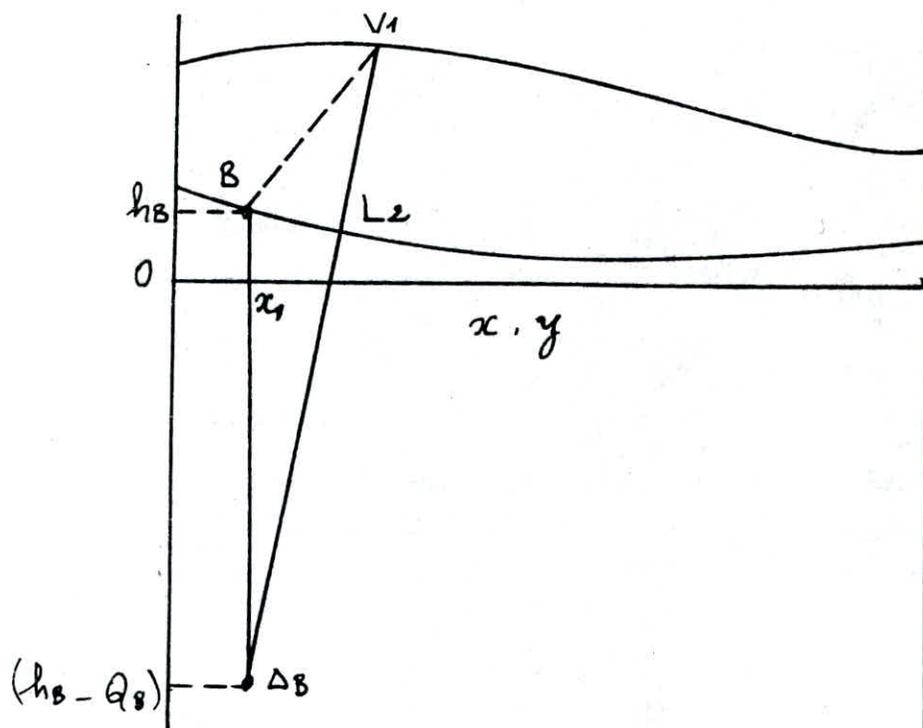


Figure -23 - Construction sur diagramme enthalpie-concentration pour un rebouilleur partiel

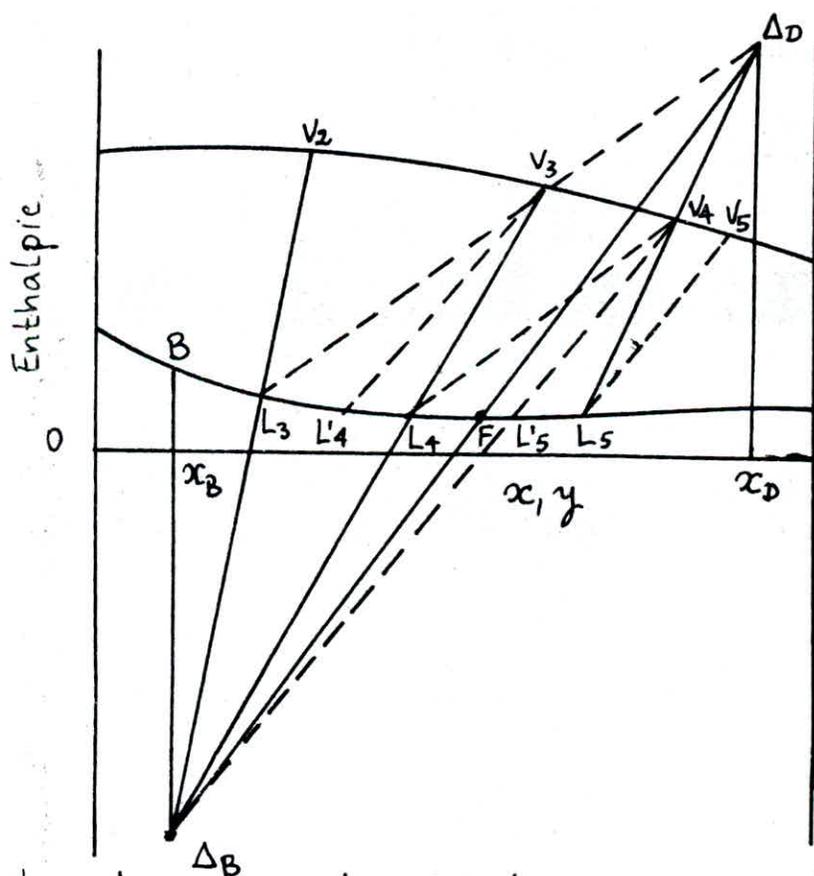


Figure -24 - Localisation optimale du plateau d'alimentation.

Réciproquement, une colonne d'épuisement est utilisable quand le produit lourd doit avoir une haute pureté et la contamination du distillat avec des produits lourds peut être tolérée.

L'alimentation pour une colonne de rectification doit contenir de la vapeur, alors que l'alimentation pour une colonne d'épuisement doit être au moins partiellement liquide si les colonnes sont opérables.

La construction pour des colonnes de rectification et d'épuisement est relativement simple sur un diagramme enthalpie-concentration.

La condition thermique de l'alimentation détermine la position du point F sur la verticale en x_f ou y_f .

Les bilans enthalpiques sont :

$$F H_f - B h_b = D h_d + q_c \approx D (h_d + Q_d) = \Delta d \quad (49)$$

pour une colonne de rectification et

$$F h_f - U_n H_n = B h_b - q_r = B (h_b - Q_b) = \Delta b \quad (50)$$

pour une colonne d'épuisement.

Les équations (49) et (50) ensemble avec les bilans pour un étage individuel et les relations d'équilibre sont illustrées sur les figures 25 et 26 respectivement.

I_5_6_1 REFLUX TOTAL :

La condition du reflux total existe quand toute la vapeur en tête de colonne est condensée et remise à l'étage du sommet comme reflux liquide. Pas de soutirage de distillat et $L_{n+1} = U_n$.

Une colonne de distillation peut opérer sous des conditions de reflux total avec ou sans alimentation.

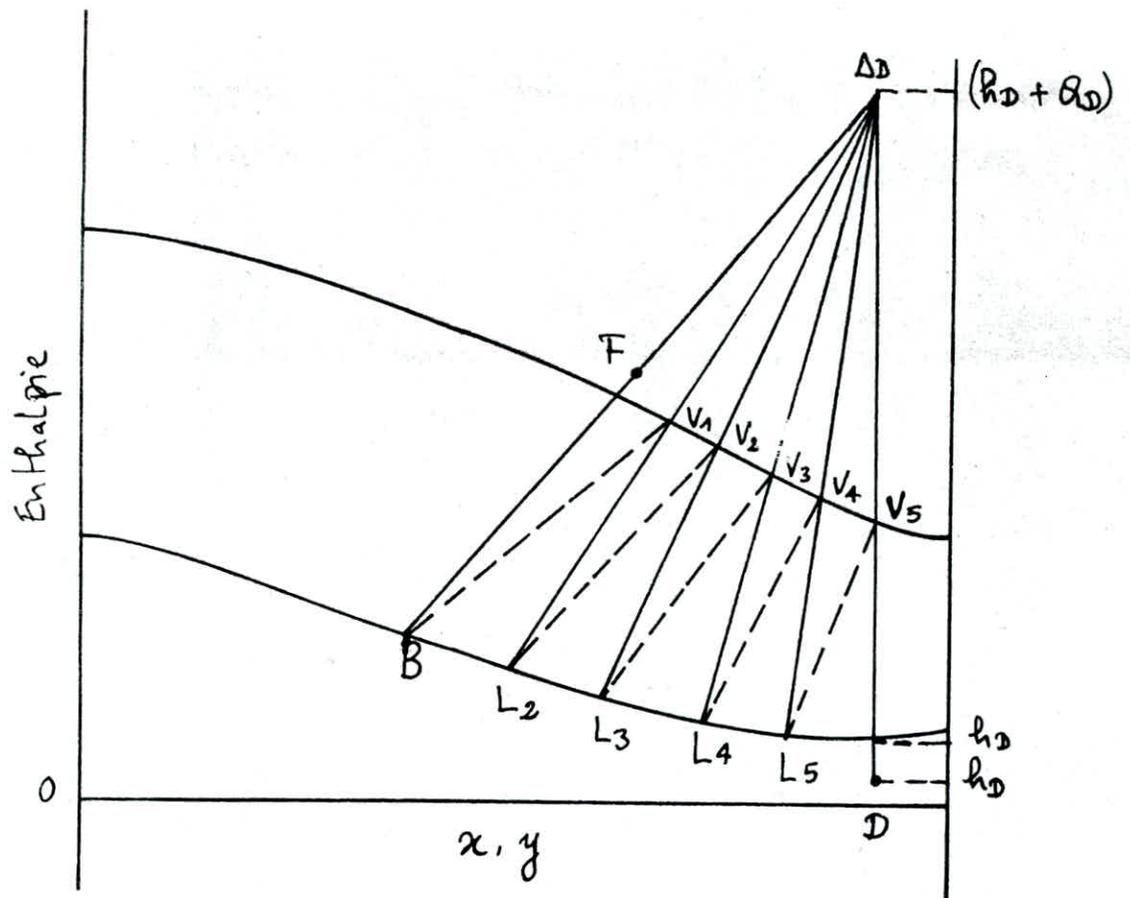


Figure - 25 - Construction graphique pour une colonne rectification à 5 étages.

