

الجمهورية الجزائرية الديمقراطية الشعبية
REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE

11/88

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

lex

ECOLE NATIONALE POLYTECHNIQUE

DEPARTEMENT : Génie chimique

المدرسة الوطنية المتعددة التقنيات
BIBLIOTHEQUE — المكتبة
Ecole Nationale Polytechnique

PROJET DE FIN D'ETUDES

SUJET

Contribution à l'établissement
d'un logiciel
pour le génie chimique

Proposé Par :

M.BENIDDIR

Etudié par :

S.KARKENI

A.KHEIDRI

Dirigé par :

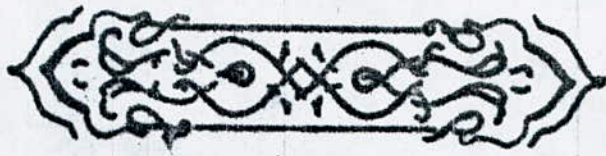
M.BENIDDIR

M.BOURKIZA

PROMOTION : JANVIER 88

بِسْمِ اللَّهِ الرَّحْمَنِ الرَّحِيمِ

وَقُلْ رَبِّ زِدْنِي عِلْمًا



اللَّهُمَّ ارْزُقْنَا حُسْنَ التَّوَكُّلِ عَلَيْكَ
اللَّهُمَّ إِنِّي أَسْأَلُكَ عِلْمًا نَافِعًا
إِنَّكَ سَمِيعُ الدُّعَاءِ.

TABLE DE MATIERES

المدرسة الوطنية المتعددة التقنيات
BIBLIOTHEQUE — المكتبة
Ecole Nationale Polytechnique

INTRODUCTION	1
1 LA RELATION ENTRE L'INGENIEUR ET L'INFORMATIQUE	3
2 DISTILLATION	
2.1 Théorie générale	7
2.2 Distillation d'un mélange binaire	
2.2.1 Méthode de Mc Cabe & Thiele	13
2.2.2 Présentation du problème	16
2.2.3 Programme	18
2.2.4 Exemple d'exécution	22
2.3 Distillation d'un mélange complexe	
2.3.1 Méthodes de calcul des mélanges complexes	23
2.3.2 Méthode de calcul plateau par plateau	28
2.3.3 Présentation du problème	30
2.3.4 Programme	31
2.3.5 Exemple d'exécution	39
3 DIMENSIONNEMENT D'UNE COLONNE D'ABSORPTION	
3.1 Partie théorique	47
3.2 Présentation du problème	53
3.3 Programme	54
3.4 Exemple d'exécution	64
4 ETUDE DE LA CONDUCTION EN REGIME VARIABLE	
4.1 Partie théorique	65
4.2 Présentation du problème	70
4.3 Programme	72
4.4 Exemple d'exécution	76
5 CALCUL DES COMPOSITIONS DES FRACTIONS PETROLIERES	
5.1 Partie théorique	78
5.2 Présentation du problème	80
5.3 Programme	81
5.4 Exemple d'exécution	86
CONCLUSION	88

INTRODUCTION

المدرسة الوطنية المتعددة التقنيات
BIBLIOTHEQUE — المكتبة
Ecole Nationale Polytechnique

Lorsque l'homme se trouve confronté à un problème difficile, son premier souci est d'éliminer les pistes inutiles, en d'autres termes restreindre l'éventail de la recherche aléatoire des solutions .

Cette tâche a été rendu possible grâce à l'intelligence de l'homme et sa rigueur dans le développement de l'informatique.

De nos jours, la construction des logiciels est devenue toute une discipline de l'informatique, elle devait suivre une méthodologie exacte, vue les grandes possibilités qu'offre la micro-informatique.

L'élaboration d'un logiciel doit faire l'objet de rigueur et de logique afin de permettre à l'utilisateur une exécution facile. Un programme doit être construit, comme on prouve un théorème, sa validité doit être évidente et mathématiquement vérifiable .

Sa conviviabilité, en particulier, la facilité d'introduction des données, conduit parfois à doubler ou à tripler le volume des instructions strictement nécessaires .

Les modifications des données, lors d'une correction éventuelle, doit être faite d'une manière aussi simple que possible .

Dans ce cadre, vient notre contribution à l'établissement d'un logiciel pour le génie chimique regroupant quelques problèmes dans certains domaines du génie chimique :

- * La distillation : a) Etude de la distillation d'un mélange binaire. Résolution par la méthode de Mc Cabe et Thiele.
b) Etude de la distillation d'un mélange complexe. Résolution par la méthode plateau par plateau.
- * L'absorption : Dimensionnement d'une colonne d'absorption avec différents types de garnissages.
- * Transfert de chaleur : Etude de l'évolution de la température en fonction du temps dans une plaque plane, et détermination de l'épaisseur.
- * Technologie de pétrole : Détermination des compositions des fractions pétrolières par différentes méthodes .

LA RELATION ENTRE L'INGENIEUR ET L'INFORMATIQUE

LES PROBLEMES QUE PEUT RENCONTRER UN INGENIEUR DANS LA VIE PROFESSIONNELLE SONT NOMBREUX ET DE PLUS EN PLUS DIFFICILES, PAR LEUR COMPLEXITE PROPRE ET PAR LE NOMBRE D'INFORMATIONS A TRAITER. POUR RESOUDRE CES PROBLEMES, ECONOMISER LE TEMPS ET LES EFFORTS DELAPIDES DANS LE PASSE, L'HOMME A EU RECOURT A UNE NOUVELLE SCIENCE DE TRAITEMENT DE L'INFORMATION APPELEE "INFORMATIQUE".

L'INFORMATIQUE S'OCCUPE DE LA MISE DE CES PROBLEMES SOUS FORME D'ALGORITHMES ET DE LEURS EXPLOITATIONS SUR ORDINATEUR.

LA PROGRAMMATION LUI SERT COMME UN LIEN ENTRE LES NOTIONS SEMANTIQUES PROPRES A L'HOMME, ET LES ASPECTS FORMELS OU SYNTAXIQUES, CARACTERISTIQUES NON SEULEMENT DES ORDINATEURS, MAIS DE TOUTE L'INFORMATIQUE.

MAIS, IL FAUT NOTER, QUE POUR TOUS LES PROBLEMES, MEME LES PLUS TRIVIAUX, ON DOIT FAIRE UNE GRANDE QUANTITE DE TRAVAIL D'ANALYSE AVANT DE S'INTERESSER A L'ORDINATEUR, CAR CELUI-CI N'EST QU'UNE MACHINE QUI NE SAIT QU'EXECUTER DES OPERATIONS ARITHMETIQUES ET LOGIQUES ELEMENTAIRES.

ON PEUT DECOMPOSER LA RESOLUTION D'UN PROBLEME EN PLUSIEURS ETAPES NETTEMENT DISTINCTES :

TRAITEMENT D'UN PROBLEME A L'AIDE DE L'ORDINATEUR

IDENTIFICATION DES LOIS FONDAMENTALES impliquées dans la définition du problème.

↓

MODELISATION: utilisation des lois identifiées pour décrire le problème par un ensemble d'équations mathématiques.

↓

METHODE NUMERIQUE: trouver une méthode traduisant les fonctions continues en fonctions arithmétiques et un algorithme de résolution du problème arithmétique.

↓

ORGANIGRAMME: faire apparaître sur un schéma synoptique l'enchaînement des différentes phases de travail arithmétique à effectuer.

↓

PROGRAMMATION: c'est la traduction de l'organigramme en une suite d'instructions détaillées, dans un langage acceptable par l'ordinateur.

↓

MISE AU POINT DU PROGRAMME: c'est l'étape d'édition (correction syntaxique) et d'essai-erreur (correction logique des erreurs) de codage (programmation) ou de logique (organigramme).

↓

EXECUTION ET INTERPRETATION DES RESULTATS: lorsque le programme est correct, on le fait exécuter avec les données du problème.

DEPUIS UNE VINGTAINE D'ANNEES UNE NOUVELLE DISCIPLINE DE L'INFORMATIQUE EST APPARUE, C'EST: LA CONSTRUCTION DES LOGICIELS. SON BUT EST DE CONSTITUER A L'AIDE D'ORDINATEURS DES RAISONNEMENTS ET DES CALCULS FASTIDIEUX POUR L'HOMME.

UN LOGICIEL DOIT REGROUPER LES DIFFERENTES FORMES DE PROGRAMMES QUI PERMETTENT DE FAIRE FONCTIONNER UN ORDINATEUR ET DE L'UTILISER POUR RESOUDRE DES PROBLEMES, LES DONNEES QU'ILS UTILISENT, LES DOCUMENTS QUI SERVENT A CONCEVOIR CES PROGRAMMES ET CES DONNEES, A LES METTRE EN OEUVRE, A LES UTILISER ET A LES MODIFIER.

L'UTILISATION D'UN LANGAGE DE PROGRAMMATION EVOLUE TEL QUE LE FORTRAN (FORmula TRANslator) NOUS A PERMIS DE CONTOURNER LES DIFFICULTES RENCONTREES DANS LES PROBLEMES VU LA SIMPLICITE SYNTAXIQUE ET L'EFFICACITE AU NIVEAU DE L'EXECUTION QU'IL NOUS OFFRE.

L'AUTEUR D'UN PROGRAMME FORTRAN DECRIT, A L'AIDE DES DECLARATIONS, L'ENVIRONNEMENT DE SON APPLICATION (fichiers, nature de données) ET, A L'AIDE D'UNE FORMULATION SIMPLE, LE DEROULEMENT DU PROGRAMME. NOTRE TRAVAIL A ETE EFFECTUE SUR UN MINI-ORDINATEUR (MICROVAX) OU L'UTILISATEUR NE PEUT TRAVAILLER QUE S'IL DISPOSE D'UN NUMERO DE COMPTE QUI SERA CREE A SA DEMANDE.

CHAQUE UTILISATEUR EST DEFINI PAR :

- * SON NOM (USERNAME) Exp: KARKENI
- * SON MOT DE PASSE (PASSWORD) Exp: CHROMATO

POUR CHAQUE UTILISATEUR EXISTE UN REPERTOIRE (DIRECTORY) QUI RASSEMBLE TOUS LES FICHIERS CREEES. POUR LE VISUALISER, IL SUFFIT D'ECRIRE (après avoir le prompt du DCL symbolisé par "MICROVAX>") :

MICROVAX>DIR =====>

* POUR VISUALISER UN PROGRAMME QUELCONQUE EXISTANT DANS LA DIRECTORY, ON DOIT ECRIRE :

MICROVAX>ED NOM DU PROGRAMME.FOR

Exemple:NOM DU PROGRAMME:DISTIL

MICRAVAX>ED DISTIL.FOR =====>

* POUR ECRIRE UN NOUVEAU PROGRAMME, ON OUVRE UN FICHIER PORTANT LE NOM SPECEFIQUE DU PROGRAMME ET CELA EN FAISANT CE QUI SUIT :

Exemple:ON VEUT ECRIRE UN PROGRAMME QU'ON APPELLE "MAT"

MICROVAX>ED MAT.FOR =====>

APRES AVOIR ECRIT LE PROGRAMME, AFIN DE SORTIR DU FICHIER, ON DOIT TAPER LES TOUCHES (CTRL) ET (Z) EN MEME TEMPS, IL APPARAIT LE SIGNE (*)

1-SI ON VEUT SAUVEGARDER LA VERSION ON ECRIT : EX

2-SI ON NE VEUT PAS LA SAUVEGARDER ON ECRIT : QUIT

* LA VERIFICATION DES ERREURS SYNTAXIQUES SE FAIT COMME SUIT :

MICROVAX>FOR DISTIL.FOR =====>

* S'IL N'Y A PAS D'ERREURS, LE PROMPT APPARAIT DE NOUVEAU D'OU ON DOIT FAIRE LA COMPILATION :

MICROVAX>LINK DISTIL.OBJ =====>

* L'EXECUTION SE FAIT EN TAPANT :

MICROVAX>RUN DISTIL.EXE =====>

S'IL N'Y A PAS D'ERREURS ARITHMETIQUES LE PROGRAMME SERA EXECUTE ET DONNERA LE RESULTAT VOULU.

* L'IMPRESSION SE FASSE EN ECRIVANT :

MICROVAX>PRINT DISTIL.FOR =====>

VOUS POUVEZ, ENFIN, RECUPERER VOTRE PROGRAMME AVEC CES RESULTATS SUR UN LISTING BIEN PROPRE.

D I S T I L L A T I O N

En jouant sur les différences de volatilité des constituants d'un mélange, la distillation permet la séparation ou, comme l'on dit généralement, le fractionnement des différents constituants en fonction de leurs températures d'ébullition.

Dans les usines de la pétrochimie, les colonnes de distillation sont largement représentées, soit au stade de la préparation de charge avant la réaction, soit au stade de fractionnement après la réaction.

Travaillant comme une machine thermique, entre une source chaude (four ou rebouilleur) et une source froide (condenseur de tête), la distillation met en oeuvre un contre courant de liquide et de vapeur, discontinue dans le cas des colonnes à plateaux ou continue pour les colonnes à garnissage.

Le contact des deux phases conduit à un échange de constituants pour pouvoir réaliser l'équilibre thermodynamique; et par conséquent, les éléments les plus volatils s'accumulent dans la vapeur et sont éliminés au sommet de la colonne alors que les éléments lourds passent en phase liquide et sont soutirés au fond.

Cette répartition des constituants entre les deux phases se traduit, entre la tête et le fond de la tour, par un gradient de température qui dérive directement du gradient de concentration.

L'étude de la distillation proprement dite devra être précédée par l'analyse du phénomène diffusionnel fondamental, appelé :

"Equilibre liquide-vapeur" ou "Contact élémentaire"

L'échange réciproque de constituants d'une phase vers l'autre par

diffusion conduit à un équilibre théorique, dans la mesure où la cinétique le permet, comme dans le cas d'une interface et d'un temps de contact suffisamment grand.

Un tel système en équilibre constitue un "étage théorique"; il est caractérisé par des relations entre les concentrations des constituants dans chaque phase, traduisant ainsi une sélectivité élémentaire de fractionnement.

La distillation ordonne ensuite ces contacts élémentaires en série, sous forme de cascade, afin d'émulifier la sélectivité de l'étage théorique.

L'étude de la distillation n'est plus à proprement parler qu'un problème purement mathématique ou il s'agit d'exploiter successivement les équations de base relative à chaque étage théorique, et les ordonnancement entre le fond et le sommet de la colonne pour établir les relations qui conditionnent la séparation des constituants d'un mélange donnée entre le distillat et le résidu, en fonction des paramètres opératoires : taux de reflux, pression, nombre d'étages théoriques etc...

DISTILLATION CONTINUE :

La plupart des colonnes de distillation utilisées dans l'industrie de pétrole et dans les industries chimiques et pétrochimiques fonctionnent en continu. Elles sont alimentées en permanence par une charge dont la composition, le débit et la température sont constants : elles produisent en tête un distillat et au fond un résidu dont la composition, le débit et la température sont également constants.

Le calcul d'une colonne de distillation peut être conduit de deux manières :

A_ pour obtenir une séparation donnée à partir d'un mélange donnée, le calcul nous renseigne alors sur le nombre d'étages théoriques nécessaire en fonction des conditions opératoires choisies.

Ce type de calcul est aujourd'hui effectué d'une manière courante par des calculateurs .

IL y a ensuite d'établir l'équivalence entre les étages théoriques et les étages réels : efficacité moyenne pour les plateaux et H.E.P.T(hauteur équivalente pour un plateau théorique) pour les garnissages.

B_ Pour les colonnes à garnissages qui établissent un contact continue entre liquide et vapeur, il est possible, dans certains cas, d'écrire les équations différentielles de transfert de masse relative à une hauteur (dz) du garnissage et de les intégrer tout le long de la colonne.

Dans ces conditions on obtient directement la hauteur réelle du garnissage à mettre en oeuvre pour réaliser la séparation spécifiée

MELANGE BINAIRE :

L 'industrie offre rarement l'occasion de distiller un véritable mélange binaire. Cependant l'étude de cette distillation est particulièrement intéressante, car la simplicité des équations mises en jeu permet une analyse précise de l'opération, mettant en valeur des relations générales entre paramètres, de sorte qu'il sera possible ultérieurement de généraliser ces lois à la distillation des mélanges complexes ou encore d'établir une

équivalence entre ces derniers et un mélange binaire représentatif, constitué par deux constituants clés du complexe.

MELANGE COMPLEXE :

IL faut entendre par mélange complexe, un mélange contenant un nombre fini de constituants, ce nombre pouvant atteindre une vingtaine au maximum.

La distillation de ces mélanges dans une seule colonne de distillation permet leur séparation en un distillat complexe, riche en constituants légers, et en un résidu complexe, riche en constituants lourds.

La séparation désirée est, en général, fixée par le choix de deux constituants-clés, comme dans le cas des mélanges ternaires. Ces constituants-clés représentatifs du fractionnement existent à la fois dans le distillat et dans le résidu, alors que les constituants plus légers que le constituant-clé volatil (cv) sont pratiquement absents dans le résidu et les constituants plus lourds que le constituant-clé lourd (cl) ne sont pratiquement pas représentés dans le distillat. Par contre s'il existe des constituants intermédiaires entre la clé légère et la clé lourde, ils sont répartis dans le distillat et le résidu en fonction de leur volatilité respective.

CALCUL DU NOMBRE D'ETAGES MINIMAL A REFLUX TOTAL :

L'application de la formule de Fenske aux deux constituants-clés permet de calculer (N_m) qui représente le nombre minimal d'étages de la colonne y compris le rebouilleur et le condenseur partiel :

$$N_m = \frac{\log\left(\frac{X_{cv}^d}{X_{cv}^r}\right) \cdot \left(\frac{X_{cl}^r}{X_{cl}^d}\right)}{\log \alpha_{cv}}$$

N_m : Nombre d'étages minimal

X_{cv} : Nombre de moles de la clé-volatile dans le distillat

X_{cl} : Nombre de moles de la clé-lourde dans le distillat

X_{cv} : Nombre de moles de la clé-volatile dans le résidu

X_{cl} : Nombre de moles de la clé-lourde dans le résidu

α_{cv} : Volatilité relative de la clé-volatile

IL est alors possible de déterminer la répartition des autres constituants à reflux total dans le distillat et le résidu, ou encore, de contrôler si la distribution initialement admise est correcte .

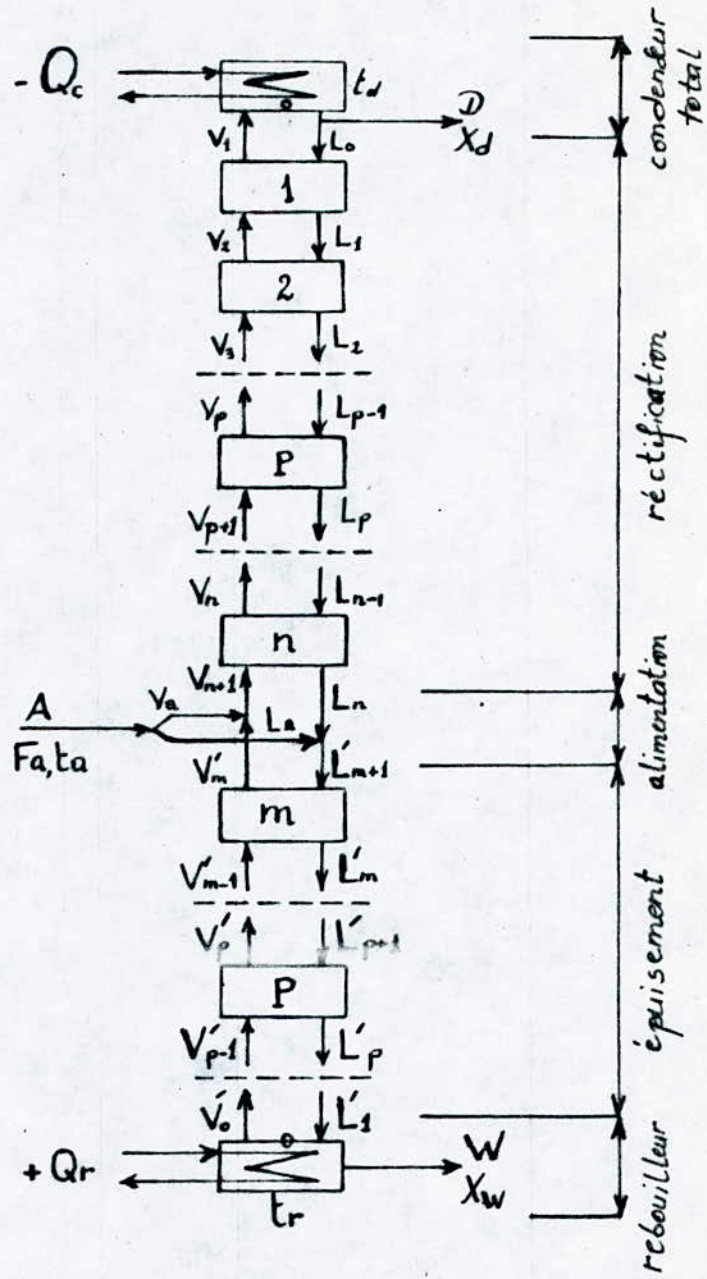


Schéma générale d'étude de la colonne de distillation

METHODE DE MAC CABE ET THIELE

Cette méthode graphique est une méthode approximative. Son avantage est de donner une solution approchée d'un problème, si l'on connaît le diagramme d'équilibre des constituants du mélange binaire.