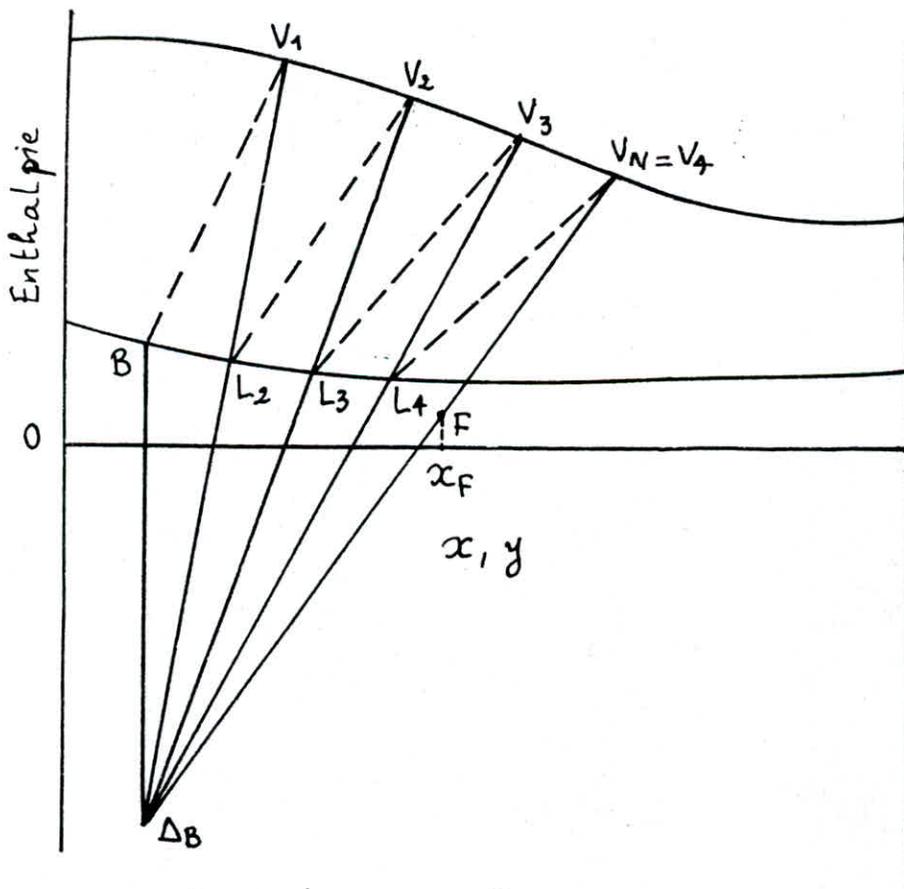


Figure - 26 - Construction graphique pour une colonne épuisement à 4 étages.

- REFLUX TOTAL SANS ALIMENTATION :

Supposons que les courants d'alimentation et de produit, dans une colonne continue, soient bloqués simultanément. Le reflux est ajusté pour maintenir le niveau dans l'accumulateur, et les charges dans le rebouilleur et le condenseur sont ajustées pour maintenir le bilan enthalpique.

Toute la vapeur entrant dans le condenseur est condensée et retournée dans la colonne. Un bilan de matière autour du bas de la colonne et d'une coupe entre deux plateaux va montrer que les deux courants de n'importe quelle paire de courants de passage dans la colonne sont égaux en débit et en composition.

Leurs températures et pressions ne sont pas identiques, mais $L_{n+1} = U_n$ et $x_{n+1} = y_n$, où n est n'importe quel étage de la colonne.

L'identité entre x_{n+1} et y_n exige que L_{n+1} et U_n soient sur une même droite verticale, ou en d'autres termes, les droites opératoires sont verticales.

Ce fait est aussi illustré par un bilan enthalpique qui, quand $D=0$ et $Q_d = q_c / \theta = \infty$, se réduit à :

$$U_n H_n - L_{n+1} h_{n+1} = \infty$$

Puisque $f_{hf} = 0$, le bilan total se réduit à : $\Delta d = -\Delta b$ et puisque $\Delta d = \infty$, $\Delta b = -\infty$, la construction graphique pour une colonne sous reflux total le long de sa hauteur est montrée sur la figure 7.

- REFLUX TOTAL AVEC ALIMENTATION :

Toute la vapeur au sommet peut être condensée et remise dans la colonne comme reflux ($D=0$) tandis que l'alimentation est continuellement introduite au plateau d'alimentation.

Puisque $D=0$, la section rectification opère sous des conditions de reflux total alors que les courants de passage dans la section épuisement ne sont pas identiques.

Le soutirage du courant du bas exige que $L_{m+1} \neq U_m$ et $y_m \neq x_{m+1}$, où m fait référence à n'importe quel plateau au dessous de celui de l'alimentation.

La construction graphique pour cette opération est montrée sur la figure 28, à l'exception du fait que $x_b = x_f$, la construction au dessous de l'alimentation est normale. Au dessus du plateau d'alimentation, le point de différence Δd tend vers $+\infty$ et les droites opératoires deviennent verticales.

I.5.6.2 TAUX DE REFLUX MINIMAL :

Le taux de reflux minimal est défini comme le taux de reflux qui, s'il y a diminution d'une quantité infinitésimale, aura besoin d'un nombre infini d'étages pour accomplir une séparation spécifiée entre deux composés à spécifier. Ce concept de reflux minimal comme défini précédemment n'a pas de sens pour une colonne réelle. En réalité, il y a un certain taux de reflux au dessous duquel il est impossible d'effectuer une séparation désirée entre deux composés, mais ce taux de reflux est associé à un nombre de plateaux fini dans la colonne et non à un nombre infini de plateaux.

Le vrai taux de reflux minimum pour x_d et x_b spécifiés peut être trouvé en extrapolant la droite d'équilibre passant par le point F jusqu'à couper la verticale en x_d . Dans des systèmes à volatilité normale, cette intersection donne la position la plus basse possible pour Δd , puisqu'à ce point les droites opératoires vont coïncider avec la droite d'équilibre extrapolée.

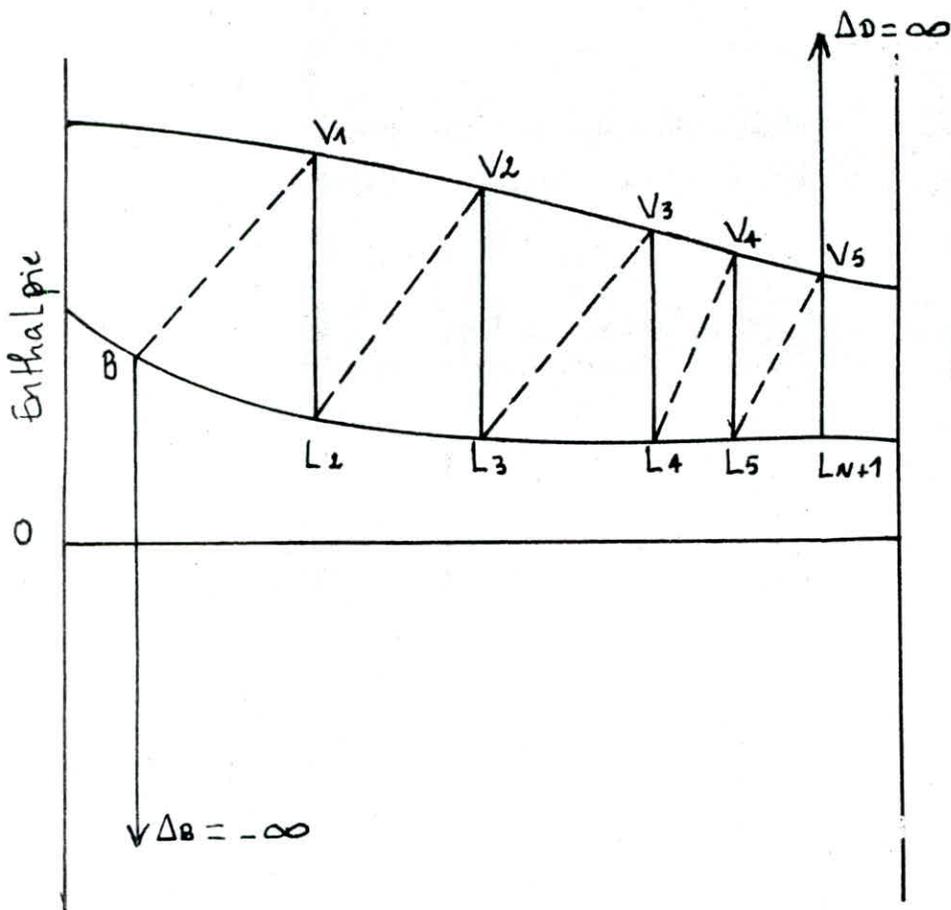


Figure - 27 - Construction graphique pour une colonne à reflux total.

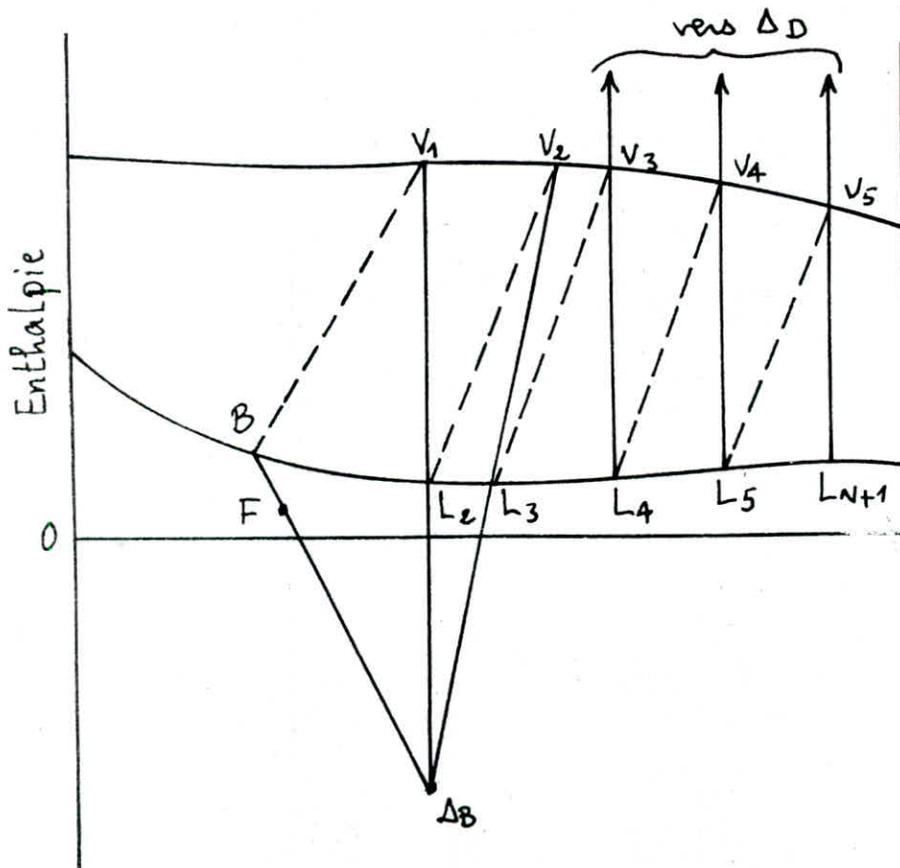


Figure - 28 - Construction graphique pour une colonne avec reflux total et alimentation continue
 { résidu

I_6_ METHODES MATHEMATIQUES -LISSAGE DE COURBES :

Souvent, l'ingénieur ne possède pas de fonctions mathématiques pour représenter les grandeurs qu'il étudie mais il dispose de tableaux de valeurs correspondant à des relevés de mesures expérimentales. Il est donc obligé de réaliser des interpolations pour trouver des valeurs intermédiaires.

I_6_1_ APPROXIMATION PAR UN POLYNOME DETERMINE PAR LE CRITERE DES MOINDRES CARRES :

Lorsque l'on trace une courbe expérimentale à la main, on trace une courbe continue passant le plus près possible de tous les points relevés.

De même, étant donné une fonction empirique déterminée par n couples de valeurs :

a1	b1
a2	b2
a3	b3
-	-
-	-
-	-
an	bn

On prendra comme fonction d'approximation un polynôme :

$$c_1 x^p + c_2 x^{p-1} + c_3 x^{p-2} + \dots + c_p x + c_{p+1}$$

déterminé par la condition de passer le plus près possible de ces n points.

L'erreur commise en chaque point est déterminée par le calcul de la distance du polynôme à chaque point, et ainsi en minimisant l'erreur quadratique, on détermine les coefficients du polynôme.

Aux points a_1, b_1 ; a_2, b_2 ; ... ; a_n, b_n , les erreurs sont :

relations de récurrence.

- 1ère colonne : $A(I,1) = \sum_{i=1}^n a_i^{(p+1)-I}$ $I = \overline{1, p+1}$

- Dernière colonne : $A(I, p+1) = \sum_{i=1}^n a_i^{(p+1)-I}$ $I = \overline{1, p+1}$

La matrice colonne du second membre est :

$$\begin{bmatrix} \sum_{i=1}^n b_i^{(p+1)-1} & a_i^p \\ \sum_{i=1}^n b_i^{(p+1)-2} & a_i^{p-1} \\ \sum_{i=1}^n b_i^{(p+1)-3} & a_i^{p-2} \\ \vdots & \vdots \\ \sum_{i=1}^n b_i^{(p+1)-p} & a_i^1 \\ \sum_{i=1}^n b_i^{(p+1)-(p+1)} & a_i^0 \end{bmatrix}$$

On obtient encore facilement la relation de récurrence suivante en désignant par $B(I)$ le terme général :

$$B(I) = \sum_{i=1}^n b_i a_i^{(p+1)-I} \quad I = \overline{1, p+1}$$

Connaissant tous les éléments, il suffit alors d'utiliser l'algorithme de GAUSS.

I_6_2 RESOLUTION DES SYSTEMES D'EQUATIONS : ALGORITHME DE GAUSS :

Soit à résoudre un système linéaire de n équations à n inconnues suivant :

$$\begin{aligned} a_{11} x_1 + a_{12} x_2 + \dots + a_{1j} x_j + \dots + a_{1n} x_n &= b_1 \\ a_{21} x_1 + a_{22} x_2 + \dots + a_{2j} x_j + \dots + a_{2n} x_n &= b_2 \\ a_{31} x_1 + a_{32} x_2 + \dots + a_{3j} x_j + \dots + a_{3n} x_n &= b_3 \\ \vdots & \vdots \\ a_{n1} x_1 + a_{n2} x_2 + \dots + a_{nj} x_j + \dots + a_{nn} x_n &= b_n \end{aligned}$$

On sait que l'on peut réaliser une combinaison linéaire entre les équations sans pour autant changer la solution du système.

Ainsi, on peut conserver la première équation et réaliser une combinaison linéaire entre cette équation et les $(n-1)$ autres équations, c'est à dire que l'on appliquera la transformation :

$$a_{ij}^{(1)} = a_{ij} - r_i a_{1j}$$

$$b_i^{(1)} = b_i - r_i b_1$$

avec

$$r_i = a_{i1}/a_{11} \quad \text{pour } i = \overline{2, n} \quad \text{et } j = \overline{1, n}$$

On obtient ainsi un nouveau système où tous les éléments a_{i1} , exception faite de a_{11} , sont nuls.

On peut alors considérer le nouveau système obtenu de $(n-1)$ équations à $(n-1)$ inconnues et lui appliquer la même transformation.

$$a_{ij}^{(2)} = a_{ij}^{(1)} - r_i^{(1)} a_{2j}^{(1)}$$

$$b_i^{(2)} = b_i^{(1)} - r_i^{(1)} b_2^{(1)}$$

avec $r_i^{(1)} = a_{i2}^{(1)}/a_{22}^{(1)}$ pour $i = \overline{3, n}$ et $j = \overline{2, n}$