Les hypothèses de LEWIS qui sont à la base de cette méthode de calcul sont les suivantes :

1-La colonne est adiabatique : IL n'y a pas d'échange de chaleur avec le milieu extérieur (colonne calorifugée ou placée dans une enveloppe chauffante).

2-Les chaleurs molaires de vaporisation des deux constituants sont égales.

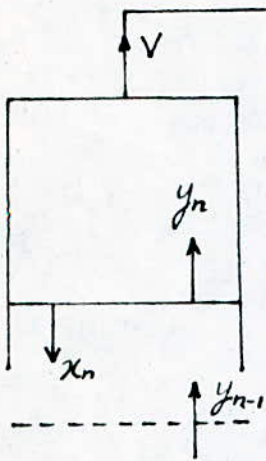
3-La chaleur de mélange des deux constituants en phase liquide est nulle.

4-L'équilibre liquide-vapeur est atteint sur chaque plateau de la colonne (étage théorique).

Cela signifie que la chaleur apportée au plateau (P) par la condensation d'une mole de vapeur, venant du plateau inférieur, compense exactement la quantité de chaleur nécessaire à l'évaporation d'une mole de liquide de ce même plateau. IL en résulte que le débit molaire descendant de liquide et le débit molaire ascendant de vapeur sont tous deux constants d'une part dans la section concentration et d'autre part dans la section épaissement.

ETUDE DE LA SECTION CONCENTRATION

Considérons le système formé par le condenseur et le plateau(N):



Les débits V, L, V', L' sont constants, nous pouvons écrire les relations

suivantes :

$L_r = L$, $V' = V$, $L' = L + F$ (alimentation liquide bouillant)

avec :

- V : débit vapeur dans la zone concentration.
- L : débit liquide dans la zone concentration.
- L' : débit liquide dans la zone épuisement.
- V' : débit vapeur dans la zone épuisement.

Y_n : fraction du constituant volatil au niveau du Nⁱème plateau dans la phase liquide.

X_d : fraction du constituant volatil au niveau du distillat

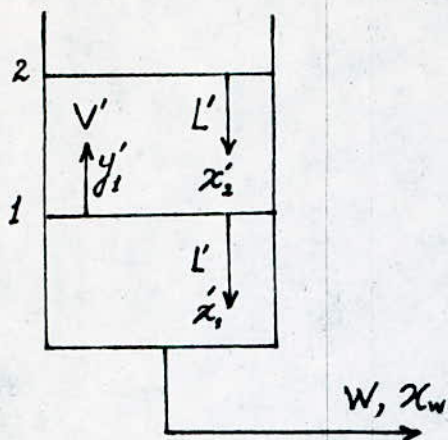
$$V \cdot y_{n-1} = L \cdot x_n + D \cdot x_d \Rightarrow y_{n-1} = \frac{R}{R+1} \cdot x_n + \frac{x_d}{R+1} \quad (1) \quad \text{Avec} \quad R = \frac{L}{D} \quad (\text{taux de reflux})$$

$$\frac{y_n}{1-y_n} = \alpha \cdot \frac{x_n}{1-x_n} \quad (2) \quad \alpha : \text{Volatilité relative}$$

Des lors, nous disposons d'un système de deux relations (1) et (2), qui permet de calculer par récurrence la composition d'un plateau quelconque de la section concentration à partir de la composition connue ($X_d = Y_n$) du distillat.

ETUDE DE LA SECTION EPUISEMENT

Faisons un bilan de matière au niveau du plan situé entre le bouilleur et le plateau (1)



W : debit du résidu

x_w : Composition du Constituant Volatil dans le résidu

$$l = \frac{L'}{V'} \text{ taux de rebouillage}$$

Et en partant, cette fois, du bouilleur dont la composition x_w est donnée, et en remontant progressivement jusqu'au niveau d'alimentation.

On a :

$$L' \cdot x_2 = V' \cdot y_1 + W \cdot x_w$$

$$y_1 = l \cdot x_2 - (l-1) \cdot x_w$$

$$\frac{y_1}{1-x_1} = \alpha \cdot \frac{x_1}{1-x_1}$$

APPLICATION :

On veut séparer un mélange binaire Benzène-Toluène par distillation atmosphérique .

Quel sera le nombre minimum d'étages théoriques pour obtenir un distillat et un résidu ayant les caractéristiques suivantes :

$$X_d=0.95 \quad , \quad X_w=0.04$$

Quel sera le nombre de plateaux théoriques ainsi que la composition du liquide et de la vapeur dans chaque plateau, si l'alimentation est liquide au point d'ébullition et le taux de reflux exigé a la valeur suivante :

$$R= 2 \quad , \quad w=0$$

Détermination du taux de reflux minimum et du taux

de rebouillage correspondent pour différents cas d'alimentation

Cas d'alimentation au point d'ébullition: $w=0$

$$t = \frac{x_D - y_1}{x_D - g_F} \text{ avec } x_1 = g_F \text{ et } y_1 = \frac{g_F}{\alpha(1-g_F) + g_F} \text{ (équation de la Courbe d'éq. l'or)}$$

$$r_m = \frac{t}{1-t}$$

$$P = \frac{y_1 - x_w}{g_F - x_w}$$

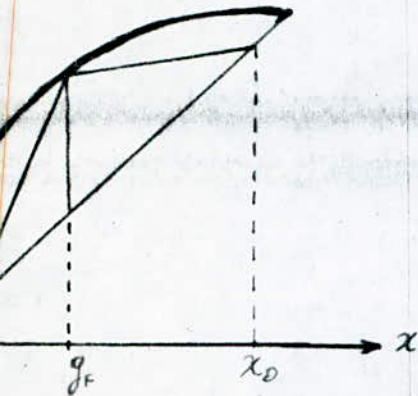
x_D : frac^t du Com^t Volatil dans le distillat

x_w : _____ résidu

g_F : _____ l'alimentation

α : Volatilité relative

w : taux de vaporisation



Cas d'alimentation vaporisée: $0 < w < 1$

$$y = \frac{w-1}{w} \cdot x + \frac{g_F}{w} \text{ (équation de la droite d'alimentation)}$$

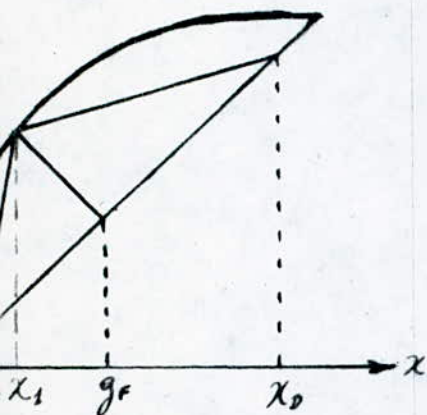
$$y = \frac{x}{\alpha(1-x) + x} \text{ (équation de la courbe d'éq. l'or)}$$

$$\frac{w-1}{w} \cdot x + \frac{g_F}{w} = \frac{x}{\alpha(1-x) + x} \text{ (point d'intersection des 2 courbes)}$$

$$Ax^2 + Bx + C = 0$$

$$x_{1,2} = \frac{-B \pm \sqrt{\Delta}}{2A} \text{ et } y_{1,2} = \frac{w-1}{w} \cdot x_{1,2} + \frac{g_F}{w}$$

$$VV = \frac{x_D - y_{1,2}}{x_D - x_{1,2}}, \quad r_m = \frac{VV}{1-VV}, \quad P = \frac{y_{1,2} - x_w}{x_{1,2} - x_w}$$

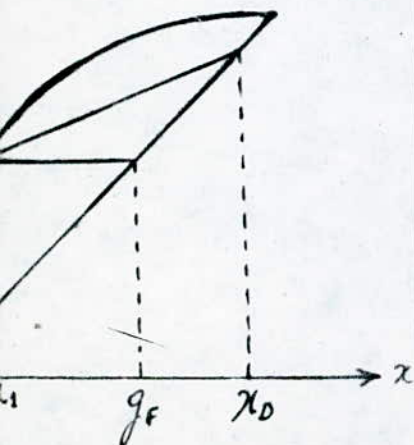


Cas d'alimentation au point de rosée: $w=1$

$$f = \frac{x_D - y_1}{x_D - x_1} \text{ avec } y_1 = g_F \text{ et } x_1 = \frac{\alpha \cdot g_F}{1 + (\alpha-1) \cdot g_F}$$

$$r_m = \frac{f}{1-f}$$

$$P = \frac{y_1 - x_w}{x_1 - x_w}$$



PROGRAMME DE DISTILLATION

 c Ce programme permet de determiner le nombre de plateaux
 c theorique et le taux de reflux minimum ainsi que le taux de rebouil
 c pour un binaire ou on fixe la fraction du constituant le plus vola
 c dans le distillat, le residu et l'alimentation.

c Définition des données utilisées:
 c xw:composition du constituant le plus volatil dans le residu
 c xd:composition du constituant le plus volatil dans le distillat
 c gf:composition du constituant le plus volatil dans l'alimentation
 c s:volatilité relative
 c w:taux de vaporisation
 c c:ecart par rapport aux conditions minimales
 c r:taux de reflux
 c q:taux de rebouillage
 c y(i):composition du constituant le plus volatil dans la phase vape
 c qui correspond au I^oème plateau
 c x(i):composition du constituant le plus volatil dans la phase liqu
 c
 c qui est en equilibre avec y(i)

 dimension y(50),x(50)
 print*, 'faites entrer les données:xw,xd,s,gf,w,c'
 open(unit=13,file='distil.dat',status='new')
 read*,xw,xd,s,gf,w,c

 c La subroutine (asco) sert a calculer le taux de reflux minimum et
 c taux de rebouillage correspondant

call asco(r,q,xw,xd,s,gf,w)

 c Après le calcul du taux de reflux minimum,on s'écarte d'une valeur
 c arbitraire choisi par le manipulateur

r=r+c

 c La subroutine (ecart) sert à calculer le taux de rebouillage
 c correspondant au nouveau taux de reflux choisi

call ecart(r,q,xw,xd,s,gf,w)

 c La première etape consiste à determiner le nombre minimum de plat
 c theorique (m) pour une fraction dans le distillat xd,dans le resid
 c dans l'alimentation gf.

x(1)=xd/(1+s*(1-xd))
 i=2
 2 x(i)=x(i-1)/(s*(1-x(i-1))+1)
 if(x(i).lt.xw)goto 3
 i=i+1
 goto 2
 3 m=i
 write(13,100) m

100 format(10x,'nombre de plateaux minimum=',i3)

 c Cette tranche d'instructions à pour intérêt d'évaluer le nombre de
 c plateaux dans la zone de rectification et dans la zone d'épuisemen

```

c      pour un taux de reflux bien determine,et pour un taux de rebouillia
c      correspondant
c*****
if(x(1).ge.gf)goto 4
i=2
c      Determination du nombre de plateaux dans la zone d'epuisement 'h'.
5      y(i)=q*x(i-1)-(q-1)*xw
      x(i)=y(i)/(s+y(i)*(1-s))
      if(x(i).lt.xw)goto 6
      i=i+1
      goto 5
6      h=i
      write(13,105) h
105     format(10X,'nombre de plateaux d epuisement=',i3)
      write(13,101)
101     format(10x,34(1h*))
      write(13,102)
102     format(10x,1H!,5X,'i',4X,1H!,3x,4Hy(i),3x,1h!,3X,4Hx(i),3X,1h!)
      write(13,101)
      do 25i=2,h
104     write(13,104)i,y(i),x(i)
      format(10x,1h!,3x,i4,3X,1h!,2(2x,f6.4,2X,1h!))
      write(13,101)
25     continue
      goto 11
4      i=2
c      Determination du nombre plateaux dans la zone de concentration 'p'
7      y(i)=xd/(r+1)+(r/(r+1))*x(i-1)
      x(i)=y(i)/(s+y(i)*(1-s))
      if(x(i).lt.gf)goto 8
      i=i+1
      goto 7
8      p=i
      write(13,115) p
115     format(10x,'nombre de plateaux d alimentation=',f5.2)
      i=p+1
c      Passage de la zone d'alimentation à la zone d'epuisement .
9      y(i)=q*x(i-1)-(q-1)*xw
      x(i)=y(i)/(s+y(i)*(1-s))
      if(x(i).lt.xw)goto 10
      i=i+1
      goto 9
c      Determination du nombre de plateaux total 'z'.
10     z=i
      write(13,109) z
109     format(10X,'nombre de plateaux total=',f5.2)
      write(13,106)
106     format(10x,34(1h*))
      write(13,107)
107     format(10x,1H!,5X,'i',4X,1H!,3x,4hy(i),3x,1h!,3X,4hx(i),3X,1H!)
      write(13,106)
      do 26i=2,z
108     write(13,108)i,y(i),x(i)
      format(10x,1h!,3x,i4,3X,1h!,2(2x,f6.4,2X,1h!))
      writ 13,106)
26     continue
11     stop
      end
c*****
c      Ce sous programme nous permet de calculer le taux de reflux minimum

```

```

c      pour différents types d'alimentations (au point d'ébullition, au point
c      de rosée, vaporisée).
*****
subroutine asco(r,q,xw,xd,s,gf,w)
  if(w.eq.0) goto 1
  if(w.eq.1) goto 2
-----
c      Dans ce cas l'alimentation est: soit surchauffée, soit entre le point
c      d'ébullition et le point de Rosée, soit sous-refroidi.
-----
      a=(w-1)*(s-1)/w
      b=(gf/w)*(s-1)-s+(w-1)/w
      c=gf/w
      d=b**2-4*a*c
c      Ce calcul permet de déterminer le point d'intersection de la courbe
c      d'équilibre avec la droite d'alimentation.
      if(d) 3,4,5
3      print*, 'pas de racine'
      goto 8
4      x12=-b/(2*a)
      if(x12.lt.0) goto 3
      if(x12.gt.1) goto 3
      print*, 'sol doub=', x12
      y12=((w-1)/w)*x12+gf/w
c      v: pente de la droite de concentration.
      v=(xd-y12)/(xd-x12)
      r=v/(1-v)
      q=(y12-xw)/(x12-xw)
      goto 7
5      x1=(-b-sqrt(d))/(2*a)
      x2=(-b+sqrt(d))/(2*a)
      print*, 'sol simpl=', x1
      print*, 'sol simp2=', x2
      if(x1.lt.0) goto 13
      if(x1.gt.1) goto 13
      y1=((w-1)/w)*x1+gf/w
c      p: pente de la droite de concentration.
      p=(xd-y1)/(xd-x1)
      r=p/(1-p)
      q=(y1-xw)/(x1-xw)
      goto 7
13     if(x2.lt.0) goto 3
      if(x2.gt.1) goto 3
      y2=((w-1)/w)*x2+gf/w
c      vv: pente de la droite de concentration.
      vv=(xd-y2)/(xd-x2)
      r=vv/(1-vv)
      q=(y2-xw)/(x2-xw)
      goto 7
c      Alimentation au point d'ébullition.
c      t: pente de la droite de concentration.
1      t=(xd-s*gf/(1+gf*(s-1)))/(xd-gf)
      r=t/(1-t)
      q=(xd/(r+1)+(r/(r+1))*gf-xw)/(gf-xw)
      goto 7
c      Alimentation au point de Rosée.
c      f: pente de la droite de concentration.
2      f=(xd-gf)/(xd-gf/((1-gf)*s+gf))
      r=f/(1-f)
      q=(gf-xw)/(gf/(s*(1-gf)+1)-xw)

```

```

7      write(13,110) r
110     format(10x,'taux de reflux minimum=',f5.3)
        write(13,116) q
116     format(10x,'taux de rebouillage=',f5.3)
        return
8      end
*****
c      Ce sous programme nous permet de s'ecarter des conditions minimales
c      le taux de reflux calcule par le sous programme precedent,l'ecarter
c      depent de l'etat d'alimentation.
*****
        subroutine ecart(r,q,xw,xd,s,gf,w)
c      Determination du point d'intersection de la droite d'alimentation
c      avec la droite de concentration,pour les differents types d'aliment
        if(w.eq.0)goto 1
        if(w.eq.1)goto 2
        tt=(gf*(r+1)-xd*w)/((1-w)*(r+1)+r*w)
        yy=((w-1)/w)*tt+gf/w
        q=(yy-xw)/(tt-xw)
        goto 3
c      Alimentation au point d'ebullition.
1      yy=xd/(r+1)+(r/(r+1))*gf
        q=(yy-xw)/(gf-xw)
        goto 3
c      Alimentation au point de Rosee.
2      yy=(gf*(r+1)-xd)/r
        q=(gf-xw)/(yy-xw)
3      write(13,111) r
111     format(10x,'taux de reflux=',f5.3)
        write(13,120) q
120     format(10X,'taux de rebouillage=',f5.3)

        return
        end

```


taux de reflux minimum=1.302
taux de rebouillage=1.530
taux de reflux=2.500
taux de rebouillage=1.348
nombre de plateaux minimum= 5
nombre de plateaux d alimentation= 5.00
nombre de plateaux total=11.00

```
*****  
!      i      !  y(i)  !  x(i)  !  
*****  
!      2      !  0.8759 !  0.7424 !  
*****  
!      3      !  0.8017 !  0.6227 !  
*****  
!      4      !  0.7162 !  0.5074 !  
*****  
!      5      !  0.6338 !  0.4140 !  
*****  
!      6      !  0.5443 !  0.3278 !  
*****  
!      7      !  0.4280 !  0.2340 !  
*****  
!      8      !  0.3015 !  0.1498 !  
*****  
!      9      !  0.1881 !  0.0864 !  
*****  
!     10      !  0.1025 !  0.0446 !  
*****  
!     11      !  0.0461 !  0.0194 !  
*****
```

METHODES EXACTES DE CALCUL DE RECTIFICATION

DE MELANGE MULTICOMPOSANTS

PRINCIPE : Considérons le cas suivant: calcul d'une colonne ayant une alimentation entièrement connue et dont le taux de reflux est connu. Le problème consiste alors à déterminer, soit les fractions molaires des constituants dans le distillat et le résidu, en connaissant le nombre d'étages, soit le nombre d'étages théoriques nécessaires en connaissant les fractions molaires des clés dans le distillat et le résidu.

La pression n'est pas nécessairement la même à tout les étages, on peut par exemple imposer une pression dans le condenseur et choisir une perte de charge par étage théorique "Procédure précieuse dans le cas des opérations effectuées sous-pression réduite ". A chaque étage on dispose des relations suivantes :

_ Les relations des définitions de fractions molaires (massiques).

$$\sum_{i=1}^n X_i = 1 \quad \text{et} \quad \sum_{i=1}^n Y_i = 1$$

_ Les relations de bilan de matière (n relations différentes à chaque étage plus la relation de bilan de matière totale, somme des n autres).

_ La relation du bilan enthalpique.

_ Les relations d'équilibres (n relations par étage, fonction de pression, température et des fractions des différents constituants).

RESOLUTION : Trois grandes familles de méthodes sont utilisées pour résoudre ces équations sur les N étages :

A_ GENERALISATION SCALAIRE DE LA METHODE DE MC CABE ET THIELE (Ces méthodes sont généralement dites plateau à plateau et équation par équation)

Partant des caractéristiques d'une extrémité de colonne (composition, température, pression, enthalpie) supposées connues, et en ajoutant une hypothèse sur la valeur du taux de reflux, on calcule les caractéristiques de chaque étage jusqu'à l'autre extrémité. Les caractéristiques de cette extrémité sont comparées à celles calculées par le bilan globale et les paramètres de départ modifiés jusqu'à "convergence".

Une variante très répandue consiste à partir simultanément des deux extrémités et à converger sur l'étage d'alimentation. Pour régler la convergence on utilise les résultats calculés à l'étage d'alimentation dans les deux tronçons au moyen de l'algorithme de BONNER (9) qui modifie de façon optimale les caractéristiques des conditions des extrémités.

Le point important est que les équations sont résolues pour un constituant dans les N étages de la colonne puis pour chacun des autres constituants.

i) L'algorithme de LEWIS & MATHESON : Calcule le nombre N d'étages pour une répartition donnée des constituants-clés entre les extrémités.

ii) L'algorithme de THIELE & GEDDES : (perfectionnée par HOLLAND sous le nom de méthode THETA) Calcule la répartition des constituants pour un nombre d'étages donnée N.

Ces méthodes se sont révélées trop souvent de convergence instable en calcul automatique. Des perfectionnements apportés par AMUNDSOMET-PONTINEU, ont abouti à la méthode du point de bulle (bubble point) et à celle des flux de constituant (sumrates).

Ces méthodes consistent à ramener pour chaque constituant (L) les équations opératoires et d'équilibres à N équations linéaires faisant intervenir $X(L, i-1)$, $X(L, i)$, $X(L, i+1)$, où i est le numéro de l'étage considéré. La résolution de ce système équivalente à l'inversion d'une matrice (N*N) tridiagonale (les éléments autre que ceux de la diagonale principale et des deux diagonales immédiatement adjacentes sont tous nuls). Les racines sont calculées de préférence par la méthode de GAUSS plutôt que par inversion de la matrice.

Quand les volatilités relatives des constituants sont voisines, on emploie la méthode du point de bulle qui utilise comme paramètre clé la température de l'étage. Dans le cas contraire on lui préfère la méthode des flux de constituants où la variable clé est le flux molaire de vapeur de chaque constituant à chaque étage.

Ces méthodes ne convergent pas (ou très difficilement) dans le cas de mélange fortement non idéaux.

B_GENERALISATION VECTORIELLE DE LA METHODE DE MC.CABE ET THIELE

Les calculs sont toujours menés plateau à plateau mais plus équation par équation .

En effet de toute évidence, résoudre séparément les équations d'équilibres n'aboutit pas à une convergence aisée quand les

coefficients d'équilibres d'un constituant dépendent fortement des fractions molaires des autres constituants:IL faut donc résoudre ces équations simultanément à chaque étage.

Pour cela,on part d'un nombre d'étages N connu et l'on cherche à faire converger la répartition des constituants dans le distillat et dans le résidu.

On généralise la méthode de la tridiagonale décrite précédement.On procède par itération à partir d'une initialisation(choix arbitraire de répartition entre distillat et résidu).Les relations n'étant plus linéaires,on calcule à chaque itération les nouvelles valeurs par incrémentation à l'aide de developpement limités.

La matrice (N*N) est donc un jacobien dont les éléments sont des sous-matrices d'ordre(2N+1).Cette méthode nécessite un ordinateur de capacité élevée de par la taille des matrices mises en jeu.

On général,elle converge rapidement mais la convergence n'est pas certaine le plus souvent,parce que l'initialisation n'est pas judicieuse.

C_METHODE DE RELAXATION : (due à ROSE,SWEENY et SCHRODT)

Cette méthode a l'avantage de toujours converger.Le principe et totalement différent de ceux précédement décrites.Les inconnues sont les répartitions de constituants à chaque étage,les grandeurs d'entrée pour le pas de calcul(P) sont les grandeurs de sortie des étages amont et aval pour le pas(P-1).IL suffit d'appliquer les relations de bilan de matière et enthalpique ainsi que les relations d'équilibres à chaque étage.

Le calcul est poursuivi jusqu'à stabilité prédéterminée des paramètres; l'initialisation peut être quelconque. Cette méthode a le défaut de converger lentement et donc de requérir des temps de calcul considérables. Toute fois, elle se prête bien aux études de simulation des états transitoires. (13)

METHODE DE CALCUL PLATEAU PAR PLATEAU

En adoptant toujours les hypothèses de LEWIS, il est possible de conduire le calcul des étages, en partant du distillat et du résidu, par application successive des équations d'équilibres et de bilan de matière dans chaque section. Les compositions initiales du distillat et du résidu à prendre en considération sont prises arbitrairement en fonction des spécifications de séparation à réaliser.

Le calcul dans chaque section est poursuivi jusqu'à ce que le liquide descendant du dernier étage ait une composition comme celle de l'alimentation. Cette règle entraîne la convergence des compositions des constituants-clés dans la section d'alimentation.

Mais il est nécessaire que cette convergence soit réalisée également pour les autres constituants et principalement pour les constituants intermédiaires.

Généralement, les compositions choisies initialement pour le distillat et le résidu ne conduisent pas à ce résultat. IL est nécessaire, à la suite de ce premier calcul, de modifier les compositions de départ en fonction de la divergence observée au plateau d'alimentation, entre les compositions x_i^n ET x_i^m .

Divers auteurs proposent des formules de corrections de la forme : $\hat{X}_i^d = X_i^d + \Delta X_i^d$

En particulier, la HUMBLE OIL and REFINING CY a mis au point la formule suivante qui donne une convergence rapide, ne nécessitant que trois ou quatre itérations :

$$\Delta X_i^d = \frac{x_i^m - x_i^n}{\frac{x_i^n}{X_i^d} + \frac{x_i^m}{X_i^r}} = -\Delta X_i^r$$

x_i^n, x_i^m : fraction molaire du constituant "i" dans le liquide descendant de l'étage "n" de rectification ou de l'étage "m" d'épuisement.

X_i^d, X_i^r : nombre de moles du constituant "i" dans le distillat ou le résidu.

ΔX_i^d : correction du nombre de moles du constituant "i" dans le distillat initial.

APPLICATION : (1) Calculer le nombre de plateaux nécessaire pour la distillation d'un mélange complexe contenant sept constituants avec les conditions de travail suivantes :

Taux de reflux..... $R = 2.1$
 Température du condenseur..... $Tp1 = 21\text{ }^{\circ}\text{C}$
 Température du bouilleur..... $Tp2 = 130^{\circ}\text{C}$
 Température d'entrée d'alimentation..... $Tp3 = 38\text{ }^{\circ}\text{C}$
 Pression au condenseur..... $P = 10\text{ atm}$
 Taux de vaporisation..... $\omega = 0.3$
 Composition exigée en distillat..... $Xd = 1\%$
 Composition exigée en résidu..... $Xw = 0.1\%$

Constituant	Nature	
Méthane		
Ethane		
Propane	Clé volatile	Constituant à suivre
Isobutane	Clé lourde	
n-butane		
n-pentane		Constituant à suivre
Hexane		

(2) - Même question que précédemment, avec les conditions de travail suivantes :

Taux de reflux..... $R = 1$
 Température au condenseur..... $Tp1 = 25\text{ }^{\circ}\text{C}$
 Température au bouilleur..... $Tp2 = 120^{\circ}\text{C}$
 Température d'entrée d'alimentation..... $Tp3 = 65\text{ }^{\circ}\text{C}$
 Taux de vaporisation..... $\omega = 0.25$
 Composition exigée pour le distillat..... $Xd = 99\%$
 Composition exigée pour le résidu..... $Xw = 1\%$

Constituant	Ethane	Propane	Butane	Isobutane	Isopentane	Pentane
Nature	Clé volatile		Constituant à suivre		Clé lourde	

* PROGRAMME DE DISTILLATION COMPLEXE *

CE PROGRAMME PERMET DE DETERMINER, EN PREMIER LIEU, LE NOMBRE DE PLATEAUX MINIMALE A REFLUX TOTAL NECESSAIRE POUR LA DISTILLATION D'UN MULTICOMPOSANTS CONTENANT (L) CONSTITUANTS; POUR UNE REPARTITION DONNEE DES CONSTITUANTS-CLES ENTRE LES EXTREMITES. EN UTILISANT LA METHODE PLATEAU PAR PLATEAU "ALGORITHME DE LEWIS ET MATHESON", ON CALCULE LE NOMBRE DE PLATEAUX THEORIQUE AINSI QUE LA COMPOSITION DU LIQUIDE, DE LA VAPEUR ET LA TEMPERATURE DANS CHAQUE PLATEAU.

DEFINITION DES DONNEES ET PARAMETRES UTILISEES :

Fa : Debit d'alimentation [kmol/h]
Dis: Debit de distillat [kmol/h]
Wr : Debit de résidu [kmol/h]
L : Nombre de constituants du multicomposants
Cv : Constituant-clé volatil
Cl : Constituant-clé lourde
n2 : Constituant à suivre dans la zone de réctification
n3 : Constituant à suivre dans la zone d'épuisement
R : Taux de reflux
q : Taux de vaporisation
Ro : Taux de rebouillage
Tp : Température du travail [°c]
Tpl: Température du condenseur [°c]
Tp2: Température du bouilleur [°c]
Tp3: Température d'entrée d'alimentation [°c]
dT : Différence de température [°c]
Nm : Nombre de plateaux minimum
Ml : Nombre de plateaux dans la zone de réctification
Nl : Nombre de plateaux dans la zone d'épuisement
I : Indice du constituant
J : Indice du plateau
F(i) : Nombre de moles du constituant i dans l'alimentation [kmol]
D(i) : Nombre de moles du constituant i dans le distillat [kmol]
W(i) : Nombre de moles du constituant i dans le résidu [kmol]
gf(i): Composition du constituant i dans l'alimentation
Xf(i): Composition liquide du constituant i dans l'alimentation
Yf(i): Composition vapeur du constituant i dans l'alimentation
dX(i): Différence de composition entre le dernier plateau de réctification et le premier plateau d'épuisement
Sa(i): Volatilité relative dans l'alimentation
Sd(i): Volatilité relative dans le distillat
Sr(i): Volatilité relative dans le résidu
Sm(i): Volatilité relative moyenne (moyenne géométrique)
ff(i): Température interpolée
pKi(i): Conctante d'équilibre à T & P donnée
Delta(i): Terme correctif
Tcp(j): Température du plateau j dans la zone de réctification [°c]
Twp(j): Température du plateau j dans la zone d'épuisement [°c]
Xc(i,j): Composition du liquide dans la zone de réctification
Yc(i,j): Composition de la vapeur dans la zone de réctification

Xw(i,j): Composition du liquide dans la zone d'épuisement
Yw(i,j): Composition de la vapeur dans la zone d'épuisement

```
*****
real Nm
dimension Xc(8,20),Yc(8,20),gf(8),F(8),Xf(8)
dimension D(8),W(8),Xw(8,20),Yw(8,20),Delta(8),dX(8),Sm(8)
dimension Sa(8),Sr(8),Sd(8),Tc(20),Twp(20)
common /saisl/T(8,24),pK(8,24),pKi(8),ff(8),Tp,L
open(unit=19,file='copl.dire',status='new')

open(unit=20,file='compl.dat',status='old')
do 113n=1,6
do 113m=1,24
read(20,*)T(n,m),pK(n,m)
13 continue

-----
Introduction des données :
-----
print*, 'R, Tp1, Tp2, Tp3, dT, Fa, L, Cv, Cl, q, n2, n3'
read*, R, Tp1, Tp2, Tp3, dT, Fa, L, Cv, Cl, q, n2, n3
do 106i=1,L
print*, 'D(i)=', 'i=', i
read*, D(i)
06 continue
do 104i=1,L
print*, 'gf(i)', 'i=', i
read*, gf(i)
04 continue
*****

-----
*          CALCUL DU BILAN DE MATIERE          *
-----
*****

-----
Calcul du nombre de moles des différents constituants
dans l'alimentation.
-----
do 2i=1,L
F(i)=Fa*gf(i)
continue

-----
Calcul du nombre de moles des différents constituants dans le distillat
et dans le résidu.
-----
Wr=0
Dis=0
do 3i=1,L
W(i)=F(i)-D(i)
Wr=Wr+W(i)
Dis=Dis+D(i)
continue

-----
Determination des compositions liquides des différents constituants
dans le distillat et le résidu.
-----
do 4i=1,L
Xw(i,1)=W(i)/Wr
Yc(i,1)=D(i)/Dis
continue
write(19,249)
```

```

49  format(30X,16(1H-))
    write(19,248)
48  format(26X,1H*,3X,'BILAN DE MATIERE',3X,1H*)
    write(19,249)
    write(19,250)
50  format(7X,68(1H*))
    write(19,251)
51  format(7X,1H!,2X,'I',3X,1H!,2X,'F(I)',3X,1H!,
1   2X,'Gf(I)',2X,1H!,3X,'D(I)',2X,1H!,1X,'Yc(I,1)',1X,1H!,
1   3X,'W(I)',2X,1H!,1X,'Xw(I,1)',1X,1H!)
    write(19,250)
    do 252i=1,L
    write(19,253)I,F(I),Gf(I),D(I),Yc(I,1),W(I),Xw(I,1)
53  format(7X,1H!,2X,I2,2X,1H!,3(2X,F5.2,2X,1H!,2X,F5.3,2X,1H!))
    write(19,250)
52  continue

```

Calcul de la volatilité moyenne des différents constituants.

```

Tp=Tp3
call templat
do 100i=1,L
Sa(i)=pKi(i)/pKi(C1)
Xf(i)=gf(i)/((1-q)+q*pKi(i))
100 continue
Tp=Tp2
call templat
do 101i=1,L
Sr(i)=pKi(i)/pKi(C1)
01  continue
Tp=Tp1
call templat
do 102i=1,L
Sd(i)=pKi(i)/pKi(C1)
02  continue
do 103i=1,L
Sm(i)=(Sa(i)*Sd(i)*Sr(i))**0.33
03  continue

```

Calcul du nombre de plateaux minimum par la formule de "Fenske "
appliquée au constituant lourd.

```

Nm=alog10(D(Cv)/W(Cv)*((F(C1)-D(C1))/D(C1)))/alog10(Sm(Cv))
write(19,199)
99  format(20X,20(1H-))
    write(19,198)
98  format(16X,1H*,3X,'TABLEAU DE RESULTATS',3X,1H*)
    write(19,199)
    write(19,200)Nm
00  format(10X,'Nombre de plateaux minimum=',f6.2)

```

DETERMINATION DES COMPOSITIONS LIQUIDES
ET VAPEURS PAR LA METHODE PLATEAU PAR PLATEAU.

ZONE DE RECTIFICATION

Calcul du taux de rebouillage.

Tp=Tpl
Ro=(Fa*(1-q)+R*Dis)/(Dis*(R+1)-q*Fa)
j=1
call templat
f2=0
do 7i=1,L
Xc(i,j)=Yc(i,j)/pKi(i)
f2=f2+Xc(i,j)
continue

Condition d'équilibre : correction de la température qui nous permet
d'avoir la somme des Xc(i,j) égale à l'unité.

if(f2.lt.0.98)goto 10
if(f2.gt.1.02)goto 9

On repere la temperature du plateau 'Tcp'.

Tcp(j)=Tp
goto 8

Cas ou la température choisi est faible.

Tp=Tp+dT
goto 11

Cas ou la température choisi est élevée.

10 Tp=Tp-dT
goto 11

Test pour le passage de la zone de réctification à la zone d'épuisem

if(Xc(n2,j).lt.Xf(n2))goto 18

Si la condition du test n'est pas vérifiée,on passe au plateau suivat

j=j+1

Calcul des compositions vapeurs à l'aide de l'equation de la droite
de concentration.

do 12i=1,L
Yc(i,j)=(R/(R+1))*Xc(i,j-1)+Yc(i,1)/(R+1)
continue
goto 11

Nombre de plateaux dans la zone réctification 'N1'.

12 N1=j

* ZONE D'EPUISEMENT *

Passage à la zone d'épuisement.

23 j=1
Tp=Tp2
call templat
f4=0
do 19i=1,L
Yw(i,j)=pKi(i)*Xw(i,j)
f4=f4+Yw(i,j)
continue

Condition d'équilibre : correction des températures qui permet d'avoir la somme des Yw(i,j) égale à un.

if(f4.lt.0.98)goto 20
if(f4.gt.1.02)goto 21

Température du plateau qui satisfait la condition d'équilibre.

Twp(j)=Tp
goto 22

Cas où la température choisie est faible.

20 Tp=Tp+dT
goto 23

Cas où la température choisie est élevée.

21 Tp=Tp-dT
goto 23

Test de passage de la zone d'épuisement à la zone de rectification.

22 if(Xw(n3,j).lt.Xf(n3))goto 300

Si la condition du test n'est pas vérifiée, on passe au plateau suivant

j=j+1

Calcul des compositions liquides à l'aide de l'équation de la droite d'épuisement.

24 do 24i=1,L
Xw(i,j)=(Yw(i,j-1)+(Ro-1)*Xw(i,1))/Ro
continue
goto 23

Nombre de plateaux dans la zone d'épuisement.

300 M1=j

Détermination de l'écart entre les compositions liquides du dernier plateau de rectification (en partant du condenseur), et le dernier plateau d'épuisement (en partant du bouilleur).

31 do 31i=1,L
dX(i)=Xw(i,M1)-Xc(i,N1)
continue

Correction des quantités des différents constituants dans le distillat et le résidu, à l'aide de la corrélation proposée par la HUMBLE OIL

AND REFINING CY.

```
-----  
do 32i=1,L  
if(D(i).eq.0 .or. W(i).eq.0)goto 45  
Delta(i)=dX(i)/(Xc(i,N1)/D(i)+Xw(i,M1)/W(i))  
goto 32  
45 Delta(i)=0  
32 continue  
-----
```

Determination des nouvelles compositions après correction.

```
-----  
z=0  
z1=0  
do 33i=1,L  
D(i)=D(i)+Delta(i)  
W(i)=W(i)-Delta(i)  
z=z+D(i)  
z1=z1+W(i)  
33 continue  
do 34i=1,L  
Yc(i,1)=D(i)/z  
Xw(i,1)=W(i)/z1  
34 continue  
Dis=z  
Wr=z1  
z2=W(Cv)/Wr  
z3=D(C1)/Dis  
-----
```

Après la correction, on teste si les conditions de séparation exigée sont vérifiées, dans le cas contraire, on prend pas en consideration dernière correction.

```
-----  
if(z2.gt.0.001 .or. z3.gt.0.01)goto 36  
goto 35  
-----
```


* IMPRESSION DES RESULTATS *


```
36 write(19,206)N1  
206 format(7X,'Nbr de plateaux dans la zone de rectification=',i3)  
write(19,207)M1  
207 format(7X,'Nombre de plateaux dans la zone d epuisement=',i3)  
write(19,201)  
201 format(7X,51(1h*))  
write(19,202)  
202 format(7X,1h!,4X,'I',2X,1h!,4X,'J',2X,1h!,2X,'Yc(I,J)',2X,1h!,  
1 2x,'Xc(I,J)',2X,1h!,2x,'TcP(J)',1X,1h!)  
write(19,201)  
do 40j=1,N1  
do 40i=1,L  
write(19,203)I,J,Yc(I,J),Xc(I,J),TcP(J)  
203 format(7X,1h!,2X,I3,2X,1h!,2X,I3,2X,1h!,2(2X,f7.4,2X,1h!),  
1 2X,f5.2,2X,1h!)  
write(19,201)  
40 continue  
write(19,204)  
204 format(7X,1h!,4X,'I',2X,1h!,4X,'J',2X,1h!,2X,'Yw(I,J)',2X,1h!,  
1 2x,'Xw(I,J)',2X,1h!,2X,'Twp(J)',1X,1h!)  
write(19,201)
```

```

do 4lj=Ml,1,-1
do 4li=1,L
write(19,205)I,J,Yw(I,J),Xw(I,J),Twp(j)
205 format(7X,1H!,2X,I3,2X,1H!,2X,I3,2X,1H!,2(2X,f7.4,2X,1H!),
1 2X,f6.2,1X,1H!)
write(19,201)
41 continue
stop
end
C*****
C Ce sous-programme permet de determiner les constantes d'équilibre de
C différents constituants pour une température bien déterminée.
C*****
subroutine templat
common /saisl/T(8,24),pK(8,24),pKi(8),ff(8),Tp,L
C -----
C Recherche et localisation de la température parmi celles du fichier
C de données.
C -----
do ln=1,L
m=1
7 if(Tp.lt.T(n,m))goto 3
if(Tp.eq.T(n,m))goto 4
if(Tp.gt.T(n,m) .and. Tp.lt.T(n,m+1))goto 5
if(Tp.eq.T(n,m+1))goto 8
m=m+1
goto 7
C -----
C Cas ou la température de travail est une valeur intermédiaire entre
C deux valeurs du fichier de données.
C -----
C Interpolation de la température.
C -----
5 ff(n)=(Tp-T(n,m))/(T(n,m+1)-Tp)
C -----
C Interpolation de la constante d'équilibre.
C -----
pKi(n)=(ff(n)*pK(n,m+1)+pK(n,m))/(1+ff(n))
goto 1
C -----
C Cas ou la température de travail coincide avec l'une des température
C du fichier de données.
C -----
4 pKi(n)=pK(n,m)
goto 1
8 pKi(n)=pK(n,m+1)
1 continue
goto 6
3 print*, 'temperature tres faible'
Tp=Tp+dT
goto 7
6 return
end

```


Conclusion :Le nombre d'itérations que fait le pogramme dépend des conditions imposées dans le problème sur $X_d(cv)$ et $X_w(cl)$. Si ces conditions sont vérifiées après la première correction l'exécution se termine et on aurait le resultat voulue ,sinon l'exécution se poursuit en faisant d'autres itérations jusqu'à verification des conditions imposées.

La convergence d'une méthode de calcul se discute d'après le nombre d'itérations qu'elle fait pour aboûtir au resultat .

On note que les coefficients d'équilibres influe énormément sur le resultat ou une variation très faible peut varier le nombre de plateaux réels par exemple ,la lecture sur nomogramme ou abaque n'est pas toujours précise,la précision des resultats en découle .