On se ramène ainsi à un système de $(n-2)$ équations et en continuant ainsi, on peut finalement ramener le système initial au système:

$$a_{11} x_1 + a_{12} x_2 + \dots + a_{1j} x_j + \dots + a_{1n} x_n = b_1$$

$$a_{22}^{(1)} x_2 + \dots + a_{2j}^{(1)} x_j + \dots + a_{2n}^{(1)} x_n = b_2^{(1)}$$

$$a_{jj}^{(j-1)} x_j + \dots + a_{jn}^{(j-1)} x_n = b_j^{(j-1)}$$

$$a_{nn}^{(n-1)} x_n = b_n^{(n-1)}$$

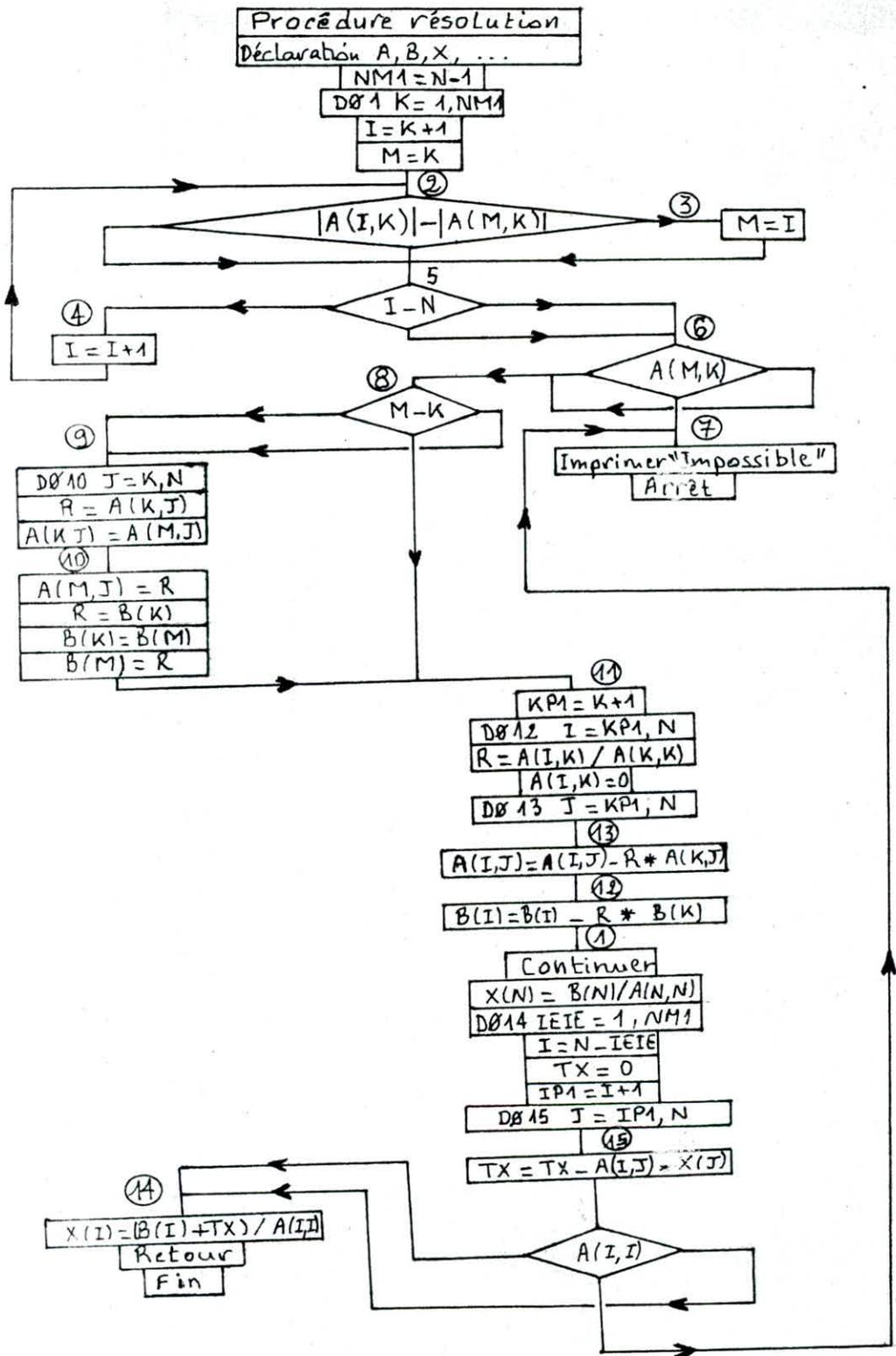
Ce système est alors immédiat à résoudre et on a :

$$x_n = b_n^{(n-1)} / a_{nn}^{(n-1)}$$

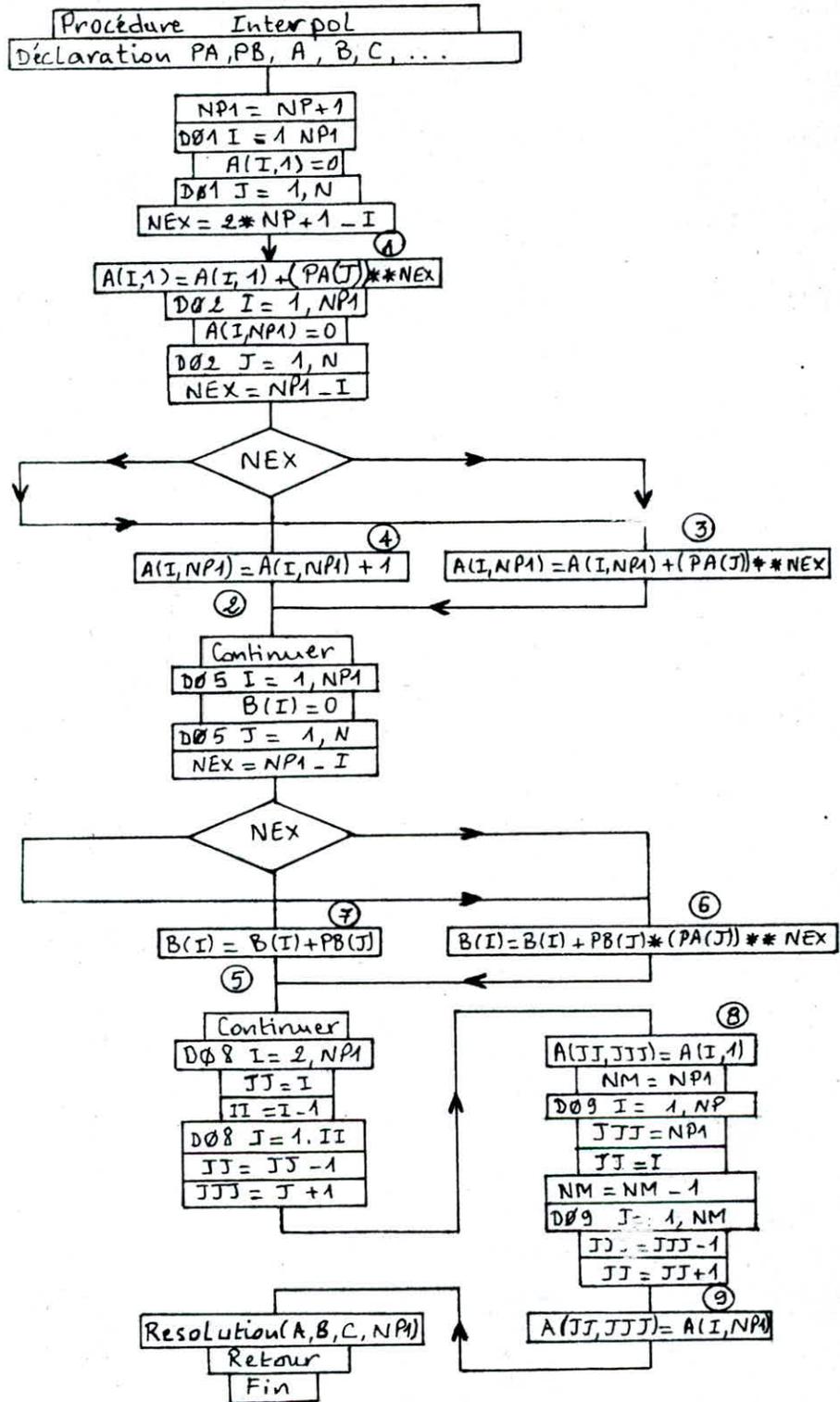
$$x_{n-1} = (b_{n-1}^{(n-2)} - a_{n-1,n}^{(n-2)} x_n) / a_{n-1,n-1}^{(n-2)}$$

En généralisant, on a :

$$x_j = (b_j^{(j-1)} - a_{j,j+1}^{(j-1)} x_{j+1} - a_{j,j+2}^{(j-1)} x_{j+2} + \dots - a_{j,n}^{(j-1)} x_n) / a_{jj}^{(j-1)}$$



Organigramme de La procédure
Résolution (A, B, X, N)



Organigramme de La procédure
Interpol (C, N, NP, PA, PB)

II. ETABLISSEMENT DU LOGICIEL POUR LE CALCUL DU NOMBRE DE PLATEAUX THEORIQUES DANS UNE COLONNE DE DISTILLATION :

II_1_ ELEMENTS DE PROGRAMMATION :

II_1_1_ INTRODUCTION :

Le langage Pascal a été conçu à la fin des années 60 par NIKLAUS WIRTH professeur à l'école polytechnique fédérale de ZURICH, avec l'objectif explicite de promouvoir la programmation structurée et la conception descendante de logiciels.

La version 5.5 du Turbo Pascal offre un grand nombre d'améliorations, de facilités et de nouveautés en ce qui concerne le confort et l'environnement de programmation. La vitesse de compilation et d'exécution des programmes est très élevée.

II_1_2_ PROGRAMMATION STRUCTUREE :

Un ordinateur peut être assimilé à un système produisant des résultats à partir d'informations fournies et de "marches à suivre" permettant de les traiter.

Les informations sont constituées par des données, et les méthodes de traitement par des algorithmes. Les programmes sont donc le résultat d'une succession d'étapes comprises entre la spécification informelle du problème et sa codification.

Un des objectifs de la programmation structurée est la conception de logiciels fiables, efficaces et d'une maintenance plus aisée.