* BILAN DE MATIERE *

```

*****
! I ! F(I) ! Gf(I) ! D(I) ! Yc(I,1) ! W(I) ! Xw(I,1) !
*****
! 1 ! 15.00 ! 0.150 ! 15.00 ! 0.270 ! 0.00 ! 0.000 !
*****
! 2 ! 10.00 ! 0.100 ! 10.00 ! 0.180 ! 0.00 ! 0.000 !
*****
! 3 ! 30.00 ! 0.300 ! 29.95 ! 0.540 ! 0.05 ! 0.001 !
*****
! 4 ! 5.00 ! 0.050 ! 0.56 ! 0.010 ! 4.44 ! 0.100 !
*****
! 5 ! 10.00 ! 0.100 ! 0.00 ! 0.000 ! 10.00 ! 0.225 !
*****
! 6 ! 15.00 ! 0.150 ! 0.00 ! 0.000 ! 15.00 ! 0.337 !
*****
! 7 ! 15.00 ! 0.150 ! 0.00 ! 0.000 ! 15.00 ! 0.337 !
*****

```

* TABLEAU DE RESULTATS *

Nombre de plateaux minimum= 11.94

Nbr de plateaux dans la zone de rectification= 12

Nombre de plateaux dans la zone d epuisement= 4

```

*****
! I ! J ! Yc(I,J) ! Xc(I,J) ! Tcp(J) !
*****
! 1 ! 1 ! 0.2767 ! 0.0262 ! 21.00 !
*****
! 2 ! 1 ! 0.1845 ! 0.0770 ! 21.00 !
*****
! 3 ! 1 ! 0.5343 ! 0.8524 ! 21.00 !
*****
! 4 ! 1 ! 0.0045 ! 0.0363 ! 21.00 !
*****
! 5 ! 1 ! 0.0000 ! 0.0000 ! 21.00 !
*****
! 6 ! 1 ! 0.0000 ! 0.0000 ! 21.00 !
*****
! 7 ! 1 ! 0.0000 ! 0.0000 ! 21.00 !
*****
! 1 ! 2 ! 0.1049 ! 0.0088 ! 34.50 !
*****
! 2 ! 2 ! 0.1103 ! 0.0389 ! 34.50 !
*****
! 3 ! 2 ! 0.7514 ! 0.8946 ! 34.50 !
*****
! 4 ! 2 ! 0.0278 ! 0.0705 ! 34.50 !
*****
! 5 ! 2 ! 0.0000 ! 0.0000 ! 34.50 !
*****
! 6 ! 2 ! 0.0000 ! 0.0000 ! 34.50 !
*****
! 7 ! 2 ! 0.0000 ! 0.0000 ! 34.50 !
*****
! 1 ! 3 ! 0.0931 ! 0.0076 ! 38.00 !
*****
! 2 ! 3 ! 0.0845 ! 0.0287 ! 38.00 !
*****

```

```

*****
!   3   !   3   !  0.7801 !  0.8572 !  38.00 !
*****
!   4   !   3   !  0.0510 !  0.1186 !  38.00 !
*****
!   5   !   3   !  0.0000 !  0.0000 !  38.00 !
*****
!   6   !   3   !  0.0000 !  0.0000 !  38.00 !
*****
!   7   !   3   !  0.0000 !  0.0000 !  38.00 !
*****
!   1   !   4   !  0.0923 !  0.0074 !  40.00 !
*****
!   2   !   4   !  0.0776 !  0.0259 !  40.00 !
*****
!   3   !   4   !  0.7547 !  0.7945 !  40.00 !
*****
!   4   !   4   !  0.0836 !  0.1858 !  40.00 !
*****
!   5   !   4   !  0.0000 !  0.0000 !  40.00 !
*****
!   6   !   4   !  0.0000 !  0.0000 !  40.00 !
*****
!   7   !   4   !  0.0000 !  0.0000 !  40.00 !
*****
!   1   !   5   !  0.0922 !  0.0072 !  43.00 !
*****
!   2   !   5   !  0.0756 !  0.0240 !  43.00 !
*****
!   3   !   5   !  0.7122 !  0.7158 !  43.00 !
*****
!   4   !   5   !  0.1291 !  0.2689 !  43.00 !
*****
!   5   !   5   !  0.0000 !  0.0000 !  43.00 !
*****
!   6   !   5   !  0.0000 !  0.0000 !  43.00 !
*****
!   7   !   5   !  0.0000 !  0.0000 !  43.00 !
*****
!   1   !   6   !  0.0920 !  0.0070 !  46.50 !
*****
!   2   !   6   !  0.0744 !  0.0224 !  46.50 !
*****
!   3   !   6   !  0.6589 !  0.6291 !  46.50 !
*****
!   4   !   6   !  0.1854 !  0.3601 !  46.50 !
*****
!   5   !   6   !  0.0000 !  0.0000 !  46.50 !
*****
!   6   !   6   !  0.0000 !  0.0000 !  46.50 !
*****
!   7   !   6   !  0.0000 !  0.0000 !  46.50 !
*****
!   1   !   7   !  0.0919 !  0.0068 !  50.50 !
*****
!   2   !   7   !  0.0733 !  0.0208 !  50.50 !
*****
!   3   !   7   !  0.6002 !  0.5407 !  50.50 !
*****
!   4   !   7   !  0.2472 !  0.4454 !  50.50 !

```

```

*****
!   5 !   7 !  0.0000 !  0.0000 !  50.50 !
*****
!   6 !   7 !  0.0000 !  0.0000 !  50.50 !
*****
!   7 !   7 !  0.0000 !  0.0000 !  50.50 !
*****
!   1 !   8 !  0.0918 !  0.0066 !  53.00 !
*****
!   2 !   8 !  0.0722 !  0.0199 !  53.00 !
*****
!   3 !   8 !  0.5403 !  0.4658 !  53.00 !
*****
!   4 !   8 !  0.3049 !  0.5258 !  53.00 !
*****
!   5 !   8 !  0.0000 !  0.0000 !  53.00 !
*****
!   6 !   8 !  0.0000 !  0.0000 !  53.00 !
*****
!   7 !   8 !  0.0000 !  0.0000 !  53.00 !
*****
!   1 !   9 !  0.0916 !  0.0064 !  56.00 !
*****
!   2 !   9 !  0.0716 !  0.0192 !  56.00 !
*****
!   3 !   9 !  0.4896 !  0.4013 !  56.00 !
*****
!   4 !   9 !  0.3594 !  0.5892 !  56.00 !
*****
!   5 !   9 !  0.0000 !  0.0000 !  56.00 !
*****
!   6 !   9 !  0.0000 !  0.0000 !  56.00 !
*****
!   7 !   9 !  0.0000 !  0.0000 !  56.00 !
*****
!   1 !  10 !  0.0915 !  0.0062 !  58.00 !
*****
!   2 !  10 !  0.0711 !  0.0186 !  58.00 !
*****
!   3 !  10 !  0.4459 !  0.3539 !  58.00 !
*****
!   4 !  10 !  0.4024 !  0.6387 !  58.00 !
*****
!   5 !  10 !  0.0000 !  0.0000 !  58.00 !
*****
!   6 !  10 !  0.0000 !  0.0000 !  58.00 !
*****
!   7 !  10 !  0.0000 !  0.0000 !  58.00 !
*****
!   1 !  11 !  0.0914 !  0.0061 !  60.00 !
*****
!   2 !  11 !  0.0707 !  0.0181 !  60.00 !
*****
!   3 !  11 !  0.4138 !  0.3183 !  60.00 !
*****
!   4 !  11 !  0.4359 !  0.6707 !  60.00 !
*****
!   5 !  11 !  0.0000 !  0.0000 !  60.00 !
*****
!   6 !  11 !  0.0000 !  0.0000 !  60.00 !

```

```

*****
!   7 !   11 !   0.0000 !   0.0000 !   60.00 !
*****
!   1 !   12 !   0.0913 !   0.0061 !   60.50 !
*****
!   2 !   12 !   0.0704 !   0.0180 !   60.50 !
*****
!   3 !   12 !   0.3897 !   0.2975 !   60.50 !
*****
!   4 !   12 !   0.4576 !   0.6960 !   60.50 !
*****
!   5 !   12 !   0.0000 !   0.0000 !   60.50 !
*****
!   6 !   12 !   0.0000 !   0.0000 !   60.50 !
*****
!   7 !   12 !   0.0000 !   0.0000 !   60.50 !
*****
!   I !   J !   Yw(I,J) !   Xw(I,J) !   Twp(J) !
*****
!   1 !   4 !   0.0028 !   0.0001 !  106.50 !
*****
!   2 !   4 !   0.0000 !   0.0000 !  106.50 !
*****
!   3 !   4 !   0.0333 !   0.0138 !  106.50 !
*****
!   4 !   4 !   0.3815 !   0.2831 !  106.50 !
*****
!   5 !   4 !   0.4677 !   0.4195 !  106.50 !
*****
!   6 !   4 !   0.1011 !   0.1900 !  106.50 !
*****
!   7 !   4 !   0.0291 !   0.1049 !  106.50 !
*****
!   1 !   3 !   0.0002 !   0.0000 !  111.00 !
*****
!   2 !   3 !   0.0000 !   0.0000 !  111.00 !
*****
!   3 !   3 !   0.0178 !   0.0070 !  111.00 !
*****
!   4 !   3 !   0.3405 !   0.2398 !  111.00 !
*****
!   5 !   3 !   0.4804 !   0.4106 !  111.00 !
*****
!   6 !   3 !   0.1439 !   0.2506 !  111.00 !
*****
!   7 !   3 !   0.0322 !   0.1054 !  111.00 !
*****
!   1 !   2 !   0.0000 !   0.0000 !  117.00 !
*****
!   2 !   2 !   0.0000 !   0.0000 !  117.00 !
*****
!   3 !   2 !   0.0089 !   0.0033 !  117.00 !
*****
!   4 !   2 !   0.2836 !   0.1842 !  117.00 !
*****
!   5 !   2 !   0.4688 !   0.3634 !  117.00 !
*****
!   6 !   2 !   0.2235 !   0.3397 !  117.00 !
*****
!   7 !   2 !   0.0328 !   0.0958 !  117.00 !

```

```

*****
!   1   !   1   !   0.0000   !   0.0000   ! 141.00 !
*****
!   2   !   1   !   0.0000   !   0.0000   ! 141.00 !
*****
!   3   !   1   !   0.0040   !   0.0227   ! 141.00 !
*****
!   4   !   1   !   0.2106   !   0.1038   ! 141.00 !
*****
!   5   !   1   !   0.4068   !   0.2184   ! 141.00 !
*****
!   6   !   1   !   0.3405   !   0.3275   ! 141.00 !
*****
!   7   !   1   !   0.0202   !   0.3275   ! 141.00 !
*****

```

 * BILAN DE MATIERE *

```

*****
! I ! F(I) ! Gf(I) ! D(I) ! Yc(i,1) ! W(I) ! Xw(I,1) !
*****
! 1 ! 8.00 ! 0.080 ! 8.00 ! 0.173 ! 0.00 ! 0.000 !
*****
! 2 ! 22.00 ! 0.220 ! 21.50 ! 0.464 ! 0.50 ! 0.009 !
*****
! 3 ! 14.00 ! 0.140 ! 8.58 ! 0.185 ! 5.42 ! 0.101 !
*****
! 4 ! 24.00 ! 0.240 ! 7.90 ! 0.171 ! 16.10 ! 0.300 !
*****
! 5 ! 10.00 ! 0.100 ! 0.17 ! 0.004 ! 9.82 ! 0.183 !
*****
! 6 ! 22.00 ! 0.220 ! 0.14 ! 0.003 ! 21.85 ! 0.407 !
*****
  
```

 * TABLEAU DE RESULTATS *

Nombre de plateaux minimum = 4.88
 Nombre de plateaux dans la zone de réctification = 4
 Nombre de plateaux dans la zone d'épuisement = 6

```

*****
! I ! J ! Yc(I,J) ! Xc(I,J) ! Tcp(J) !
*****
! 1 ! 1 ! 0.1773 ! 0.0416 ! 47.50 !
*****
! 2 ! 1 ! 0.4727 ! 0.3230 ! 47.50 !
*****
! 3 ! 1 ! 0.1729 ! 0.2619 ! 47.50 !
*****
! 4 ! 1 ! 0.1666 ! 0.3219 ! 47.50 !
*****
! 5 ! 1 ! 0.0052 ! 0.0161 ! 47.50 !
*****
! 6 ! 1 ! 0.0052 ! 0.0167 ! 47.50 !
*****
! 1 ! 2 ! 0.1072 ! 0.0232 ! 54.50 !
*****
! 2 ! 2 ! 0.3937 ! 0.2408 ! 54.50 !
*****
! 3 ! 2 ! 0.2236 ! 0.2735 ! 54.50 !
*****
! 4 ! 2 ! 0.2463 ! 0.4011 ! 54.50 !
*****
! 5 ! 2 ! 0.0099 ! 0.0353 ! 54.50 !
*****
! 6 ! 2 ! 0.0099 ! 0.0437 ! 54.50 !
*****
! 1 ! 3 ! 0.0980 ! 0.0193 ! 61.50 !
*****
! 2 ! 3 ! 0.3526 ! 0.1927 ! 61.50 !
  
```

```

*****
! 3 ! 3 ! 0.2294 ! 0.2487 ! 61.50 !
*****
! 4 ! 3 ! 0.2859 ! 0.4052 ! 61.50 !
*****
! 5 ! 3 ! 0.0195 ! 0.0588 ! 61.50 !
*****
! 6 ! 3 ! 0.0234 ! 0.0865 ! 61.50 !
*****
! 1 ! 4 ! 0.0960 ! 0.0180 ! 65.50 !
*****
! 2 ! 4 ! 0.3285 ! 0.1720 ! 65.50 !
*****
! 3 ! 4 ! 0.2170 ! 0.2209 ! 65.50 !
*****
! 4 ! 4 ! 0.2879 ! 0.3722 ! 65.50 !
*****
! 5 ! 4 ! 0.0313 ! 0.0860 ! 65.50 !
*****
! 6 ! 4 ! 0.0448 ! 0.1502 ! 65.50 !
*****
! ! ! ! ! !
! I ! J ! Yw(I,J) ! Xw(I,J) ! Twp(J) !
! ! ! ! ! !
*****
! 1 ! 6 ! 0.0000 ! 0.0000 ! 79.00 !
*****
! 2 ! 6 ! 0.2999 ! 0.1271 ! 79.00 !
*****
! 3 ! 6 ! 0.2160 ! 0.1756 ! 79.00 !
*****
! 4 ! 6 ! 0.3408 ! 0.3459 ! 79.00 !
*****
! 5 ! 6 ! 0.0573 ! 0.1169 ! 79.00 !
*****
! 6 ! 6 ! 0.1000 ! 0.2433 ! 79.00 !
*****
! 1 ! 5 ! 0.0000 ! 0.0000 ! 83.00 !
*****
! 2 ! 5 ! 0.2206 ! 0.0886 ! 83.00 !
*****
! 3 ! 5 ! 0.2350 ! 0.1794 ! 83.00 !
*****
! 4 ! 5 ! 0.3826 ! 0.3661 ! 83.00 !
*****
! 5 ! 5 ! 0.0644 ! 0.1215 ! 83.00 !
*****
! 6 ! 5 ! 0.1133 ! 0.2518 ! 83.00 !
*****
! 1 ! 4 ! 0.0000 ! 0.0000 ! 86.50 !
*****
! 2 ! 4 ! 0.1516 ! 0.0584 ! 86.50 !
*****
! 3 ! 4 ! 0.2417 ! 0.1751 ! 86.50 !

```



```

*****
! 4 ! 4 ! 0.4188 ! 0.3816 ! 86.50 !
*****
! 5 ! 4 ! 0.0727 ! 0.1287 ! 86.50 !
*****
! 6 ! 4 ! 0.1284 ! 0.2648 ! 86.50 !
*****
! 1 ! 3 ! 0.0000 ! 0.0000 ! 90.50 !
*****
! 2 ! 3 ! 0.0974 ! 0.0359 ! 90.50 !
*****
! 3 ! 3 ! 0.2340 ! 0.1606 ! 90.50 !
*****
! 4 ! 3 ! 0.4465 ! 0.3849 ! 90.50 !
*****
! 5 ! 3 ! 0.0855 ! 0.1408 ! 90.50 !
*****
! 6 ! 3 ! 0.1519 ! 0.2885 ! 90.50 !
*****
! 1 ! 2 ! 0.0000 ! 0.0000 ! 95.00 !
*****
! 2 ! 2 ! 0.0570 ! 0.0200 ! 95.00 !
*****
! 3 ! 2 ! 0.2080 ! 0.1364 ! 95.00 !
*****
! 4 ! 2 ! 0.4526 ! 0.3621 ! 95.00 !
*****
! 5 ! 2 ! 0.1073 ! 0.1590 ! 95.00 !
*****
! 6 ! 2 ! 0.1944 ! 0.3324 ! 95.00 !
*****
! 1 ! 1 ! 0.0000 ! 0.0000 ! 101.50 !
*****
! 2 ! 1 ! 0.0285 ! 0.0122 ! 101.50 !
*****
! 3 ! 1 ! 0.1645 ! 0.1129 ! 101.50 !
*****
! 4 ! 1 ! 0.4115 ! 0.3003 ! 101.50 !
*****
! 5 ! 1 ! 0.1400 ! 0.1779 ! 101.50 !
*****
! 6 ! 1 ! 0.2731 ! 0.3966 ! 101.50 !
*****

```

ABSORPTION - COLONNES GARNIES

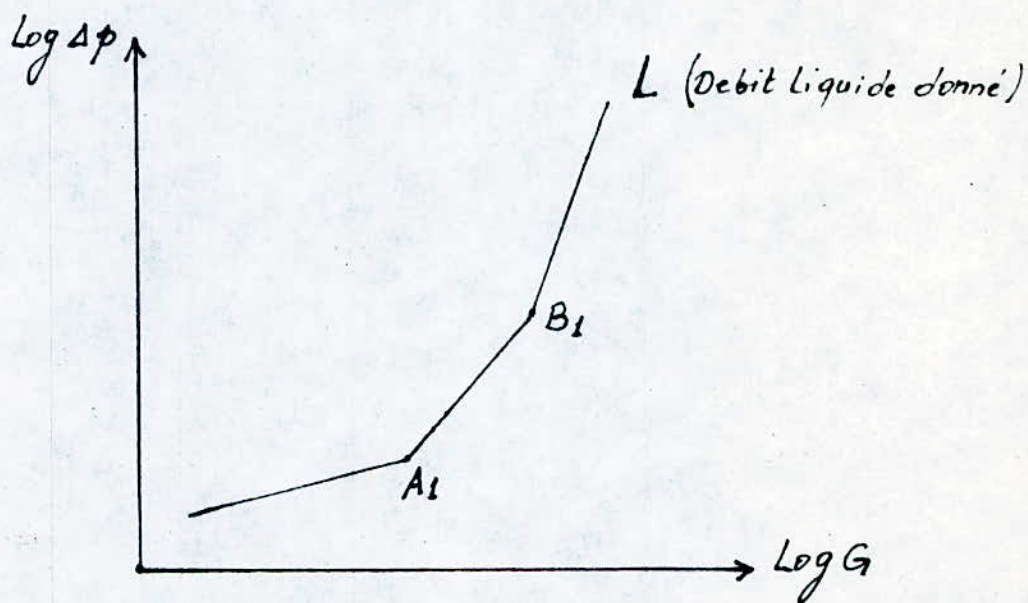
INTRODUCTION : Les colonnes à garnissage sont quelquefois employées dans l'industrie concurremment avec les colonnes à plateaux, pour séparer les constituants d'un mélange par absorption ou par distillation, également par extraction liquide-liquide. Tandis qu'une colonne à plateaux constitue un ensemble d'étages de contact distincts entre lesquels les deux phases circulent séparées, une colonne à garnissage réalise un contre-courant à contact continu : les phases sont en contact continu dans toute la colonne, pour être séparées seulement avant de quitter l'appareil.

L'échange des constituants entre les phases se fait d'autant mieux qu'on a une grande surface de contact et une bonne turbulence : c'est pour ça qu'on remplit la colonne d'éléments solides (garnissages) aux formes et aux dimensions judicieusement choisies.

L'étude de l'écoulement des fluides à contre-courant à travers un lit de particules solides a fait, et fait encore, l'objet de nombreux travaux.

Si dans une colonne à garnissage on augmente progressivement le débit de gaz en laissant fixe le débit de liquide, la perte de charge augmente également. Pour une certaine valeur de G on observe un changement d'allure de la courbe représentant l'évolution de p (perte de charge).

Le frottement du gaz est alors suffisant pour gêner la descente du liquide provoquant une augmentation de la rétention du liquide qui à son tour diminue l'espace libre offert à l'écoulement du gaz. Cette discontinuité, parfois difficile à observer d'ailleurs, dans l'évolution de p correspond à ce que l'on appelle : Le point de charge de la colonne (A_1).



Quand on continue à augmenter le débit du gaz G , la perte de charge augmente plus rapidement jusqu'à un deuxième point de discontinuité (B_1), appelé point d'engorgement. Pour des valeurs de G encore plus élevées, tout le liquide ne peut plus s'écouler à travers le garnissage, une partie s'accumulant au sommet.

L'EFFICACITE DES COLONNES A GARNISSAGE : L'efficacité d'une colonne à garnissage est une mesure de la quantité de séparation réalisée dans l'appareil, alors que pour les colonnes à plateaux l'étude de l'efficacité conduit à une correspondance entre le nombre de plateaux théoriques et le nombre de plateaux réels .

L'absorption d'un seul constituant d'un mélange gazeux par un solvant, se fait en considérant, les concentrations de ce constituant dans les phases liquide et gazeuse comme un point de la courbe d'équilibre .D'autre part, d'après les relations du bilan-matière, les concentrations dans les deux phases qui se croisent à un niveau quelconque de l'appareil sont les coordonnées d'un point d'une courbe opératoire dont les extrémités représentent les conditions aux deux bouts de la colonne .

L'utilisation de la notion de l'étage théorique pour exprimer l'efficacité d'une colonne à garnissage présente, un caractère quelque peu artificiel .Plus directement du fonctionnement réel de l'appareil, la notion d'unité de transfert est utilisée par de nombreux auteurs .

* UNITES DE TRANSFERT GLOBALES :

Pour un liquide :

$$N_{OL} = \int_{x_1}^{x_2} \frac{dx}{x^* - x} \quad ; \quad HTU_{OL} = \frac{L'}{K_L \cdot a}$$

Pour un gaz :

$$N_{OG} = \int_{y_1}^{y_2} \frac{dy}{y - y^*} \quad ; \quad HTU_{OG} = \frac{G'}{K_G \cdot a}$$

- x, y : fractions molaires du soluté dans les phases liquide et vapeur qui se croisent dans une section droite de la colonne.
 x_i, y_i : fractions molaires à l'interface.
 x^*, y^* : fractions molaires dans le liquide et la vapeur en équilibre avec la vapeur de composition y (pour x) et le liquide de composition x (pour y).
 K_l, K_g : coefficients de transfert globales.
 a : aire d'interface entre les deux phases par unité de volume de la colonne.
 L', G' : débits molaires du liquide et du gaz par unité de surface de section droite de la colonne.

Les formules précédentes sont relatives au cas de la diffusion équimoléculaire de deux constituants. Elle s'appliquent également au cas du transfert d'un seul constituant (diffusion unidirectionnelle, comme dans l'absorption) si le milieu est suffisamment dilué.

Les nombres d'unités de transfert peuvent être calculés algébriquement ou graphiquement, à partir des données d'équilibre et des conditions opératoires (rapport des débits et rendement ou pureté des produits). Ils sont indépendants de l'architecture de l'appareil.

Par contre les hauteurs équivalentes à un étage théorique ou à une unité de transfert dépendent non seulement de la nature des constituants, des conditions opératoires et des débits, mais encore du garnissage utilisé (matière, forme et dimension) et des caractéristiques de l'écoulement des phases dans ce garnissage. Aussi les moyens de les déterminer sont-ils essentiellement empiriques, en général, HEPT et HUT ont une valeur minimale (ce qui correspond à la meilleure efficacité) pour une vitesse du gaz un peu inférieure à la vitesse d'engorgement. D'autre part, l'efficacité diminue quand on augmente la dimension du garnissage ou le diamètre de la colonne.

ESTIMATION DES HUT : Un certain nombre de corrélations ont été
 établies pour le calcul des valeurs de HUT_g et HUT_l . Pour passer
 aux HUT globales on utilise les formules suivantes :

$$HUT_{og} = HUT_g + m \cdot \frac{G'}{L'} \cdot HUT_l$$

$$HUT_{ol} = HUT_l + \frac{L'}{m \cdot G'} \cdot HUT_g$$

m : pente de la courbe d'équilibre.
 L', G' : débits molaires du liquide et du gaz.
 mG'/L' : rapport des pentes de la courbe d'équilibre et de la
 courbe opératoire.

Si la résistance au transfert est essentiellement dans l'une
 des phases, il est conseillé d'utiliser l'HUT globale
 correspondante car elle est très voisine de l'HUT du film .

L'influence du groupe (mG'/L') est alors réduite .

Parmi les cas où le transfert est contrôlé par la phase
 gazeuse, on peut citer l'absorption de l'ammoniac ou de l'acide
 chloridrique par l'eau . La résistance est essentiellement dans la
 phase liquide pour l'absorption des hydrocarbures par une
 huile, ainsi que pour l'absorption de CO_2 par l'eau, les solutions
 alcalines ou la diéthanolamine .

Pour le calcul de HUT_g , PRATT (10) a proposé la formule suivante :

$$HUT_g = \frac{1}{c} \cdot \frac{\varepsilon}{a} \cdot \left(\frac{d_e \cdot G}{\mu_g \cdot \varepsilon} \right)^{0,25} \left(\frac{\mu_g}{\rho_g \cdot D_g} \right)^{0,67}$$

- ϵ : fraction du vide.
 a : surface spécifique du remplissage supposé totalement mouillé (m^2/m^3)
 d_e : diamètre équivalent du garnissage, qui représente le diamètre moyen des canneaux ou le gaz circule ($d_e = 4\epsilon/a$). (m)
 G : débit massique du gaz par unité de surface ($kg/s.m^2$)
 μ_g : viscosité du gaz.
 ρ_g : masse volumique du gaz. (kg/m^3)
 D_g : coefficient de diffusion dans la phase gazeuse. (m^2/s)
 C : constante sans dimension
 $C=0.105$ pour anneaux Raschig
 $C=0.125$ pour anneaux Pall

Pour le calcul de HUT, la formule de SCHERWOOD & HOLLOWAY (14) a la forme suivante :

$$HUT_L = A \left(\frac{L}{\mu_L} \right)^n \cdot \left(\frac{\mu_L}{\rho_L \cdot D_L} \right)^{0,5}$$

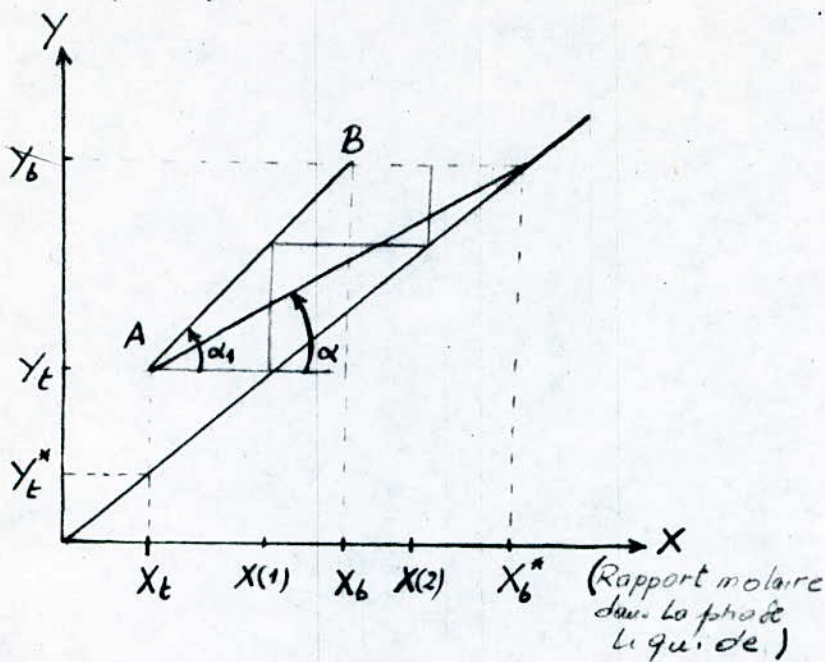
- L : débit massique du liquide par unité de surface. ($kg/s.m^2$)
 ρ_L : masse volumique du liquide. (kg/m^3)
 μ_L : viscosité du liquide. ($kg/m.s$)
 D_L : coefficient de diffusion dans le liquide. (m^2/s)
 n : exposant généralement voisin de 0.25
 A : constante empirique (unité CGS)

REMARQUE : Les valeurs de HEPT et HUT_g ne sont pas indépendantes. Si la courbe d'équilibre et la courbe opératoire sont assimilables à des droites, la relation existe entre ces deux quantités :

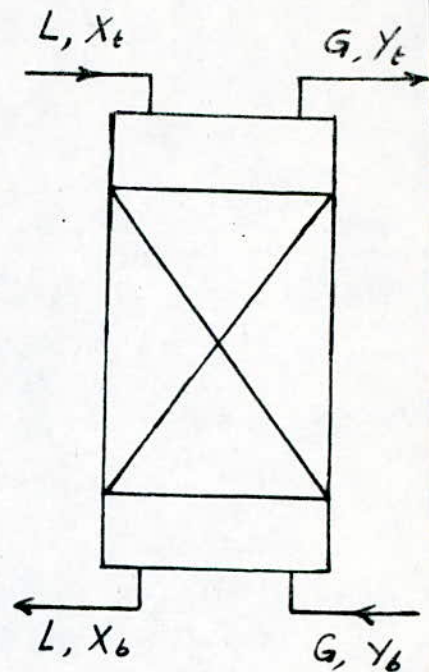
$$\frac{HEPT}{HUT_{0g}} = \frac{\frac{m \cdot G}{L} - 1}{\ln \left(\frac{m \cdot G}{L} \right)} \quad \text{si } \frac{m \cdot G}{L} \neq 1 \quad \text{et } HEPT = HUT_{0g}$$

G, L : débits massique par unité de surface.

(Rapport molaire dans la phase vapeur)



L'efficacité : $E = \frac{Y_b - Y_t}{Y_b - Y_t^*}$
 C'est un facteur caractérisant la colonne



Colonne d'Absorption (à Contre Courant)

APPLICATION : Un absorbeur de vapeur d'Acetone à partir de l'air est irrigué avec de l'eau. La température moyenne dans l'absorbeur est de 20°C. Un mélange d'air et de vapeur d'Acetone contient 6 % en volume d'Acetone passe à travers l'absorbeur à pression atmosphérique. On dispose aussi des données suivantes :

- Fraction du constituant à absorber dans le gaz à l'entrée. y_b = 6.10
- Fraction du constituant à absorber dans le gaz à la sortie. y_t = 1.278.10⁻³
- Fraction du constituant à absorber dans le liquide à l'entrée. x_t = 0
- Droite d'équilibre. Y = 1.68 X^{*}
- Facteur de sécurité. V_{gaz}/V_{eng} = 75 %
- Débit volumique du gaz. G_v = 1400 m³/h
- Coefficient globale de transfert de matière. K_y = 0.4 Kmol/m².h
- Viscosité de l'eau. U = 1.02.10⁻³ Kg/m².s
- Viscosité du gaz. U_g = 9.10⁻⁶ Kg/m².s
- Masse volumique du gaz à T₀. R₀ = 1.29 Kg/m³
- Masse volumique du liquide. R_{lq} = 1000 Kg/m³
- Température standard. T₀ = 273 K
- Température du travail. T = 293 K
- Coefficient de diffusion du liquide. D_{lq} = 2.10⁻⁹ m²/s
- Coefficient de diffusion du gaz. D_g = 9.10⁻⁶ m²/s


```

C=====
C          *   Lecture des données   *
C=====
C      Ces données sont communes entre les différents cas de garnissages
C      étudiés par le programme.
C=====
      read(35,*)yb,yt,xt,f,NE,KE,C,S,Gv,Ky,U,R0,R1q,T0,T,Ug,D1q,Dg,n
      do 11I=1,NE
      read(35,*)xl(i),Mml(i)
11      continue
      do 12I=1,KE
      read(35,*)xg(i),Mmg(i)
12      continue
C*****
C      Cette partie de calcul, qui précède le choix du garnissage, détermine
C      certaines propriétés du gaz, du liquide et de la colonne.
C*****
C      Calcul de la masse volumique du gaz à T du travail.
C=====

      Rg=R0*T0/T

C=====
C      Calcul des masses pondérées du gaz et du liquide.
C=====
      Mmpl=0
      DO 6I=1,NE
      Mmpl=Mmpl+xl(i)*Mml(i)
6      CONTINUE
      Mmpg=0
      DO 7I=1,KE
      Mmpg=Mmpg+xg(i)*Mmg(i)
7      CONTINUE
C=====
C      Calcul des rapports molaires.
C=====
      Yb=yb/(1-yb)
      Yt=yt/(1-yt)
      Xt=xt/(1-xt)
C=====
C      Calcul des compositions liquide et vapeur qui sont en équilibre
C      avec le point opératoire.
C=====
      Xbe=Yb/f
      Bmin=(Yb-Yt)/(Xbe-Xt)
      Brel=Bmin*(1+C)
      Xb=(Yb-Yt)/Brel+Xt
      Yte=f*Xt
      Ybe=f*Xb
C=====
C      Calcul de l'efficacité de la colonne.
C=====
      E=(Yb-Yt)/(Yb-Yte)
      Gm=Gv*Mmpg/22.4
      Gmol=Gv/22.4
      Lmol=Brel*Gmol

```

```

Lm=Lmol*Mmpl
CALL SURFACE(Yt,Yb,AIR,Lmol,Gmol,f,Xt,n)
NUTg=AIR(n)

```

```

=====
C Calcul du nombre des marches entre l'entrée et la sortie.
=====

```

```

X(1)=Yt/f
Y(1)=Brel*(X(1)-Xt)+Yt
K=2
2 X(K)=Y(K-1)/f
  IF(X(K).gt.Xb)goto 1
  Y(K)=Brel*(X(K)-Xt)+Yt
  if(Y(K).gt.Yb)goto 1
  K=K+1
  goto 2
1 MACH=K

```

```

*****
107 write(34,107)
    format(10X,'I=1 : ANNEAUX EN CERAMIQUE')
108 write(34,108)
    format(10X,'I=2 : ANNEAUX EN ACIER')
    WRITE(34,100)
110 write(34,110)AIR(n)
    format(1H!,10X,'NOMBRE D UNITES DE TRANSFERT =',F7.3,22X,1H!)
*****

```

```

C
C
C          CHOIX DU TYPE DE GARNISSAGE
C
C

```

```

10 print*, 'Ecrire:1 si vous utilisez les anneaux Raschig,2 si vous'
    print*, 'utilisez les anneaux Pall,3 si vous utilisez les selles'
    print*, 'de Berl,4 si vous utilisez les selles Intalox'
    read*,LA
    GOTO (40,42,44,46),LA

```

```

=====
C 1°CAS -DIMENSIONNEMENT D'UNE COLONNE GARNIES PAR DES ANNEAUX RASCHIG
=====

```

```

C          Impression du tableau de resultats
C          =====

```

```

40 write(34,100)
100 format(71(1H*))
    write(34,103)
103 format(1H!,21X,'ANNEAUX RASCHIG',33X,1H!)
    write(34,100)
    write(34,101)
101 format(1h!,1X,'I',1X,1H!,2X,'DIAMETRE',2X,1H!,1X,'hauteur1',
1 1X,1H!,1X,'hauteur2',1X,1H!,1X,'HEPT',2X,1H!,1X,'HEPT1',1X,1H!,
1 2X,'Asp',2X,1H!,2X,'Eps',1X,1H!)
    write(34,100)

```

```

=====
C Appel aux différents sous- programmes qui calculent le NUT,HUTg,
C HUTlq,ainsi que la Hauteur et le Diametre.
=====

```

```

NUTg=AIR(n)

```

```

=====
C Lecture des données spécifiques aux anneaux Raschig.
=====

```

```

do 30I=1,2
do 30J=1,2

```

```

      read(33,*)Eps(i,j),Asp(i,j),Acon(i,j),Ccon(i,j),Sigma(i,j)
      call JET(i,j,Eps,Sigma,Z,Vmax,Vg,Ac,D,V,H,Lm,Gm,Gv,Rlq,Rg,
1     S,U,Ky,E,Yb,Ybe,Yt,Yte)
      call NUTR(j,i,Lm,Gm,Ac,U,Ug,Rlq,Rg,Eps,Asp,Lmol,Gmol,DIq,
1     Dg,De,HUTlq,HUTg,L,G,Acon,Ccon)
C=====
C     Calcul de la hauteur d'unité de transfert globale du gaz ( HUTog )
C=====
      HUTog(i,j)=HUTg(i,j)+f*Gmol/Lmol*HUTlq(i,j)
C=====
C     Calcul de la hauteur de la colonne.
C=====
      Hl(i,j)=NUTg*HUTog(i,j)
C=====
C     Calcul du HEPT par la méthode des marches.
C=====
      HEPT(i,j)=Hl(i,j)/MACH
C=====
C     Calcul du HEPT par une autre méthode.
C=====
      RAPP(i,j)=f*G(i,j)/L(i,j)
      if(RAPP(i,j).NE.1)goto 50
      HEPT1(i,j)=HUTog(i,j)
      goto 51
50     HEPT1(i,j)=HUTog(i,j)*((RAPP(i,j)-1)/alog(RAPP(i,j)))
C=====
C                               IMPRESSION DES RESULTATS
C=====
51     write(34,102)I,D(i,j),H(i,j),Hl(i,j),HEPT(i,j),HEPT1(i,j),
1     Asp(i,j),Eps(i,j)
102    format(1H!,1X,I1,1X,1H!,4X,f5.3,3X,1H!,1X,F6.2,3X,1H!,
1     1X,F6.2,3X,1H!,1X,f5.2,1X,1H!,1X,f5.2,1X,1H!,1X,f5.1,1X,1H!,
1     1X,f4.2,1X,1H!)
      write(34,100)
30     continue
      goto 48
C=====
C     2°CAS - DIMENSIONNEMENT D'UNE COLONNE GARNIES PAR DES ANNEAUX PALL
C=====
42     write(34,104)
104    format(1H!,22X,'ANNEAUX PALL',35X,1H!)
      write(34,100)
      write(34,101)
      write(34,100)
C=====
C     Lecture des données spécifiques aux anneaux Pall.
C=====
      do 3I=1,2
      do 3J=1,2
      read(32,*)Eps(i,j),Asp(i,j),Acon(i,j),Ccon(i,j),Sigma(i,j)
C=====
C     Appel aux différents sous-programmes qui calculent le NUT,HUTg,
C     HUTlq,ainsi que la Hauteur et le Diametre.
C=====
      call JET(i,j,Eps,Sigma,Z,Vmax,Vg,Ac,D,V,H,Lm,Gm,Gv,Rlq,Rg,
1     S,U,Ky,E,Yb,Ybe,Yt,Yte)
      call NUTR(j,i,Lm,Gm,Ac,U,Ug,Rlq,Rg,Eps,Asp,Lmol,Gmol,DIq,
1     Dg,De,HUTlq,HUTg,L,G,Acon,Ccon)
      NUTg=AIR(n)
C=====

```

```

C      Calcul de la hauteur d'unité de transfert globale du gaz ( HUTog ).
C=====
      HUTog(i,j)=HUTg(i,j)+f*Gmol/Lmol*HUTlq(i,j)
C=====
C      Calcul de la hauteur de la colonne.
C=====
      Hl(i,j)=NUTg*HUTog(i,j)
C=====
C      Calcul du HEPT par la méthode des marches.
C=====
      HEPT(i,j)=Hl(i,j)/MACH
C=====
C      Calcul du HEPT par une autre méthode.
C=====
      RAPP(i,j)=f*G(i,j)/L(i,j)
      if(RAPP(i,j).NE.1)goto 52
      HEPT1(i,j)=HUTog(i,j)
      goto 53
52     HEPT1(i,j)=HUTog(i,j)*((RAPP(i,j)-1)/alog(RAPP(i,j)))
C=====
C                               IMPRESSION DES RESULTATS
C=====
53     write(34,102)I,D(i,j),H(i,j),Hl(i,j),HEPT(i,j),HEPT1(i,j),
1     Asp(i,j),Eps(i,j)
      write(34,100)
3     continue
      goto 48
C=====
C      3°CAS - DIMENSIONNEMENT D'UNE COLONNE GARNIES PAR DES SELLES DE BERL
C=====
44     write(34,105)
105    format(1H!,21X,'SELLES DE BERL',34X,1H!)
      write(34,100)
      write(34,101)
      write(34,100)
C=====
C      lecture des données spécifiques aux selles de Berl.
C=====
      do 4I=1,1
      do 4J=1,2
      read(31,*)Eps(i,j),Asp(i,j),Acon(i,j),Ccon(i,j),Sigma(i,j)
C=====
C      Appel aux différents sous- programmes qui calculent le NUT,HUTg,
C      HUTlq,ainsi que la Hauteur et le Diametre.
C=====
      call JET(i,j,Eps,Sigma,Z,Vmax,Vg,Ac,D,V,H,Lm,Gm,Gv,Rlq,Rg,
1     S,U,Ky,E,Yb,Ybe,Yt,Yte)
      call NUTR(j,i,Lm,Gm,Ac,U,Ug,Rlq,Rg,Eps,Asp,Lmol,Gmol,Dlq,
1     Dg,De,HUTlq,HUTg,L,G,Acon,Ccon)
      NUTg=AIR(n)
C=====
C      Calcul de la hauteur d'unité de transfert globale du gaz ( HUTog ).
C=====
      HUTog(i,j)=HUTg(i,j)+f*Gmol/Lmol*HUTlq(i,j)
C=====
C      Calcul de la hauteur de la colonne.
C=====
      Hl(i,j)=NUTg*HUTog(i,j)
C=====
C      Calcul du HEPT par la méthode des marches.