II_1_3 STRUCTURE D'UN PROGRAMME PASCAL :

Forme générale d'un programme :

Lorsqu'on écrit un programme Pascal, certaines règles de structure sont à respecter. D'abord, il faut donner un nom au programme (entête), puis il faut déclarer tous les objets utilisés qui ne sont pas prédéfinis dans le langage (déclarations).

Dans la partie réservée aux déclarations on peut, si nécessaire, définir des "sous programmes". C'est seulement après avoir défini ces divers points qu'il est possible d'écrire la liste des instructions exécutables (corps du programme) :

Concernant la structure d'un programme, le turbo Pascal diffère du Pascal standard sur deux points majeurs. D'abord il n'exige pas d'entête. Ensuite les déclarations label, const, type et var peuvent apparaître plus d'une fois et en ordre quelconque dans la partie réservée aux déclarations, à condition qu'elles respectent la règle énoncée précédemment.

Différents objets d'un programme :

Si l'on repertorie les différents objets d'un programme, on obtient les catégories suivantes :

- Identificateurs :

Chaque fois que l'on fait référence à un objet du programme (une variable, une constante, le nom d'une procédure, ...), c'est par l'intermédiaire d'un nom, appelé identificateur.

Un identificateur est une suite de caractères de longueur non limitée dont le premier doit obligatoirement être une lettre. Le turbo Pascal ne distingue pas les minuscules des majuscules formant un identificateur.

Il y'a des mots ou des symboles qu'il n'est pas possible d'utiliser comme identificateurs déclarés dans le programme, comme :

begin, program, and, until, ...

- Constantes :

Il s'agit d'objets qui gardent leur valeur tout au long de l'exécution d'un programme. Les constantes peuvent être de différents types, et constituées, entre autres, de nombres, de chaînes de caractères ou de caractères.

- Identificateurs standard :

Ce sont des identificateurs connus du langage Pascal, mais qui peuvent être redéfinis par l'utilisateur. Parmi eux :

Les types standard comme integer, real, byte, ...

Les procédures standard comme write, readln, reset, ...

Les fonctions standard comme sin, chr, round,

II_1_4_ PROCEDURES ET FONCTIONS :

Comme il a déjà été dit, un programme doit être clair et bien structuré afin que son utilisation et sa maintenance posent un minimum de problèmes.

Le langage Pascal a été conçu pour que les programmes soient décomposés en modules (procédures, fonctions ou unités) de taille raisonnable. Chaque procédure ou fonction correspond à une tâche élémentaire bien déterminée.

Une procédure (ou une fonction) possède une structure analogue à celle d'un programme. En tant qu'entité, une procédure apparaît dans un programme lors de deux phases distinctes.

La première constitue la déclaration, et la seconde l'invocation.

II_1_5_ FICHIERS EN TURBO PASCAL :

Afin de pallier au problème imposé par la taille mémoire centrale, mais aussi de permettre le stockage des informations produites ou modifiées par le programme, le moyen le plus adéquat est l'utilisation des fichiers.

Un fichier est une collection d'informations, enregistrées sur un support physique de mémoire secondaire (mémoire de masse).

Les différents types de fichiers utilisables en turbo Pascal sont :

- Les fichiers de type texte.
- Les fichiers à accès direct.
- Les fichiers non typés.
- Les fichiers associés aux unités logiques supportées par le dos.

La notion de fichier recouvre deux objets distincts : un identificateur (nom interne) défini dans un programme et le fichier physique géré par le système d'exploitation (associé à un nom externe).

Afin qu'un programme puisse gérer un fichier, ces deux mots doivent être mis en relation par la procédure Assign(nom-interne,nom-externe). Lorsque l'utilisation du fichier est terminée, il doit être fermé à l'aide de la procédure Close(nom-interne)

- Fichiers de type texte :

Ces fichiers, appelés aussi "fichiers ASCII", sont constitués par une suite de caractères groupés en lignes, comme dans un texte.

L'accès à ce type de fichiers peut s'effectuer uniquement de manière séquentielle, c'est à dire un élément après l'autre, en partant du premier.

- Fichiers non typés !

Les opérations de lecture et d'écriture sont effectuées par les

les procédures `blockread` et `blockwrite` par blocs de 128 octets. Les opérations d'assignation et de fermeture sont les mêmes que pour les fichiers à accès direct et de type texte.

-fichiers de type texte associés à des unités logiques :

Le turbo Pascal permet d'implémenter des unités logiques autres que celles supportées par le Dos, ou d'améliorer les unités logiques dos

- Fichiers à accès direct :

Ces fichiers sont structurés en éléments ou enregistrements dont le type peut être quelconque.

Les éléments d'un fichier à accès direct se suivent logiquement, mais pas forcément physiquement; ils ont tous la même taille.

II_1_6_ QUELQUES PROCEDURES ET FONCTIONS PREDEFINIES :

Le turbo Pascal met à disposition une multitude de procédures et de fonctions

En plus de leur nom, les procédures sont indiquées avec leurs paramètres, les fonctions avec leurs paramètres et le type du résultat.

- Window

`Window(X1,Y1,X2,Y2 : byte)`

Cette procédure permet de définir une fenêtre de visualisation rectangulaire définie par les coordonnées de son coin supérieur gauche (X1,Y1) et inférieur droit (X2,Y2). Après activation d'une fenêtre par cette procédure, toute référence à un emplacement sur l'écran s'effectue relativement à cette fenêtre.

-InitGraph

`InitGraph(Var Driver,Mode:integer;CheminDriver:String)`

Cette procédure initialise le système graphique. Si driver vaut

zéro, valeur de la constante Detect, la procédure DetectGraph est appelée, le driver et le mode étant choisis automatiquement. Dans le cas contraire, le driver et le mode graphique spécifiés sont utilisés. Le paramètre CheminDriver contient le nom du repertoire où se trouve le driver demandé.

- **CloseGraph**

CloseGraph

Cette procédure termine le travail en mode graphique et libère la place mémoire occupée par le driver graphique.

- **Line**

Line(X1,Y1,X2,Y2:integer)

Cette procédure trace une ligne entre les points de coordonnées (X1,Y1) et (X2,Y2). La couleur et le style correspondent aux valeurs courantes.

- **LineTo**

LineTo(X,Y:integer)

Cette procédure trace une ligne partant du point courant et aboutissant au point (X,Y).

- **MoveTo**

MoveTo(X,Y:integer)

Cette procédure déplace le point courant au point (X,Y).

- **PutPixel**

PutPixel(X,Y:integer;couleur:word)

L'invocation de cette procédure provoque l'affichage d'un point de couleur couleur à l'emplacement de coordonnées (X,Y).

- **_GetPixel**

GetPixel(X,Y:integer)=word

Cette fonction retourne la couleur du point de coordonnées (X,Y).

II_2_ ETABLISSEMENT DU LOGICIEL :

Le logiciel, pour être établi, a été décomposé en procédures et fonctions telles que :

II_2_1_ Procédures pour l'interpolation :

Les données disponibles étant expérimentales donc des valeurs discrètes, il est nécessaire de trouver une fonction continue permettant une meilleure représentation de ces données.

La fonction d'approximation est un polynôme de la forme :

$$C1 X^P + C2 X^{P-1} + C3 X^{P-2} + \dots + Cp X + Cp+1$$

où les coefficients $C1, C2, \dots, Cp+1$ sont déterminés par la :

* Procédure interpol :

Cette procédure permet le calcul des coefficients du polynôme approximé par le critère des moindres carrés.

Les arguments de cette procédure sont :

. paramètres d'entrée :

N : nombre de points définissant la courbe (type entier);

Np: degré choisi pour le polynôme (type entier);

PA: tableau des abscisses des points définissant la courbe (type réel);

PB: tableau des ordonnées des points définissant la courbe (type réel);

. paramètre de sortie :

C : tableau des coefficients du polynôme ordonné en commençant par le monôme de plus haut degré (type réel);

Cette procédure utilise une autre pour la résolution du système d'équations linéaires dont la matrice a été obtenue en minimisant

l'erreur quadratique.

*** procédure résolution** ayant pour arguments:

- paramètres d'entrée :

A : tableau définissant la matrice des coefficients du premier membre du système. Tableau détruit au cours de l'exécution du sous-programme (type réel);

B : tableau définissant la matrice des coefficients du deuxième membre du système, détruit au cours de l'exécution du sous-programme (type réel);

- paramètre de sortie :

X : tableau dans lequel prendront place les solutions correspondant aux n inconnues à la fin de la résolution du système (type réel)

*** procédure HORNER ***

Cette procédure utilise un processus itératif (algorithme de HORNER) pour le calcul de la valeur du polynôme pour une valeur de x donnée.

L'algorithme de HORNER s'énonce par :

Soit un polynôme de la forme $P(Z) = \sum_{k=0}^n a_k Z^{n-k}$ où $Z \in \mathbb{C}$.