```

```

C=====
      HEPT(i,j)=H1(i,j)/MACH
C=====
C      Calcul du HEPT par une autre méthode.
C=====
      RAPP(i,j)=f*G(i,j)/L(i,j)
      if(RAPP(i,j).NE.1)goto 54
      HEPT1(i,j)=HUTog(i,j)
      goto 55
54      HEPT1(i,j)=HUTog(i,j)*((RAPP(i,j)-1)/alog(RAPP(i,j)))
C=====
C      IMPRESSION DES RESULTATS
C=====
55      write(34,102)I,D(i,j),H(i,j),H1(i,j),HEPT(i,j),HEPT1(i,j),
1      Asp(i,j),Eps(i,j)
      write(34,100)
4      continue
      goto 48
C=====
C      4°CAS - DIMENSIONNEMENT D'UNE COLONNE GARNIES PAR DES SELLES INTALOX
C=====
46      write(34,106)
106     format(1H!,21X,'SELLES INTALOX',34X,1H!)
      write(34,100)
      write(34,101)
      write(34,100)
C=====
C      Lecture des données spécifiques aux selles Intalox.
C=====
      do 5I=1,1
      do 5J=1,2
      read(30,*)Eps(i,j),Asp(i,j),Acon(i,j),Ccon(i,j),Sigma(i,j)
C=====
C      Appel aux différents sous- programmes qui calculent le NUT,HUTg,
C      HUTlq,ainsi que la Hauteur et le Diametre.
C=====
      call JET(i,j,Eps,Sigma,Z,Vmax,Vg,Ac,D,V,H,Lm,Gm,Gv,Rlq,Rg,
1      S,U,Ky,E,Yb,Ybe,Yt,Yte)
      call NUTR(j,i,Lm,Gm,Ac,U,Ug,Rlq,Rg,Eps,Asp,Lmol,Gmol,Dlq,
1      Dg,De,HUTlq,HUTg,L,G,Acon,Ccon)
      NUTg=AIR(n)
C=====
C      Calcul de la hauteur d'unité de transfert globale du gaz ( HUTog ).
C=====
      HUTog(i,j)=HUTg(i,j)+f*Gmol/Lmol*HUTlq(i,j)
C=====
C      Calcul de la hauteur de la colonne.
C=====
      H1(i,j)=NUTg*HUTog(i,j)
C=====
C      Calcul du HEPT par la méthode des marches.
C=====
      HEPT(i,j)=H1(i,j)/MACH
C=====
C      Calcul du HEPT par une autre méthode.
C=====
      RAPP(i,j)=f*G(i,j)/L(i,j)
      if(RAPP(i,j).NE.1)goto 56
      HEPT1(i,j)=HUTog(i,j)
      goto 57

```

```

56 HEPT1(i,j)=HUTog(i,j)*((RAPP(i,j)-1)/alog(RAPP(i,j)))
C=====
C IMPRESSION DES RESULTATS
C=====
57 write(34,102)I,D(i,j),H(i,j),Hl(i,j),HEPT(i,j),HEPT1(i,j),
1 Asp(i,j),Eps(i,j)
write(34,100)
5 continue
48 print*, 'voulez-vous continuer?(0,1)'
read*,ksui
if(ksui.EQ.1) goto 10
stop
end
C*****
C Ce sous-programme permet de calculer la vitesse d'engorgement de
C la colonne et d'en deduire le diametre et la hauteur en utilisant
C une méthode sitée dans la référence ( ).
C*****
SUBROUTINE JET(i,j,Eps,Sigma,Z,Vmax,Vg,Ac,D,V,H,Lm,Gm,Gv,Rlq,Rg,
1 S,U,Ky,E,Yb,Ybe,Yt,Yte)
REAL Ky,Lm,M,L
dimension Eps(6,8),Sigma(6,8),Z(6,8),Vmax(6,8),Vg(6,8)
dimension Ac(6,8),D(6,8),V(6,8),H(6,8),L(6,8)
Q=1.75*((Lm/Gm)**0.25)*((Rg/Rlq)**0.125)
Z(i,j)=ALOG10(Sigma(i,j)*Rg*(U**0.16)/((Eps(i,j)**3)*Rlq*9.81))
C=====
C Expression de la vitesse d'engorgement.
C=====
Vmax(i,j)=SQRT(10**(0.022-Q-Z(i,j)))
Vg(i,j)=Vmax(i,j)*S
Ac(i,j)=Gm/(3600*Vg(i,j)*Rg)
C=====
C Diametre de la colonne.
C=====
D(i,j)=(Ac(i,j)/0.785)**0.5
C=====
C Calcul de la hauteur de la colonne par la méthode de la moyenne
C logarithmique sitée dans la référence ( ).
C=====
dYb=Yb-Ybe
dYt=Yt-Yte
dYm=(dYb-dYt)/ALOG(dYb/dYt)
M=Gv*Yb*E/22.4
A=M/(Ky*dYm)
V(i,j)=A/Sigma(i,j)
H(i,j)=V(i,j)/Ac(i,j)
return
end
C*****
C Ce sous-programme nous permet de déterminer les hauteurs d'unités de
C transfert locaux du liquide et du gaz ( HUTg ) et ( HUTlq ).
C*****
SUBROUTINE NUTR(j,i,Lm,Gm,Ac,U,Ug,Rlq,Rg,Eps,Asp,Lmol,Gmol,Dlq,
1 Dg,De,HUTlq,HUTg,L,G,Acon,Ccon)
REAL L,Lmol,Lm
dimension Ac(6,8),Eps(6,8),Asp(6,8),L(6,8),G(6,8)
dimension HUTlq(6,8),HUTg(6,8),De(6,8),Ccon(6,8),Acon(6,8)
G(i,j)=Gm/(3600*Ac(i,j))
L(i,j)=Lm/(3600*Ac(i,j))
De(i,j)=4*Eps(i,j)/Asp(i,j)

```



```

C=====
C      Calcul de HUT du liquide.
C=====
      HUTlq(i,j)=Acon(i,j)*((L(i,j)/U)**0.25)*(U/(Rlq*Dlq))**0.5
C=====
C      Calcul de HUT du gaz.
C=====
      HUTg(i,j)=1/Ccon(i,j)*Eps(i,j)/Asp(i,j)
1    *((De(i,j)*G(i,j)/(Ug*Eps(i,j))**0.25)*(Ug/(Rg*Dg))**0.67
      return
      end
C*****
C      Ce sous-programme sert à déterminer le nombre d'unités de transfert NU
C      ce qui correspond à l'aire delimitée par les deux droites (yb),(yt) et
C      la fonction 1/(y-y*).
C*****
      SUBROUTINE SURFACE(Yt,Yb,AIR,Lmol,Gmol,f,Xt,n)
      REAL Lmol
      dimension AIR(150)
      I=2
C=====
C      Le calcul d'aire se fait par la méthode des trapèzes,on determine la
C      distance séparant Yb de Yt et à partir du nombre de divisions voulue
C      (itérations) on en déduit le pas c'est à dire la base du trapèze;plus
C      est grand plus la précision est bonne .
C=====
      dis=Yb-Yt
      pas=dis/n
      Y=Yt
      Yl=Yt+pas
      AIR(1)=0
      do 2i=2,n
      c=1/(Y-f*Gmol/Lmol*(Y-Yt)+f*Xt)
      e=1/(Yl-f*Gmol/Lmol*(Yl-Yt)+f*Xt)
      AIR(i)=AIR(i-1)+e*pas+(c-e)*pas/2
      Y=Y+pas
      Yl=Yl+pas
2    continue
      return
      end

```

Conclusion : Les dimensions d'une colonne à garnissage (diamètre et hauteur) dépendent de plusieurs facteurs .

L'influence du type de garnissage choisi est considérable, on remarque que l'utilisation des anneaux est moins coûteuse (diamètre et hauteur moins grand) que celle des selles pour une même efficacité de la colonne .

L'existence de différentes expressions de calcul de la vitesse d'engorgement (V_{max}) nous offre un autre choix des dimensions de la colonne, on a opté pour l'une de ces méthodes qui facilite le calcul de diamètre et de la hauteur .

La hauteur de la colonne a été calculée par deux méthodes qui donnent des résultats très comparables, la méthode citée dans la référence (8) et la méthode de calcul d'aire . Les résultats auraient été plus proches entre les deux méthodes si les données concernant la première méthode étaient disponibles .

En partant de la hauteur calculée par la méthode de calcul d'aire, on a pu déterminer le HEPT de la colonne suivant deux méthodes qui convergent vers un même résultat à quelque centimètres près .

I=1 : ANNEAUX EN CERAMIQUE

I=2 : ANNEAUX EN ACIER

NOMBRE D UNITES DE TRANSFERT = 7.973

ANNEAUX RASCHIG

I ! DIAMETRE ! hauteur1 ! hauteur2 ! HEPT ! HEPT1 ! Asp ! Eps !

1 ! 0.749 ! 4.36 ! 4.68 ! 0.67 ! 0.61 ! 130.0 ! 0.68 !

1 ! 0.769 ! 3.00 ! 3.43 ! 0.49 ! 0.45 ! 200.0 ! 0.73 !

2 ! 0.648 ! 4.08 ! 4.28 ! 0.61 ! 0.56 ! 210.0 ! 0.93 !

2 ! 0.678 ! 3.09 ! 3.42 ! 0.49 ! 0.44 ! 270.0 ! 0.93 !

ANNEAUX PALL

I ! DIAMETRE ! hauteur1 ! hauteur2 ! HEPT ! HEPT1 ! Asp ! Eps !

1 ! 0.663 ! 5.98 ! 5.82 ! 0.83 ! 0.76 ! 125.0 ! 0.78 !

1 ! 0.736 ! 3.92 ! 3.46 ! 0.49 ! 0.45 ! 220.0 ! 0.73 !

2 ! 0.609 ! 5.53 ! 5.87 ! 0.84 ! 0.76 ! 145.0 ! 0.95 !

2 ! 0.645 ! 4.05 ! 3.80 ! 0.54 ! 0.49 ! 240.0 ! 0.94 !

SELLES DE BERL

I ! DIAMETRE ! hauteur1 ! hauteur2 ! HEPT ! HEPT1 ! Asp ! Eps !

1 ! 0.696 ! 5.05 ! 5.12 ! 0.73 ! 0.67 ! 150.0 ! 0.75 !

1 ! 0.790 ! 2.89 ! 2.81 ! 0.40 ! 0.37 ! 250.0 ! 0.70 !

SELLES INTALOX

I ! DIAMETRE ! hauteur1 ! hauteur2 ! HEPT ! HEPT1 ! Asp ! Eps !

1 ! 0.719 ! 4.34 ! 4.68 ! 0.67 ! 0.61 ! 160.0 ! 0.74 !

1 ! 0.753 ! 3.15 ! 3.02 ! 0.43 ! 0.39 ! 250.0 ! 0.75 !

TRANSFERT DE CHALEUR

INTRODUCTION

L'expérience montre que deux corps isolés de l'ambiance et à température différente échangent de l'énergie sous forme de chaleur jusqu'à disparition complète de leur différence de température.

Cet échange peut se faire de trois façons différentes:

(1)- Par conduction, s'il n'y a pas contact physique entre les

molécules des corps contigus et immobiles. Le transfert de chaleur correspond alors à la transmission d'une énergie cinétique due aux chocs élastiques des molécules fluides, aux oscillations longitudinales des molécules de solides non conducteurs de l'électricité ou aux mouvements des électrons dans les autres cas.

Les lois fondamentales du transfert de chaleur par conduction sont en complète analogie avec celle de la conduction électrique.

(2)- Par convection, s'il s'agit des fluides en mouvement, et que

la transmission de chaleur accompagne le déplacement de filets d'un seul fluide ou s'opère par mélange de deux fluides. Ce mode de transfert est donc essentiellement régi par les lois des écoulements des fluides, ainsi que par celle de la conduction.

(3)- Par rayonnement, tout corps porté à une température supérieure au zéro absolue (0 K) rayonne, dans toutes les directions, une énergie sous forme d'onde électromagnétique.

Inversement, tout corps est susceptible d'absorber tout ou partie d'une énergie électromagnétique analogue à celle qu'il

serait susceptible d'émettre. Cette forme de transfert de chaleur ne nécessite donc, entre les corps considérés, aucun support matériel et s'identifie parfaitement à la propagation de la lumière, c'est à dire, à l'optique.

En réalité, tout échange thermique s'effectue simultanément sous les trois formes précédentes, l'une d'elle est prédominante et les autres peuvent être négligées.

Cependant, lorsque les trois modes de transfert sont concurrent, il est nécessaire d'écrire que l'échange est la somme des trois effets, comme se serait le cas pour le refroidissement à l'air d'une plaque métallique à très haute température.

Enfin, il y a lieu de distinguer, comme en mécanique des fluides, le régime établi (permanent) d'écoulement de la chaleur, caractérisé par la constante des températures locales, et le régime non établi ou transitoire où les températures locales varient en fonction du temps de sorte que les équations de transfert comporteront le terme différentiel (dt) relatif au temps.

LA CONDUCTION EN REGIME TRANSITOIRE

La conduction se manifeste en régime transitoire lorsque la température d'un point varie avec le temps.

Et pour illustrer la méthode analytique permettant de résoudre les problèmes de conduction de la chaleur en régime transitoire, considérons une grande plaque plane d'épaisseur L ayant, en régime établi, une température uniforme T° . Une face de la plaque est isolée, l'autre est lachée par un fluide. A un instant donné, la température du fluide est portée brusquement de T° à T_{∞} . La chaleur commence à s'écouler à partir du fluide vers la plaque et il s'agit de déterminer la répartition des températures dans la plaque ainsi que le flux de chaleur.

L'équation de base qui caractérise la conduction en régime variable est :

$$\frac{dT}{d\tau} = \frac{\lambda}{\rho \cdot C} \left(\frac{\partial^2 T}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 T}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 T}{\partial z^2} \right)$$

- dT : différence de température ($^{\circ}C$)
 $d\tau$: intervalle de temps
 λ : conductivité thermique (Kcal/h.m. $^{\circ}C$)
 ρ : masse volumique (Kg/m 3)
 C : capacité calorifique (Kcal/Kg. $^{\circ}C$)
 T : température au plan 'n' et à l'intervalle de temps 'm'
 dx : distance séparant deux plans

Bien que la méthode analytique permet dans certains cas particuliers d'étudier le passage du flux de chaleur, mais souvent les phénomènes sont si compliqués que l'on a recourt à des méthodes numériques ou graphiques.

Parmi ces méthodes apparait la méthode graphique de SCHMIDT comme

la méthode la plus employée, ayant pour principe de remplacer l'équation différentielle de FOURIER par un accroissement fini. Cette technique nécessite des connaissances mathématiques très simples, mais sa précision dépend du nombre des approximations utilisées dans la solution .

La méthode de SCHMIDT est très maniable et elle donne des solutions pratiques aux problèmes ayant des conditions aux limites compliquées telles qu'ils ne peuvent être traités commodément par les méthodes analytiques .

Pour illustrer cette méthode, on considère un mur d'épaisseur infinie ayant une face plane dont la température est maintenue à T° . On cherche à obtenir, par la méthode graphique de SCHMIDT, la répartition des températures et le flux de chaleur qui s'écoule dans le mur en fonction du temps .

On divise, d'abord, le mur en un certain nombre de tranches, de même épaisseur dx , déterminant les plans de référence de température . Du fait de l'existence d'une différence de température, la chaleur s'écoule dans la direction des températures décroissantes d'une quantité proportionnelle au gradient de température .

Ainsi au cours de l'intervalle de temps $\Delta\tau$ la chaleur s'écoule de la surface au plan 1 et de celui-ci au plan 2 . (Fig 1)

La quantité de chaleur qui pénètre dans le plan 1 est plus grande que celle qui sort du même plan . La différence de quantité de chaleur de part et d'autre du plan 1 modifie l'énergie interne dans la tranche \overline{ab} qui s'étend à $\frac{dx}{2}$ à droite et à gauche de ce plan . L'expression littérale du bilan thermique, pour un intervalle de temps $\Delta\tau$, s'écrit :

$$\lambda \frac{T_s^{\circ} - T_1^{\circ}}{\Delta x} \cdot \Delta \tau - \lambda \frac{T_1^{\circ} - T_2^{\circ}}{\Delta x} \cdot \Delta \tau = f.c. \Delta x (T_1^{\circ} - T_1^{\circ}) \quad (I)$$

$$\frac{T_0^{\circ} + T_2^{\circ}}{2} - T_1^{\circ} = (T_1^{\circ} - T_1^{\circ}) \cdot \frac{f.c. \Delta x^2}{2 \lambda \Delta \tau} \quad (II)$$

$$\frac{\Delta x^2}{a \Delta \tau} = \frac{f.c. \Delta x^2}{\lambda \Delta \tau} = 2 \quad (III) \text{ Condition de Schmidt}$$

En remplaçant (III) dans (II) on aurait :

$$T_1^{\circ} = \frac{T_0^{\circ} + T_2^{\circ}}{2}$$

Et plus généralement , on a :

$$T_n^{m+1} = \frac{T_{n-1}^m + T_{n+1}^m}{2}$$

m : intervalle de temps
n : position du plan

La méthode graphique de SCHMIDT est largement utilisée dans l'industrie pour résoudre les problèmes de conduction en régime variable, car elle donne une image continue du changement de la répartition des températures ; ses constructions peuvent être confiées à un personnel relativement inexpérimenté, et les erreurs si elles se présentent, sont rapidement découvertes .

APPLICATION : Déterminer l'épaisseur d'une couche d'Amiante
nécessaire à protéger une chambre forte contre l'incendie, avec :

Température initiale..... $T_i = 38\text{ }^\circ\text{C}$
Température de la surface externe..... $T_f = 850\text{ }^\circ\text{C}$
Température limite..... $T_{lim} = 150\text{ }^\circ\text{C}$
Durée limite..... $T_{em} = 1\text{ h}$
Conductivité thermique..... $= 0.129\text{ Kcal/h.m.}^\circ\text{C}$
Capacité calorifique..... $c=0.25\text{ Kcal/Kg.}^\circ\text{C}$
Masse volumique..... $r=570\text{ Kg/m}^3$

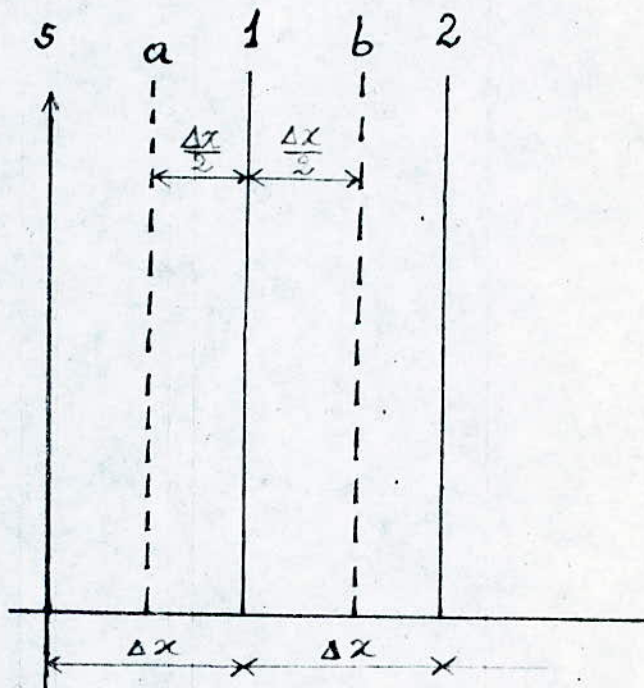


Fig 1. Ecoulement de chaleur entre 2 plans

850

1

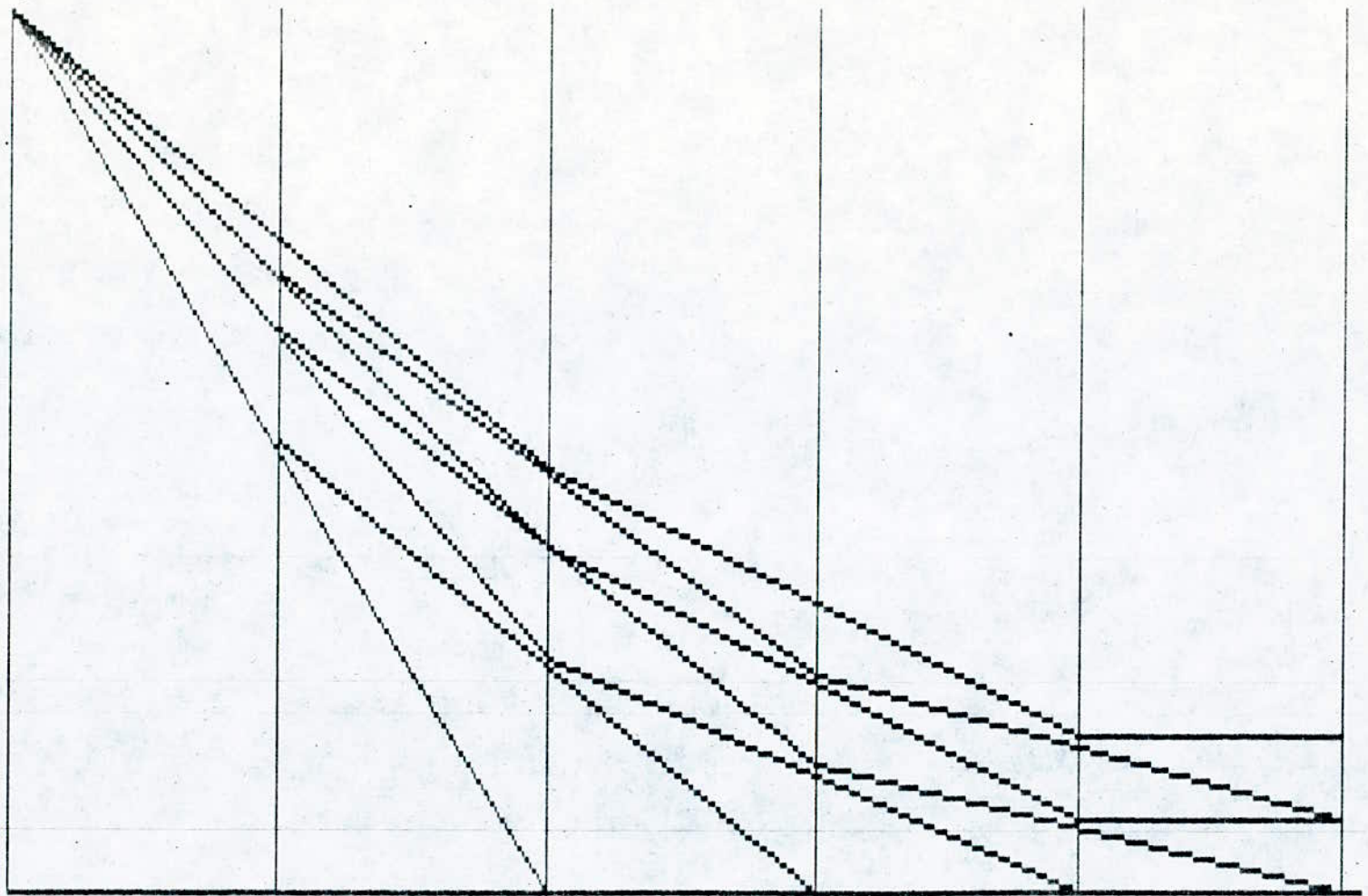
2

3

4

5

38



-71-

```

*****
C   CE PROGRAMME TRAITE UN PROBLEME DE TRANSFERT DE CHALEUR EN REGIME
C   TRANSITOIRE EN UTILISANT LA METHODE DE SCHMIDT POUR DETERMINER:SOIT
C   L'EPAISSEUR DE LA PAROI,SOIT LE TEMPS DE PROPAGATION DE LA CHALEUR,SOIT
C   LA TEMPERATURE LIMITE A LA SECONDE FACE DE LA PAROI,AINSI QUE LA
C   DISTRIBUTION DES TEMPERATURES DANS CHAQUE PLAN
*****
C   DEFINITION DES DONNEES ET PARAMETRES UTILISEES:
C   r:masse volumique
C   c:capacité calorifique
C   w:conductivité thermique
C   tem:durée de temps limite
C   n:nombre de plans
C   m:nombre d'intervalles de temps
C   dx:distance séparant deux plans successifs
C   dt:intervalle de temps
C   e:épaisseur nécessaire à la protection de la plaque
C   tlim:température limite de la seconde face de la paroi
C   t(1,1):température à laquelle est portée brusquement la première face
C           de la paroi(Température d'incendie)
C   t(2,1):température à laquelle était la paroi initialement
C   t(i,j):température au plan 'i',et à l'intervalle de temps 'j'
*****
C   Dimension T(10,20)
C   print*, 'Faites entrer les donnees:r,c,w,n,t(1,1),t(2,1)'
C   read*,r,c,w,n,t(1,1),t(2,1)
C   OPEN(UNIT=15,FILE='SCHM.DAT',STATUS='NEW')
10  print*, 'Ecrire:1 si vous calculez l'épaisseur de la paroi:'
C   print*, '2 si vous calculez le temps de propagation de la
C   print*, 'chaleur:3 si vous calculez la température limite'
C   print*, 'à la seconde face de la paroi'
C   read*,K
*****
C   ) (1) CALCUL DE L'EPAISSEUR NECESSAIRE POUR LA PROTECTION DE LA PAROI
*****
C   if(k.eq.1)then
C   print*, 'Introduire :Tlim,Tem'
C   read*.Tlim,Tem
*****
C   ) AU PREMIER INTERVALLE DE TEMPS, LA PAROI SE TROUVE A LA MEME TEMPERATURE
C   ) PAR CONSEQUENT TOUS LES PLANS POSSEDENT LA MEME TEMPERATURE AL'EXCEPTION
C   ) DU PREMIER
C   ) *****
C   do 4i=3,n
C   T(i,1)=T(2,1)
4   continue
C   J=2
C   ) *****
C   ) -----
C   ) ON SUPPOSE QUE LA TEMPERATURE DU PREMIER PLAN RESTE CONSTANTE
C   ) -----
C   T(1,j)=T(1,1)
C   ) *****
C   ) LA METHODE DE SCHMIDT NOUS PERMET DE CALCULER LA TEMPERATURE DANS
C   ) CHAQUE PLAN COMME LA MOYENNE DES TEMPERATURES DES DEUX PLANS SE
C   ) TROUVANT DE PART ET D'AUTRE DE CELUI-CI, PRISE DANS LE PRECEDENT
C   ) INTERVALLE DE TEMPS
C   ) *****
C   do 2i=2,n-1

```

```

2      T(i,j)=(T(i-1,j-1)+T(i+1,j-1))/2
      CONTINUE
      T(n,j)=T(n-1,j)
      if(T(n,j).ge.TLIM)goto 3
      j=j+1
      goto 6
C
C      SI LA TEMPERATURE LIMITE EST DEPASSEE, ON AFFECTE LE DERNIER J
C      AU NOMBRE D'INTERVALLES DE TEMPS
C
3      m=j
      dt=TEM/m
      dx=sqrt(2*w*dt/(r*c))
      e=(n-1)*dx
      write(15,100)
100     format(4x,'RESULTATS DES TEMPERATURES AUX # PLANS')
      WRITE(15,101)
101     FORMAT(4X,38(1H*))
      WRITE(15,106) e
106     FORMAT(4X,'EPAISSEUR DE LA PAROI=',F7.5)
      WRITE(15,107) m
107     FORMAT(4X,'NOMBRE D INTERVALLES DE TEMPS=',I2)
      WRITE(15,105)
105     FORMAT(4X,29(1H*))
      WRITE(15,102)
102     FORMAT(4X,1H!,3X,'I',3X,1H!,3X,'J',3X,1H!,3X,'T(I,J)',2X,1H!)
      WRITE(15,105)
      DO 44I=1,n
      DO 44J=1,m
      WRITE(15,104) I,J,T(I,J)
104     FORMAT(4X,1H!,2X,I3,2X,1H!,2X,I3,2X,1H!,2X,f7.3,2X,1H!)
      WRITE(15,105)
44     CONTINUE
*****
C      (II)_CALCUL DU TEMPS NECESSAIRE POUR LA PROPAGATION DE LA CHALEUR
C      DANS LA PAROI
*****
      elseif(k.eq.2)then
      print*, 'introduire:Tlim,e'
      read*, Tlim,e
*****
C      LA METHODE DE CALCUL DE M (NOMBRE D'INTERVALLE DE TEMPS) EST LA MEME
C      QUE CELLE DU 1° CAS, D'OU ON FAIT LES MEME SUPPOSITIONS CONCERNANT LES
C      TEMPERATURES
*****
C
C      AU PREMIER INTERVALLE DE TEMPS, LA PAROI SE TROUVE A LA MEME TEMPERATURE
C      PAR CONSEQUENT TOUS LES PLANS POSSEDENT LA MEME TEMPERATURE AL'EXCEPTION
C      DU PREMIER
C
      do 11i=3,n
      T(i,1)=T(2,1)
11     continue
      J=2
C
C      ON SUPPOSE QUE LA TEMPERATURE DU PREMIER PLAN RESTE CONSTANTE
C
14     T(1,j)=T(1,1)

```

```

*****
C      LA METHODE DE SCHMIDT NOUS PERMET DE CALCULER LA TEMPERATURE DANS
C      CHAQUE PLAN COMME LA MOYENNE DES TEMPERATURES DES DEUX PLANS SE
C      TROUVANT DE PART ET D'AUTRE DE CELUI-CI, PRISE DANS LE PRECEDENT
C      INTERVALLE DE TEMPS
*****
      do 12i=2,n-1
      T(i,j)=(T(i-1,j-1)+T(i+1,j-1))/2
12     CONTINUE
      T(n,j)=T(n-1,j)
      if(T(n,j).ge.TLIM)goto 13
      j=j+1
      goto 14
C
C      SI LA TEMPERATURE LIMITE EST DEPASSEE, ON AFFECTE LE DERNIER J
C      AU NOMBRE D'INTERVALLES DE TEMPS
C
13     m=j
      dx=e/(n-1)
      dt=r*c*(dx**2)/(2*w)
      Tem=m*dt
      write(15,108)
108    format(4x,'RESULTATS DES TEMPERATURES AUX # PLANS')
      WRITE(15,109)
109    FORMAT(4X,38(1H*))
      WRITE(15,110) Tem
110    FORMAT(4X,'TEMPS DE PROPAGATION DE LA CHALEUR=',F7.5)
      WRITE(15,111) m
111    FORMAT(4X,'NOMBRE D INTERVALLES DE TEMPS=',I2)
      WRITE(15,112)
112    FORMAT(4X,29(1H*))
      WRITE(15,113)
113    FORMAT(4X,1H!,3X,'I',3X,1H!,3X,'J',3X,1H!,3X,'T(I,J)',2X,1H!)
      WRITE(15,112)
      DO 66I=1,n
      DO 66J=1,m
      WRITE(15,114) I,J,T(I,J)
114    FORMAT(4X,1H!,2X,I3,2X,1H!,2X,I3,2X,1H!,2X,f7.3,2X,1H!)
      WRITE(15,112)
66     CONTINUE
*****
C      (III)_CALCUL DE LA TEMPERATURE LIMITE A LA SECONDE FACE DE LA PAROI
*****
      else
      print*, 'faites entrer: e ,Tem'
      read*, e, Tem
*****
C      DANS CE CAS LA TEMPERATURE LIMITE ETANT INCONNUE, ON DOIT DETERMINER LE
C      NOMBRE D'INTERVALLES DE TEMPS (M) AFIN DE CALCULER LES TEMPERATURES DAN
C      CHAQUE PLAN ET D'EN DEDUIRE LA TEMPERATURE LIMITE
*****
      dx=e/(n-1)
      p=2*w*Tem/(r*c*(dx**2))
      m=INT(p+0.5)
C
C      AU PREMIER INTERVALLE DE TEMPS, LA PAROI SE TROUVE A LA MEME TEMPERATURE
C      PAR CONSEQUENT TOUS LES PLANS POSSEDENT LA MEME TEMPERATURE AL'EXCEPTION
C      DU PREMIER

```

```

C
do 5i=3,n
T(i,1)=T(2,1)
5
continue
do 9j=2,m
C
C ON SUPPOSE QUE LA TEMPERATURE DU PREMIER PLAN RESTE CONSTANTE
C
T(1,j)=T(1,1)
*****
C LA METHODE DE SCHMIDT NOUS PERMET DE CALCULER LA TEMPERATURE DANS
C CHAQUE PLAN COMME LA MOYENNE DES TEMPERATURES DES DEUX PLANS SE
C TROUVANT DE PART ET D'AUTRE DE CELUI-CI, PRISE DANS LE PRECEDENT
C INTERVALLE DE TEMPS
*****
do 7i=2,n-1
***T(i,j)=(T(i-1,j-1)+T(i+1,j-1))/2
7
continue
T(n,j)=T(n-1,j)
9
continue
write(15,115)
115 format(4x,'RESULTATS DES TEMPERATURES AUX # PLANS')
WRITE(15,116)
116 FORMAT(4X,38(1H*))
WRITE(15,117) T(n-1,m)
117 FORMAT(4X,'TEMPERATURE LIMITE A LA SECONDE FACE DE LA PAROI=',F9.3)
WRITE(15,118) m
118 FORMAT(4X,'NOMBRE D INTERVALLE DE TEMPS=',I2)
WRITE(15,119)
119 FORMAT(4X,29(1H*))
WRITE(15,120)
120 FORMAT(4X,1H!,3X,'I',3X,1H!,3X,'J',3X,1H!,3X,'T(I,J)',2X,1H!)
WRITE(15,119)
DO 88I=1,n
DO 88J=1,m
WRITE(15,121) I,J,T(I,J)
121 FORMAT(4X,1H!,2X,I3,2X,1H!,2X,I3,2X,1H!,2X,f7.3,2X,1H!)
WRITE(15,119)
88 CONTINUE
endif
print*, 'voulez vous continuer?(0,1)'
read*,k
if(k.ne.0)goto 10
stop
END

```

RESULTATS DES TEMPERATURES AUX # PLANS

EPAISSEUR DE LA PAROI=0.07999

NOMBRE D INTERVALLES DE TEMPS= 7

! I ! J ! T(I,J) !

! 1 ! 1 ! 850.000 !

! 1 ! 2 ! 850.000 !

! 1 ! 3 ! 850.000 !

! 1 ! 4 ! 850.000 !

! 1 ! 5 ! 850.000 !

! 1 ! 6 ! 850.000 !

! 1 ! 7 ! 850.000 !

! 2 ! 1 ! 38.000 !

! 2 ! 2 ! 444.000 !

! 2 ! 3 ! 545.500 !

! 2 ! 4 ! 545.500 !

! 2 ! 5 ! 545.500 !

! 2 ! 6 ! 596.250 !

! 2 ! 7 ! 596.250 !

! 3 ! 1 ! 38.000 !

! 3 ! 2 ! 38.000 !

! 3 ! 3 ! 241.000 !

! 3 ! 4 ! 241.000 !

! 3 ! 5 ! 342.500 !

! 3 ! 6 ! 342.500 !

! 3 ! 7 ! 405.938 !

! 4 ! 1 ! 38.000 !

! 4 ! 2 ! 38.000 !

! 4 ! 3 ! 38.000 !

! 4 ! 4 ! 139.500 !

! 4 ! 5 ! 139.500 !

! 4 ! 6 ! 215.625 !

DETERMINATION DE LA COMPOSITION DES FRACTIONS

PETROLIERES

On dispose actuellement de plusieurs méthodes d'analyse permettant la détermination de la composition des fractions pétrolières.

Certains de ces méthodes basées sur un calcul empirique, ne peuvent prétendre à une bonne précision, néanmoins c'est actuellement le moyen le plus pratique d'analyse des fractions pétrolières.

METHODE N.D.M : Mise au point en 1954 par Van Ness & Van Westen, cette méthode permet de déterminer la distribution du Carbone et les taux des cycles dans les fractions pétrolières, elle nécessite la connaissance de l'indice de réfraction, la densité, le poids moléculaire et éventuellement le pourcentage en Souffre (% S) si celui-ci est supérieur à 0.02 % . Cette méthode est appliquée pour les fractions ayant un poids moléculaire supérieur à 200 g , un pourcentage en aromatique inférieur à 1.5 fois le pourcentage en naphtènes et un pourcentage en paraffines supérieur à 25 % .

METHODE N.D.PA : Cette méthode nécessite la connaissance de l'indice de réfraction , la densité et le point d'aniline.

Le pourcentage en Carbone des trois familles de fractions: aromatiques, naphténiques et paraffiniques est donnée

par la corrélation suivante :

$$\begin{aligned} & ! \quad \%CA = 1039.4 N - 470.4 D - 0.35 PA - 1094.3 \quad ! \\ & ! \quad \%CN = -1573.3 N + 840.15 D - 0.4619 PA + 1662.2 \quad ! \\ & ! \quad \%CP = 100 - \%CA - \%CN \quad ! \\ & ! \end{aligned}$$

N : Indice de réfraction

D : Densité (g/cm³)

PA: Point d'aniline (°C)

METHODE DE RIAZI-DAUBERT : Cette méthode est applicable aux

fractions légères dont le poids moléculaire est inférieur à 200 g, elle fait intervenir deux facteurs

Ri : Refractivity intercept

definit comme suit : $Ri = N - D/2$

VGF : Viscosity gravity function

définit par la relation :

$$VGF = -1.816 + 3.484 Spgr - 0.1156 \ln Vi$$

N : Indice de réfraction

D : Densité

Vi: Viscosité cinématique mesurée à 100 °F

Spgr : Specific gravity

La composition des fractions est déterminée par les équations suivantes :

$$\begin{aligned} & ! \quad XP = -23.94 + 24.21 Ri - 1.092 VGF \quad ! \\ & ! \quad XN = 41.14 - 39.43 Ri + 0.627 VGF \quad ! \\ & ! \quad XA = -16.2 + 15.22 Ri + 0.465 VGF \quad ! \\ & ! \end{aligned}$$

XP, XN, XA : Représente respectivement les fractions molaires des paraffines, naphthènes et aromatiques
D'autre part nous avons appliqué des corrélations proposées dans la référence (15) permettant de déterminer la composition des fractions pétrolières.

APPLICATION : On veut déterminer les compositions en aromatiques, naphténiques et paraffiniques pour six fractions issues de la distillation d'un pétrole brut, avec différentes méthodes empiriques, les propriétés des fractions sont données dans les tableaux ci-dessous :

Méthode	Fraction	RE	D	PA	M	Vi	Teb
NDFA	1	1.390	0.678	60.5	88	0.67	70
	2	1.396	0.697	58.0	90	0.68	74
Ri-Dau	3	1.397	0.702	59.0	92	0.68	78
AMM	4	1.399	0.709	58.0	95	0.70	82
BMM	5	1.401	0.715	57.1	97	0.71	86
CMM	6	1.403	0.718	56.3	99	0.72	90

M E T H O D E N . D . M				
Fraction	RE	D	M	% S
1	1.455	0.815	201	0.06
2	1.456	0.818	204	0.06
3	1.456	0.819	207	0.06
4	1.458	0.819	210	0.06
5	1.476	0.832	213	0.06
6	1.477	0.829	222	0.06

C CE PROGRAMME CALCULE LE POURCENTAGE EN AROMATIQUE, NAPHTENIQUE
C ET PARAFFINIQUE DES FRACTIONS PETROLIERES PAR LES METHODES:
C NDM,NDPA,RI-DAU ET CELLES D'UN PROJET DE FIN D'ETUDES.