Ce polynôme peut être écrit sous la forme

$$P(Z) = a_n + Z(a_{n-1} + Z(a_{n-2} + Z(\dots + Z(a_1 + a_0 Z) \dots)))$$

On définit un tableau X1 tel que :

On commence par initialiser

$$X1(0) = 0$$

Le processus itératif se fait par la boucle :

$$X1(k+1) = X * X1(k) + a_k \quad \text{où } k = 0, 1, \dots, n$$

et X la partie réelle de l'imaginaire Z.

La valeur du polynôme est celle obtenue au cours de la dernière itération

Ses arguments sont :

- paramètre d'entrée :

xx : valeur de l'abscisse (type réel);

- paramètre de sortie :

y : valeur du polynôme pour l'abscisse xx (type réel).

II_2_2_ Procédures graphiques :

parmi elles :

* procédure initialize *

Cette procédure initialise le mode graphique et ce en détectant la meilleure résolution.

* procédure courbe *

Cette procédure est celle qui permet le tracé de la courbe générée par le polynôme dont les coefficients ont été déterminés par la procédure interpol. Dans le cas de la méthode de McCABE et THIELE, le tracé se limite à une seule courbe alors que dans le cas de l'autre méthode, il faut tracer deux courbes.

* procédure écran *

Cette procédure permet le tracé d'une grille à l'intérieur du cadre réservé au tracé de la courbe d'équilibre.

* procédure escalier *

Cette procédure trace dans le cas de la méthode de McCABE et THIELE les droites constituant le nombre de plateaux théoriques dans la colonne.

* procédure droite *

Celle-ci trace, dans le cas de la méthode de PONCHON et SAVARIT les droites constituant le nombre de plateaux théoriques dans la colonne.

II_3_ UTILISATION DU LOGICIEL :

Une fois le logiciel mis en exécution, il y a apparition d'un menu. Ce menu offre la possibilité d'utiliser une des deux méthodes graphiques pour le le calcul du nombre de plateaux théoriques ou uniquement le trace de courbe d'équilibre ou de courbe enthalpie-concentration.

Dans le cas de l'utilisation de la méthode de McCABE-THIELE, par exemple, il faut :

- Introduire les données d'équilibre par fichier ou manuellement.
- Introduire des données concernant le mélange à séparer, soient les fractions de distillat, d'alimentation et de résidu, le taux de reflux et l'état thermique de l'alimentation (par le facteur q).
- Introduire le titre du graphe.

Dans le cas de l'utilisation du logiciel pour le tracé de courbes uniquement, il faut introduire les données par fichier ou manuellement, le titre du graphe et celui des axes.

CONCLUSION :

Le présent travail a eu pour dessein d'établir un logiciel pour la détermination du nombre de plateaux théoriques par méthodes graphiques (McCABE-TATELL et PONCHON-SAVARIT).

Concernant sa structure, non seulement il est lisible mais il est aussi modifiable puisqu'il a été décomposé en modules (procédures et fonctions) de taille raisonnable.

Chaque procédure correspond bien sur à une tâche élémentaire bien définie, c'est pour cela que nous avons opté pour le turbo Pascal conçu avec l'objectif de promouvoir la programmation structurée et la conception descendante de logiciels, la version 5.5 offre un grand nombre d'améliorations, de facilités et de nouveautés en ce qui concerne le confort et l'environnement de programmation.

De ce fait, ce logiciel, en modifiant ou en ajoutant des modules, peut être utilisé pour d'autres méthodes en distillation ou en tout autre domaine puisqu'il dispose d'une procédure de grande importance, celle de l'interpolation polynomiale qui est la clé de tout problème résolu par ordinateur.

L'importance de ce travail réside dans le fait que pour dimensionner une colonne de distillation, destinée à séparer un mélange donné, il est nécessaire de connaître le nombre de plateaux théoriques.

BIBLIOGRAPHIE :

- 1_ W.L. McCABE, J.C. SMITH, P. HARRIOT
Unit operations of chemical engineering
Ed. Mc GRAW HILL NewYork 1985
- 2_ M. VAN WINKLE
Distillation
Ed. Mc GRAW HILL NewYork 1967
- 3_ B.D. SMITH
Design of equilibrium stage processes
Ed. Mc GRAW HILL NewYork 1963
- 4_ A et L.A. BOURON
Calcul et disposition des appareils de distillation
Ed. Librairie polytechnique Béranger Paris 1959
- 5_ J.M. COULSON et J.F. RICHARDSON
Chemical engineering
Ed. PERGAMON Press 1989
- 6_ C.S. ROBINSON et E.R. GILLILAND
Elements of fractional distillation
Ed. Mc GRAW HILL NewYork 1950
- 7_ C.J. KING
Separation processes
Ed. Mc GRAW HILL NewYork 1980
- 8_ J.P. PELLETIER
Techniques numériques appliquées au calcul scientifique
Ed. Masson et Cie Paris 1971
- 9_ G. CUELLAR
Graphismes sur IBM PC/XT/compatibles
Ed. EYROLLES 1985

10_ P.P. FORER

l'univers graphique de votre Apple

Ed. InterEditions

1985

11_ D. HEARN et M.P. BAKER

Graphiques sur votre microordinateur

Ed. InterEditions

1984

12_ J.C. ARMICI

Le turbo Pascal version 4.0

Manuel de programmation

Ed. LI

1986

13_ C.T. MULLIS et R.A. ROBERTS

Digital signal processing

Ed. Addison wesley,

Reading MA

1987

```

(*****)
(* LOGICIEL CONÇU POUR LE CALCUL DU NOMBRE *)
(* DE PLATEAUX THEORIQUES PAR METHODES *)
(* GRAPHIQUES ( PONCHON & SAVARIT ET *)
(* MCCABE & THIELE) OU TRACE DE DIAGRAMME *)
(* D'EQUILIBRE ET DE DIAGRAMME *)
(* ENTHALPIE - CONCENTRATION *)
(*****)

```

```

program projet;
uses crt,dos,graph ;
const   coul=15;xmax=300;ymax=300;xo=50;yo=50;
        xmin=15;
type
  v=array[1..30] of real ;
  w=array[0..15] of real;
  z=array[1..15,1..15] of real;
var   pa,pb,pc,pd,pe :v;
      x, b,c:w;
      a : z;
      xl:w;
abscisse, y,tx, r,xf1,xdl,xwl,rf,q:real;
xdi,ydi, yy, n,np, kp1,ii,jj,j,i,nex,np1:integer;
nm,jjj,ipl,ieie,k,nml,m:integer;

var   ordonnee:longint; palette:palettetype;

xx,yf,xf,xd,xw,choix,xx1,xs,ys,yd,yw:integer;
      c1,c2:w;
      y1,y2:real;
      yy1,yy2:integer;
ordonnee1,ordonnee2:integer;
hdd,hdw:integer;
hg1,hdd1,hdw1,h111,h122,hg11:real;
xii,yii,hxii,hyii,yff:real;
xi,yi,hyi,hxi,h11,h12,hx,hw,xyi,hh:integer;
aa,bb,aa1,bb1:integer;
hxx,hw1:real;
      chaine:string[2]; donnee:string[10]; chaine2:string[30];
      fichier:text;

```

```

procedure Initialize;

```

```

var graphdriver,graphmode,errorcode:integer;

```

```

begin
  graphdriver:=detect;
  initgraph(graphdriver,graphmode,'c:\tp5.5');
  errorcode:=graphresult;

```

```

if errorcode <> grOK then
  begin
    writeln('grapherror ',grapherrormsg(errorcode));
    halt(1);
  end;
end; {initialize}

```

```

procedure Ecran;

```

```

begin
  getpalette(palette);
  setbkcolor(9);
  rectangle(19,19,getmaxX-19,getmaxY-19);
  setviewport(20,20,getmaxX-20,getmaxY-20,clipOn);
  outtextxy(0,0,'<enter> pour effacer fenetre graphique: ');
  readln;
  clearviewport;
  outtextxy(2,2,'<enter> pour sortir : ');
  readln
end;{ecran}

```

```

procedure Axes;

```

```

begin
  setlinestyle(0,0,1);
  setcolor(15);
  rectangle(xo,yo,xmax,ymax);
end;

```

```

procedure Tracediagonale;

```

```

begin
  setcolor(15);
  line(xo,ymax,xmax,yo) ;
end;

```

```

procedure Tracegrille;

```

```

const ngx=10;ngy=10;
var i,n:integer; ipx,ipy:integer;
begin
  setcolor(13);
  ipx:=trunc((xmax-xo)/ngx);
  ipy:=trunc((ymax-yo)/ngy);
  for i := 1 to (ngx-1) do

```

```

line(xo+i*ipx,yo+1,xo+i*ipx,ymax-1);
for i:=0 to ngx do
  begin
    setTextJustify(centertext,centertext);
    str((i*ipx)/(xmax-xo),chaine);
    outtextxy(xo+i*ipx,ymax+10,chaine);
  end;
for i:= 1 to ngx-1 do
  outtextxy(xo+i*ipx,ymax+10,'. ');
for i:=1 to (ngy-1) do
  line(xo+1,ymax-(i*ipy),xmax-1,ymax-(i*ipy));
for i:=0 to ngy do
  begin
    setTextJustify(centertext,centertext);
    str((i*ipy)/(ymax-yo),chaine);
    outtextxy(xo-15,ymax-(i*ipy),chaine);
  end;
for i:=1 to ngy-1 do
  outtextxy(xo-15,ymax-(i*ipy),'. ');
end;{tracegrille}

```

```

function Puis(va:real;ex:integer):real;
begin
  if va=0 then
    puis:=0
  else
    puis:=exp(ex*ln(va));
end; {puis}

```

```

procedure Resolution(a:z;b:w;n:integer;var x:w);
begin
  nml:=n-1;
  for k:=1 to nml do
    begin
      i:=k+1;
      m:=k;
      if (abs(a[i,k])-abs(a[m,k])) <> 0 then
        m:=i
      else
        if (i-n) < 0 then
          i:=i+1
        else
          if a[m,k]=0 then
            writeln('impossible')
          else
            if (m-k) <> 0 then
              begin

```

```

        for j:=k to n do
            begin
                r:=a[k,j];
                a[k,j]:=a[m,j];
            end;
        a[m,j]:=r;
        r:=b[k];
        b[k]:=b[m];
        b[m]:=r;
    end;
    kp1:=k+1;
    for i:=kp1 to n do
        begin
            r:= a[i,k]/a[k,k] ;
            a[i,k]:=0 ;
            for j:=kp1 to n do
                a[i,j]:=a[i,j]-r*a[k,j];
                b[i]:=b[i]-r*b[k];
            end;
        end;
    x[n]:=b[n]/a[n,n];
    for ieie:= 1 to nm1 do
        begin
            i:=n-ieie;
            tx:=0;
            ip1:=i+1;
            for j:=ip1 to n do
                tx:=tx - a[i,j]*x[j];
            if a[i,i]=0 then
                writeln('impossible')
            else
                x[i]:=(b[i]+tx)/a[i,i];
            end;
        end;
    end; {resolution}

```

```

procedure Interpol(pa,pb:v;n,np:integer;var c:w);

```

```

begin
    np1:=np+1;
    for i:= 1 to np1 do
        begin
            a[i,1]:=0;
            for j:=1 to n do
                begin
                    nex:=2*np+1-i;
                    a[i,1]:=a[i,1]+puis(pa[j],nex);
                end;
            end;
        for i:=1 to np1 do
            begin
                a[i,np1]:=0;
                for j:= 1 to n do

```

```

begin
  nex:=np1-i ;
  if nex <>0 then
    a[i,np1]:=a[i,np1]+puis(pa[j],nex)
  else
    a[i,np1]:=a[i,np1]+1;
  end;
end;
for i:=1 to np1 do
  begin
    b[i]:=0;
    for j:= 1 to n do
      begin
        nex:=np1-i;
        if nex <>0 then
          b[i]:=b[i]+pb[j]*puis(pa[j],nex)
        else
          b[i]:=b[i]+pb[j];
        end;
      end;
    end;
    for i:= 2 to np1 do
      begin
        jj:=i;
        ii:=i-1;
        for j:=1 to ii do
          begin
            jj:=jj-1;
            jjj:=j+1;
            a[jj,jjj]:=a[i,1];
          end;
        end;
      end;
    nm:=np1;
    for i:=1 to np do
      begin
        jjj:=np1;
        jj:=i;
        nm:=nm-1;
        for j:=1 to nm do
          begin
            jjj:=jjj-1 ;
            jj:=jj+1;
            a[jj,jjj]:=a[i,np1];
          end;
        end;
      end;
    resolution (a,b,np1,c);
  end ;{interpol}

```

```

procedure Horner(xx:real;c:w;var y:real);

```

```

begin
  x1[1]:=0;
  for i:=1 to np+1 do
    x1[i+1]:=xx*x1[i] + c[i];
  y:=x1[np+2];

```

```
end; {Horner}
```

```
procedure Intersection(xd1,xf1,rf,q,xw1:real;var xs,ys:integer);
```

```
var xs1,ys1:real;
```

```
begin
```

```
if q = 1 then
```

```
begin
```

```
xs1:=xf1;
```

```
ys1:=((rf/(rf+1)*xf1)+(xd1/(rf+1)));
```

```
xs:=xo+trunc(xs1*(xmax-xo));
```

```
ys:=ymax- trunc(ys1*(ymax-yo));
```

```
end
```

```
else
```

```
begin
```

```
xs1:=(xf1/(q-1)+xd1/(rf+1))/(q/(q-1)-rf/(rf+1));
```

```
ys1:=(rf/(rf+1))*xs1+(xd1/(rf+1));
```

```
xs:=xo+trunc(xs1*(xmax-xo));
```

```
ys:=ymax - trunc(ys1*(ymax-yo));
```

```
end;
```

```
end; {intersection}
```

```
procedure Escalier;
```

```
begin
```

```
xdi:=xd; ydi:=xd;
```

```
repeat
```

```
i:=2;
```

```
repeat
```

```
i:=i+1;
```

```
until (getpixel(xdi-i,ymax-(ydi-xo))=15);
```

```
line(xdi,ymax-(ydi-xo),xdi-i,ymax-(ydi-xo));
```

```
xdi:=xdi-i;
```

```
i:=2;
```

```
repeat
```

```
i:=i+1;
```

```
until (getpixel(xdi,ymax-(ydi-xo)+i)=15);
```

```
line(xdi,ymax-(ydi-xo),xdi,ymax-(ydi-xo)+i);
```

```
ydi:=ydi-i;
```

```
until (xw>xdi );
```

```
end;{escalier}
```

```
procedure Titre1;
```

```
begin
```

```
setcolor(4);
```

```
setTextJustify(centertext,centertext);
```

```
settextstyle(3,0,3);
```

```
outtextxy(160,340,chaine2);
```

```
outtextxy(150,320,'x');
```

```
settextstyle(4,1,3);
```

```
outtextxy(10,200,'y');
setcolor(15);
end;
```

```
procedure Menu1;
```

```
begin
  clrscr;
  gotoxy(10,2);
  writeln('utilisation de la methode de McCabe & Thiele pour la
determination');
  gotoxy(10,3);
  write('du nombre de plateaux theoriques');
  gotoxy(15,6);
  write ('donner le titre du graphe ');
  read(chaine2);
  gotoxy(15,8);
  write('donner la valeur de la fraction de distillat ');
  read(xd1);
  gotoxy(15,10);
  write('donner la valeur de la fraction d'alimentation ');
  read(xf1);
  gotoxy(15,12);
  write('donner la valeur de la fraction de residu ');
  read(xw1);
  gotoxy(15,14);
  write('donner la valeur du taux de reflux ');
  read(rf);
  gotoxy(15,16);
  write('etat thermique de l'alimentation');
  gotoxy(15,18);
  write('q=0 quand l'alimentation est un liquide saturee');
  gotoxy(15,19);
  write('q=1 quand l'alimentation est une vapeur saturee');
  gotoxy(15,20);
  write('0<q<1 quand l'alimentation est un melange liquide-vapeur');
  gotoxy(15,21);
  write('q<0 quand l'alimentation est un liquide froid');
  gotoxy(15,22);
  writeln('q>1 quand l'alimentation est une vapeur surchauffee');
  gotoxy(15,25);
  write('donner l'etat thermique de l'alimentation ');
  read(q);
end;{menu1}
```

```
procedure Lecture1;
```

```
var ch:integer;
```

```
begin
```

```
writeln(' voulez-vous entrez les donnees Manuellement(1)');
```

```
      writeln(' ou par Fichier (2)? 1/2 ');
```

```
      readln(ch);
```

```
Case ch of
```

```
  1: begin
```

```
      writeln('entrez les valeurs de x et de y');
```

```

    for i:= 1 to n do
      readln(pa[i],pb[i]);
    end;
  2: begin
    clrscr ;
    writeln('le nom du fichier d'entree est ');
    readln(donnee);
    assign(fichier,donnee);
    reset(fichier);
    readln(fichier,n);
    for i:= 1 to n do
      readln(fichier,pa[i],pb[i]);
    end;
  end;
writeln('entrez le degre du polynome n ');
readln(np);
menu1;
end;
procedure Courbe2;

begin
  moveto(xo,ymax-yo);
  abscisse:=0;
  repeat
    xx:=xo+trunc(abscisse*(xmax-xo));
    horner(abscisse,c1,y1);
    yy1:=trunc(y1/xmin);
    ordonnee1:=ymax-yy1;
    putpixel(xx,ordonnee1,15);
    abscisse:=abscisse+0.0025;
  until (abscisse > 1) ;
  moveto(xo,ymax-yo);
  abscisse:=0;
  repeat
    xx:=xo+trunc(abscisse*(xmax-xo));
    horner(abscisse,c2,y2);
    yy2:=trunc(y2/xmin);
    ordonnee2:=ymax-yy2;
    putpixel(xx,ordonnee2,13);
    abscisse:=abscisse+0.0025;
  until (abscisse > 1) ;
end;

procedure Droite;

begin
  horner(xd1,c1,h11);
  horner(xd1,c2,hg11);
  xd:=xo+trunc(xd1*(xmax-xo));
  hg1:=ymax-trunc(hg11/xmin);
  h11:=ymax-trunc(h111/xmin);
  horner(xf1,c1,h122);
  xf:=xo+trunc(xf1*(xmax-xo));
  h12:=ymax-trunc(h122/xmin);

```

```

hdd1:=rf*(hg11-hl11)+hg11;
hdd:=ymax-trunc(hdd1/xmin);
aa:=round((hdd-hl2)/(xd-xf));
bb:=round((hdd-aa*xd));
xw:=xo+trunc(xw1*(xmax-xo));
hdw:=ymax-(trunc((aa*xw+bb)/xmin)-yo);
setcolor(2);
line(xd,hdd,xw,hdw);
line(xd,hdd,xd,ymax);
line(xd,hdd,xf,hl2);
line(xw,hdw,xw,yo);
line(xf,hl2,xf,ymax);
line(xo,ymax,xmax,ymax);
setcolor(15);
end;

```

```

procedure Repeter;

```

```

begin
xw:=xo+trunc(xw1*(xmax-xo));
xi:=xw;
repeat
  horner((xi-xo)/(xmax-xo),c,yii);
  yi:=xo+trunc(yii*(xmax-xo));
  horner((xi-xo)/(xmax-xo),c1,hxii);
  hxi:=ymax-trunc(hxii/xmin);
  horner((yi-xo)/(xmax-xo),c2,hyii);
  hyi:=ymax-trunc(hyii/xmin);
  hdw:=ymax+yo-trunc((aa*xw+bb)/xmin);
  setcolor(13);
  line(xw,hdw,yi,hyi);
  line(xw,hdw,xi,hxi);
  setcolor(15);
  xx:=xi;
repeat
  horner((xx-xo)/(xmax-xo),c1,y1);
  y1:=trunc(y1/xmin);
  ordonnee:=ymax-y1;
  putpixel(xx,ordonnee,15);
  xx:=xx+1;
until( (getpixel(xx+1,ordonnee)=13)
        or (getpixel(xx,ordonnee)=13)
        or (getpixel(xx-1,ordonnee)=13) );
  horner((xx-1-xo)/(xmax-xo),c1,hxx);
  hx:=ymax-trunc(hxx/xmin);
  line(xx-1,hx,yi,hyi);
  line(xx+1,hx,yi,hyi);
  line(xx,hx,yi,hyi);
  xi:=xx+1;
  xi:=xi+1;
until (xi > xf);
if xi > xf then
setcolor(9);
line(xi,hx,yi,hyi);
setcolor(9);

```

```

line(xi,hx,yi,hyi);
line(xi+1,hx+1,yi,hyi);
line(xi-1,hx-1,yi,hyi);
  line(xi-1,hx,yi-1,hyi);
  line(xi-1,hx,yi,hyi-1);
  line(xi-1,hx,yi+1,hyi+1);
setcolor(15);
end;

```

```

procedure Repetition;

```

```

begin
  xf:=xo+trunc(xf1*(xmax-xo));
  xi:=xf;
  repeat
    horner((xi-xo)/(xmax-xo),c,yii);
    yi:=xo+trunc(yii*(xmax-xo));
    horner((xi-xo)/(xmax-xo),c1,hxii);
    hxi:=ymax-trunc(hxii/xmin);
    horner((yi-xo)/(xmax-xo),c2,hyii);
    hyi:=ymax-trunc(hyii/xmin);
    line(xd,hdd,yi,hyi);
    aal:=round((hdd-hyi)/(xd-yi));
    bbl:=round(hyi-aal*yi);
    hh:=hyi;
    repeat
      xx:=trunc((hh-bbl)/aal);
      hh:=hh+1;
    putpixel(xx,hh-1,13);
    until (getpixel(xx,hh+1)=15);
  {setcolor(9);
  line(xx+1,hh+2,xd,hdd);
  line(xd,hdd,xx+1,hh+1);
  setcolor(15);}

  xi:=xx;
  until (xi > xd);
{ setcolor(9);
line(xx,hx,xi,hxi);
line(xi+1,hx+1,xi,hxi);
line(xi-1,hx-1,xi,hxi);
  line(xi-1,hx,xi-1,hxi);
  line(xi-1,hx,xi,hxi-1);
  line(xi-1,hx,xi+1,hxi+1);
setcolor(15);}
end;

```

```

procedure Titre2;

```

```

begin
  setcolor(4);
  setttextjustify(centertext,centertext);
  setttextstyle(3,0,3);
  outtextxy(250,380,' x , y ');

```

```

settextstyle(3,1,3);
outtextxy(50,200,' h(kJ/kmole) ');
setcolor(15);
end;

procedure Lecture2;
var ch:integer;
begin
  writeln('Voulez-vous entre les donnees Manuellement(1)');
  writeln('ou par Fichier(2)?( 1/2 )');
  readln(ch);
  Case ch of
1 : begin
  clrscr;
  writeln ('entrez les valeurs ');
  writeln ( 'x, Hl, y, Hv, X, Y ');
  for i:= 1 to n do
    readln( pa[i],pb[i],pc[i],pd[i],pe[i]);
  end;
2: begin
  clrscr ;
  gotoxy(15,2);
  write('Entrez le nom du fichier : ');
  read(donnee);
  assign(fichier,donnee);
  reset(fichier);
  read(fichier,n);
  for i:= 1 to n do
    readln(fichier,pa[i],pb[i],pc[i],pd[i],pe[i]);
  end;
end;
gotoxy(15,4);
write('donner le degre d"interpolation voulu ');
read(np);
clrscr;
gotoxy(15,2);
write('la fraction de distillat xd1= ');read(xd1);
gotoxy(15,6);
write('la fraction d"alimentation xf1= ');read(xf1);
gotoxy(15,10);
write('la fraction de residu xw1= ');read(xw1);
gotoxy(15,14);
write('le taux de reflux rf= ');read(rf);
end;
procedure courbe1;

begin
moveto(xo,ymax);
abscisse:=0;
repeat
xx:=xo+trunc(abscisse*(xmax-xo));
Horner(abscisse,c,y);
yy:=trunc(y*(ymax-yo));
ordonnee:=ymax-yy;
putpixel(xx,ordonnee,15);

```

```

abscisse:=abscisse+0.001;
until (abscisse > 1) ;
intersection(xd1,xf1,rf,q,xw1,xs,ys);
xd:=xo+trunc(xd1*(xmax-xo));
xf:=xo+trunc(xf1*(xmax-xo));
xw:=xo+trunc(xw1*(xmax-xo));
yd:=ymax-(xd-xo);
yf:=ymax-(xf-xo);
yw:=ymax-(xw-xo);
setcolor(15);
line (xd,yd,xs,ys);
line(xf,yf,xs,ys);
line(xw,yw,xs,ys);
end;{courbe2}

```

```

procedure menu;
var ch:integer;
begin
  writeln('voulez-vous utiliser une des deux');
  writeln('methodes ou tracer une courbe uniquement?');
  writeln('si vous voulez utiliser une des deux');
  writeln('methodes ,tapez 1 pour la methode de McCABE et THIELE,');
  writeln('tapez 2 pour la methode de PONCHON et SAVARIT,');
  writeln('tapez 3 pour un diagramme d"equilibre ');
  writeln('tapez 4 pour un diagramme enthalpie-concentration');
  writeln (' donnez votre choix ');
  readln (ch);
  case ch of

    1: begin
      lecture1;
      interpol(pa,pb,n,np,c);
      intersection(xd1,xf1,rf,q,xw1,xs,ys);
      initialize;
      ecran;
      axes;
      tracegrille;
      tracediagonale;
      tracegrille;
      courbel;
      escalier;
      titrel;
      end;

    2: begin
      lecture2;
      interpol(pa,pb,n,np,c1);
      interpol(pa,pc,n,np,c2);
      interpol(pd,pe,n,np,c);
      initialize;
      axes;
      courbe2;
      droite;
      repeter;
      courbe2;
      droite;

```

```
    repetition;  
    titre2;  
    end;  
3:begin  
    lecture1;  
    interpol(pa,pb,n,np,c);  
    initialize;  
    ecran;  
    axes;  
    tracegrille;  
    tracediagonale;  
    tracegrille;  
    courbe1;  
    titre1;  
    end;  
4:begin  
    lecture2;  
    interpol(pa,pb,n,np,c1);  
    interpol(pa,pc,n,np,c2);  
    interpol(pd,pe,n,np,c);  
    initialize;  
    axes;  
    courbe2;  
    titre2;  
end;  
end;{menu}
```

```
begin {pp}  
    menu;  
end.
```