C DEFINITION DES PARAMETRES UTILISES :
C N:NOMBRE DE FRACTIONS
C J:NUMERO DE LA FRACTION
C RE:INDICE DE REFRACTION
C D:DENSITE [g/cm3]
C M:MASSE MOLAIRE [g]
C S:TENEUR EN SOUFRE [%]
C PA:POINT D'ANILINE [°c]
C Vi:VISCOSITE CINEMATIQUE MESUREE à 100°F [Cst]
C Teb:TEMPERATURE D'EBULLITION [°c]
C RI:REFRACTIVITY INTERCEPT
C VGF:VISCOSITY GRAVITY FONCTION
C XP:FRACTION MOLAIRE DES PARAFFINES
C XN:FRACTION MOLAIRE DES NAPHTENES
C XA:FRACTION MOLAIRE DES AROMATIQUES
C PCA:POURCENTAGE EN CARBONE AROMATIQUE
C PCN:POURCENTAGE EN CARBONE NAPHTENIQUE
C PCP:POURCENTAGE EN CARBONE PARAFFINIQUE
C AMM:CORRELATION (A) DU PFE DE M.MEDJDOUB
C BMM:CORRELATION (B) DU PFE DE M.MEDJDOUB
C CMM:CORRELATION (C) DU PFE DE M.MEDJDOUB

DIMENSION RE(60),D(60),M(60),S(60),PA(60),Vi(60),Teb(60)
DIMENSION V(60),W(60),RI(60),VGF(60),A(60),B(60)
DIMENSION PCA(60),PCN(60),PCP(60),PCR(60),XA(60),XP(60),XN(60)
20 PRINT*, 'ECRIRE:1 SI VOUS APPLIQUEZ NDPA;2 SI VOUS APPLI'
PRINT*, 'QUEZ NDM;3 SI VOUS APPLIQUEZ RI-DAU;4 SI VOUS APPLI'
PRINT*, 'IQUEZ AMM;5 SI VOUS APPLIQUEZ BMM;6 SI VOUS APPLIQ'
PRINT*, 'UEZ CMM'
READ*, I
OPEN(UNIT=12, FILE='FRAC.DAT', STATUS='NEW')

C CALCUL PAR LA METHODE NDPA, APPLICABLE SURTOUT POUR LES FRACTIONS
C DONT LA MASSE EST INFÉRIEURE à 200 g

IF(I.EQ.1) THEN
PRINT*, 'INTRODUIRE LE NOMBRE DE FRACTIONS: N '
READ*, N
PRINT*, 'FAITES ENTRER LES DONNEES:RE(J),D(J),PA(J)'
READ*, (RE(J), J=1, N)
READ*, (D(J), J=1, N)
READ*, (PA(J), J=1, N)
DO 8J=1, N
PCA(J)=1039.4*RE(J)-470.4*D(J)-0.315*PA(J)-1094.3
PCN(J)=-1573.3*RE(J)+840.15*D(J)-0.4619*PA(J)+1662.2
PCP(J)=100-(PCA(J)+PCN(J))
8 CONTINUE

C *****IMPRESSION DES RESULTATS*****
C -----

WRITE(12,100)

```

100  FORMAT(12X,'CALCUL DES FRACTIONS PAR LA METHODE NDPA')
      WRITE(12,101)
101  FORMAT(12X,40(1H*),//)
      WRITE(12,102)
102  FORMAT(10X,45(1H*))
      WRITE(12,103)
103  FORMAT(10X,1H!,1X,'FRACTION',1X,1H!,2X,'PCA(J)',2X,1H!,2X,
1    'PCN(J)',2X,1H!,2X,'PCP(J)',2X,1H!)
      WRITE(12,102)

      DO 9J=1,N
      WRITE(12,105)J,PCA(J),PCN(J),PCP(J)
105  FORMAT(10X,1H!,4X,I2,4X,1H!,3(2X,F6.2,2X,1H!))
      WRITE(12,102)
9    CONTINUE
*****
C    CALCUL PAR LA METHODE NDM,APPLIQUEE AUX FRACTIONS AYANT UNE MASSE
C    SUPERIEUR à 200 g,AVEC UNE TENEUR EN SOUFRE SUPERIEUR à 0.02 %
*****
      ELSEIF(I.EQ.2)THEN
      PRINT*, 'INTRODUIRE LE NOMBRE DE FRACTIONS: N '
      READ*,N
      PRINT*, 'FAITES ENTRER LES DONNEES:RE(J),D(J),M(J),S(J) '
      READ*,(RE(J),J=1,N)
      READ*,(D(J),J=1,N)
      READ*,(M(J),J=1,N)
      READ*,(S(J),J=1,N)
      DO 3J=1,N
      V(J)=2.51*(RE(J)-1.4750)-(D(J)-0.8510)
      W(J)=(D(J)-0.8510)-1.11*(RE(J)-1.4750)
      IF(V(J).LT.0)GOTO 12
      PCA(J)=430*V(J)+3660/M(J)
      IF(W(J).LT.0)GOTO 13
      PCR(J)=820*W(J)-3*S(J)+10000/M(J)
      GOTO 16
13   PCR(J)=1440*W(J)-3*S(J)+10600/M(J)
      GOTO 16
12   PCA(J)=670*V(J)+3660/M(J)
      IF(W(J).LT.0)GOTO 15
      PCR(J)=820*W(J)-3*S(J)+(10000/M(J))
      GOTO 16
15   PCR(J)=1440*W(J)-3*S(J)+(10600/M(J))
16   PCN(J)=PCR(J)-PCA(J)
      PCP(J)=100-PCR(J)
3    CONTINUE
C-----
C*****IMPRESSION DES RESULTATS*****
C-----
      WRITE(12,106)
106  FORMAT(12X,'CALCUL DES FRACTIONS PAR LA METHODE NDM')
      WRITE(12,107)
107  FORMAT(12X,40(1H*),//)
      WRITE(12,108)
108  FORMAT(10X,45(1H*))
      WRITE(12,109)
109  FORMAT(10X,1H!,1X,'FRACTION',1X,1H!,2X,'PCA(J)',2X,1H!,2X,
1    'PCN(J)',2X,1H!,2X,'PCP(J)',2X,1H!)
      WRITE(12,102)
      DO 21J=1,N
      WRITE(12,110)J,PCA(J),PCN(J),PCP(J)
110  FORMAT(10X,1H!,4X,I2,4X,1H!,3(2X,F6.2,2X,1H!))

```

```

WRITE(12,108)
21 CONTINUE
*****
C CALCUL PAR LA METHODE Riazzi-Daubert APPLIQUEE AUX FRACTIONS LEGERES
C DONT LA MASSE EST INFERIEURE à 200 g
*****
ELSEIF(I.EQ.3)THEN
PRINT*, 'INTRODUIRE LE NOMBRE DE FRACTIONS: N '
READ*,N
PRINT*, 'FAITES ENTRER LES DONNEES:RE(J),D(J),Vi(J)'
READ*,(RE(J),J=1,N)
READ*,(D(J),J=1,N)
READ*,(Vi(J),J=1,N)
DO 7J=1,N
RI(J)=RE(J)-D(J)/2
VGF(J)=-1.816+3.484*D(J)-0.1156*LOG(Vi(J))
XP(J)=-23.94+24.21*RI(J)-1.092*VGF(J)
XN(J)=41.14-39.43*RI(J)+0.627*VGF(J)
XA(J)=-16.2+15.22*RI(J)+0.465*VGF(J)
7 CONTINUE

```

C*****IMPRESSION DES RESULTATS*****
C-----

```

WRITE(12,104)
104 FORMAT(12X,'CALCUL DES FRACTIONS PAR LA METHODE RI-DAU')
WRITE(12,111)
111 FORMAT(12X,40(1H*),//)
WRITE(12,112)
112 FORMAT(10X,45(1H*))
WRITE(12,113)
113 FORMAT(10X,1H!,1X,'FRACTION',1X,1H!,2X,'XA(J)',3X,1H!,3X,
1 'XN(J)',2X,1H!,3X,'XP(J)',2X,1H!)
WRITE(12,112)
DO 22J=1,N
WRITE(12,115)J,XA(J),XN(J),XP(J)
115 FORMAT(10X,1H!,4X,I2,4X,1H!,3(2X,F6.3,2X,1H!))
WRITE(12,112)
22 CONTINUE

```

C CALCUL PAR LA CORRELATION (A) DU PROJET DE FIN D'ETUDES DE M.MEDJDOU
C VALABLE DANS LE DOMAINE DE TEMPERATURE 50-180 °C

```

ELSEIF(I.EQ.4)THEN
PRINT*, 'INTRODUIRE LE NOMBRE DE FRACTIONS: N '
READ*,N
PRINT*, 'FAITES ENTRER LES DONNEES:RE(J);D(J),M(J)'
READ*,(RE(J),J=1,N)
READ*,(D(J),J=1,N)
READ*,(M(J),J=1,N)
DO 6J=1,N
A(J)=D(J)**7.3/M(J)**1.26
B(J)=RE(J)**22
XP(J)=-6244.549*A(J)+2.854E-4*B(J)+1.4647
XN(J)=7793.582*A(J)-7.072E-4*B(J)-0.2973
XA(J)=-1549.033*A(J)+4.219E-4*B(J)-0.1673
6 CONTINUE

```

C*****IMPRESSION DES RESULTATS*****
C-----

```

WRITE(12,116)

```

```

116  FORMAT(12X,'CALCUL DES FRACTIONS PAR LA METHODE AMM')
      WRITE(12,117)
117  FORMAT(12X,40(1H*),//)
      WRITE(12,118)
118  FORMAT(10X,45(1H*))
      WRITE(12,119)
119  1  FORMAT(10X,1H!,1X,'FRACTION',1X,1H!,2X,'XA(J)',3X,1H!,3X,
      'XN(J)',2X,1H!,3X,'XP(J)',2X,1H!)
      WRITE(12,118)
      DO 23J=1,N
      WRITE(12,120)J,XA(J),XN(J),XP(J)
120  FORMAT(10X,1H!,4X,I2,4X,1H!,3(2X,F6.3,2X,1H!))
      WRITE(12,118)
23  CONTINUE

```

```

*****
C    CALCUL PAR LA CORRELATION (B) DU PROJET DE FIN D'ETUDES DE M.MEDJDOU
C    VALABLE DANS LE DOMAINE DE TEMPERATURE 50-180 °C
*****
      ELSEIF(I.EQ.5)THEN
      PRINT*, 'INTRODUIRE LE NOMBRE DE FRACTIONS: N '
      READ*,N
      PRINT*, 'FAITES ENTRER LES DONNEES:RE(J),D(J),Teb(J) '
      READ*,(RE(J),J=1,N)
      READ*,(D(J),J=1,N)
      READ*,(Teb(J),J=1,N)
      DO 5J=1,N
      A(J)=D(J)**10/Teb(J)**0.75
      B(J)=RE(J)**22
      XP(J)=-1185.224*A(J)+4.46E-4*B(J)+1.1495
      XN(J)=1479.233*A(J)-9.077E-4*B(J)+0.096
      XA(J)=-294.009*A(J)+4.617E-4*B(J)-0.2455
5  CONTINUE

```

```

C-----
C*****IMPRESSION DES RESULTATS*****
C-----

```

```

      WRITE(12,121)
121  FORMAT(12X,'CALCUL DES FRACTIONS PAR LA METHODE BMM')
      WRITE(12,122)
122  FORMAT(12X,40(1H*),//)
      WRITE(12,123)
123  FORMAT(10X,45(1H*))
      WRITE(12,124)
124  1  FORMAT(10X,1H!,1X,'FRACTION',1X,1H!,2X,'XA(J)',3X,1H!,3X,
      'XN(J)',2X,1H!,3X,'XP(J)',2X,1H!)
      WRITE(12,123)
      DO 24J=1,N
      WRITE(12,125)J,XA(J),XN(J),XP(J)
125  FORMAT(10X,1H!,4X,I2,4X,1H!,3(2X,F6.3,2X,1H!))
      WRITE(12,123)
24  CONTINUE

```

```

*****
C    CALCUL PAR LA CORRELATION (C) DU PROJET DE FIN D'ETUDES DE M.MEDJDOU
C    VALABLE DANS LE DOMAINE DE TEMPERATURE 50-180 °C
*****
      ELSE
      PRINT*, 'INTRODUIRE LE NOMBRE DE FRACTIONS: N '
      READ*,N
      PRINT*, 'FAITES ENTRER LES DONNEES:RE(J),D(J),Teb(J) '
      READ*,(RE(J),J=1,N)
      READ*,(D(J),J=1,N)

```

```
READ*,(Teb(J),J=1,N)
DO 4J=1,N
A(J)=Teb(J)**3/(D(J)*RE(J))**17.5
B(J)=RE(J)**23.2
XP(J)=7.994E-7*A(J)+1.755E-5*B(J)-0.1314
XN(J)=-9.88E-7*A(J)-23.16E-5*B(J)+1.6489
XA(J)=1.887E-7*A(J)+21.405E-5*B(J)-0.5175
4 CONTINUE
```

```
C-----
C*****IMPRESSION DES RESULTATS*****
C-----
```

```
WRITE(12,126)
126 FORMAT(12X,'CALCUL DES FRACTIONS PAR LA METHODE CMM')
WRITE(12,127)
127 FORMAT(12X,40(1H*),/)
WRITE(12,128)
128 FORMAT(10X,45(1H*))
WRITE(12,129)
129 FORMAT(10X,1H!,1X,'FRACTION',1X,1H!,2X,'XA(J)',3X,1H!,3X,
1 'XN(J)',2X,1H!,3X,'XP(J)',2X,1H!)
WRITE(12,128)
DO 25J=1,N
WRITE(12,130)J,XA(J),XN(J),XP(J)
130 FORMAT(10X,1H!,4X,I2,4X,1H!,3(2X,F6.3,2X,1H!))
WRITE(12,128)
25 CONTINUE
ENDIF
```

```
CXXXXXXXXXXXXXXXXXXXXXXXXXXXXXXXXXXXXXXXXXXXXXXXXXXXXXXXXXXXXXXXXXXXXXXXXXXXX
C SI VOUS VOULEZ CONTINUER LE CALCUL AVEC UNE AUTRE METHODE TAPEZ 1
C SINON TAPEZ 0
CXXXXXXXXXXXXXXXXXXXXXXXXXXXXXXXXXXXXXXXXXXXXXXXXXXXXXXXXXXXXXXXXXXXXXXXXXXXX
PRINT*, 'VOULEZ VOUS CONTINUER?(0,1)'
READ*,I
IF(I.NE.0)GOTO 20
STOP
END
```

CALCUL DES FRACTIONS PAR LA METHODE NDPA

```
*****
! FRACTION ! PCA(J) ! PCN(J) ! PCP(J) !
*****
! 1 ! 12.48 ! 16.99 ! 70.53 !
*****
! 2 ! 10.56 ! 24.67 ! 64.77 !
*****
! 3 ! 8.94 ! 26.83 ! 64.23 !
*****
! 4 ! 8.04 ! 30.03 ! 61.93 !
*****
! 5 ! 7.58 ! 32.34 ! 60.08 !
*****
! 6 ! 8.50 ! 32.08 ! 59.42 !
*****
```

CALCUL DES FRACTIONS PAR LA METHODE NDM

```
*****
! FRACTION ! PCA(J) ! PCN(J) ! PCP(J) !
*****
! 1 ! 8.49 ! 23.46 ! 68.05 !
*****
! 2 ! 7.16 ! 26.51 ! 66.33 !
*****
! 3 ! 6.49 ! 28.62 ! 64.89 !
*****
! 4 ! 9.85 ! 21.06 ! 69.09 !
*****
! 5 ! 1.41 ! 25.19 ! 73.40 !
*****
! 6 ! 1.68 ! 28.46 ! 69.86 !
*****
```

CALCUL DES FRACTIONS PAR LA METHODE RI-DAU

```
*****
! FRACTION ! XA(J) ! XN(J) ! XP(J) !
*****
! 1 ! 0.072 ! 0.071 ! 0.858 !
*****
! 2 ! 0.048 ! 0.249 ! 0.703 !
*****
! 3 ! 0.034 ! 0.319 ! 0.647 !
*****
! 4 ! 0.021 ! 0.391 ! 0.588 !
*****
! 5 ! 0.014 ! 0.443 ! 0.543 !
*****
! 6 ! 0.026 ! 0.429 ! 0.545 !
*****
```

CALCUL DES FRACTIONS PAR LA METHODE AMM

```

*****
! FRACTION !   XA(J)   !   XN(J)   !   XP(J)   !
*****
!     1     !   0.102   !   0.333   !   0.566   !
*****
!     2     !   0.099   !   0.541   !   0.360   !
*****
!     3     !   0.100   !   0.572   !   0.328   !
*****
!     4     !   0.108   !   0.601   !   0.291   !
*****
!     5     !   0.116   !   0.637   !   0.247   !
*****
!     6     !   0.136   !   0.610   !   0.254   !
*****
      CALCUL DES FRACTIONS PAR LA METHODE BMM
*****

```

```

*****
! FRACTION !   XA(J)   !   XN(J)   !   XP(J)   !
*****
!     1     !   0.152   !   0.079   !   0.769   !
*****
!     2     !   0.150   !   0.285   !   0.565   !
*****
!     3     !   0.151   !   0.314   !   0.535   !
*****
!     4     !   0.154   !   0.373   !   0.473   !
*****
!     5     !   0.160   !   0.413   !   0.427   !
*****
!     6     !   0.182   !   0.379   !   0.439   !
*****
      CALCUL DES FRACTIONS PAR LA METHODE CMM
*****

```

```

*****
! FRACTION !   XA(J)   !   XN(J)   !   XP(J)   !
*****
!     1     !   0.110   !   0.211   !   0.679   !
*****
!     2     !   0.098   !   0.470   !   0.432   !
*****
!     3     !   0.109   !   0.448   !   0.443   !
*****
!     4     !   0.119   !   0.461   !   0.419   !
*****
!     5     !   0.133   !   0.461   !   0.406   !
*****
!     6     !   0.156   !   0.418   !   0.427   !
*****

```

* CONCLUSION GENERALE *

Ce travail a abouti à l'élaboration d'un logiciel en vue d'enrichir le potentiel scientifique du département de génie chimique. Nous avons mené à bien notre tâche de mettre à la disposition des étudiants une variété de problèmes (distillation de mélange binaire et complexe, dimensionnement d'une colonne d'absorption, conduction en régime variable, technologie de pétrole) traités sur ordinateur, car dans toutes les branches d'activités industrielles et économiques, en particulier dans toutes les sciences de l'ingénieur, on se trouve couramment confrontés à des problèmes qui exigent une résolution numérique et une optimisation des solutions ensuite.

Cette résolution nécessite une bonne présentation du problème, un bon choix de l'algorithme et une discussion rigoureuse des résultats.

Un bon algorithme doit illustrer la structuration des différentes équations mises en jeu en utilisant l'informatique comme moyen d'optimisation et de contrôle.

Notre contribution à l'élaboration de ce logiciel a touché une partie restreinte du vaste domaine du génie chimique.

Les problèmes traités ont un aspect particulier, du point de vue du choix et des conditions opératoires d'une part, et du point de vue de la méthode de résolution d'autre part. D'où apparaît la nécessité de continuer et d'élaborer ce travail en mettant en évidence tous les paramètres régissant le phénomène à étudier (approche de l'aspect réel) et en adoptant d'autres méthodes de résolution afin de faciliter l'adoption rapide et efficace de l'une d'elles à partir d'un très large choix.




BIBLIOGRAPHIE

- | | | | |
|-----|--------------------------------------|--|--------------|
| 1. | M.DREYFUS | La pratique du fortran
Ed.Dunod | 1980 |
| 2. | P.LIGNELET | Fortran 77. langage fortran V
Ed.Masson | 1983 |
| 3. | A.STROHMEIR | Fortran 77
Ed.Eyrolles | 1984 |
| 4. | M.BOUMAHMAT | Méthodes numériques appliquées
Publications O.P.U | 1983 |
| 5. | P.WUITHIER | Le pétrole.Raffinage et génie chimique T : 1,2
Ed.Technip | 1972 |
| 6. | F.KREITH | Transmission de la chaleur et thermodynamique
Ed.Masson | 1967 |
| 7. | R.E.TREYBAL | Mass-Transfert operations
Ed.Mc Graw-Hill | 1968 |
| 8. | K.F.PAVLOV | Examples and problems to the course of unit
operations of chemical engineering
Ed.Mir(English translation) | 1979 |
| 9. | M.VAN WINKLE | Distillation
Ed.Mc Graw-Hill | 1967 |
| 10. | H.R.C.PRATT | Trans.Inst.
Chemical engineer's | 1951 |
| 11. | T.K.SHERWOOD-F.A.HOLLOWAY | Trans.Am.Inst.Chem | 1940 |
| 12. | J.H.PERRY | Chemical engineer's handbook
Ed.Mc Graw-Hill | 1969 |
| 13. | TECHNIQUE DE L'INGENIEUR | Logiciel H 2050
Fortran H 2120
Distillation J 1072
Ed.Technique de l'ingenieur | 1986 |
| 14. | PROJET DE FIN D'ETUDES DE N.DJAMAA | Proposé par M.BOURKIZA | JUIN 1987 |
| 15. | PROJET DE FIN D'ETUDES DE M.MEDJDOUB | Proposé par S.E.CHITOUR | JANVIER 1986 |
| 16. | MANUEL D'UTILISATION DU VAX 11/750 | Publications E.N.P | 1985 |

ANNEXE

ANNEXE I

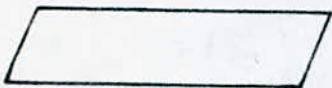


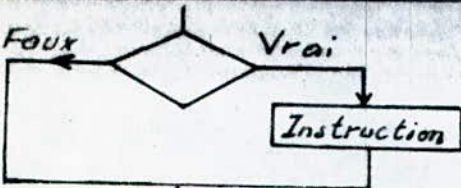
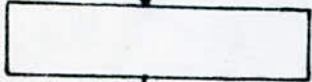
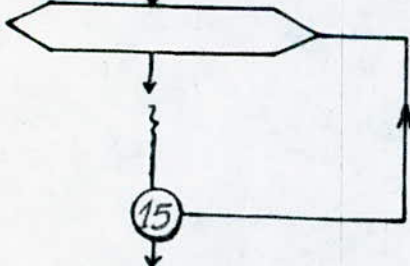
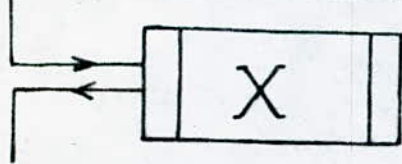


TOUCHES IMPORTANTES DU CLAVIER D'UN TERMINAL RELIE AU VAX :

- RETURN : ( sur les VT220) permet de sauter la ligne durant l'écriture sur un fichier .
- TAB : permet de se déplacer suivant la tabulation usuelle du SET-UP (c'est à dire; laisser 6 caractères blancs avant le début de chaque ligne).
- SHIFT : (MAJ./MIN. sur les VT220) permet l'utilisation des caractères de dessus de touches.
- DELETE : ( sur les VT220) permet d'effacer le caractère à gauche du curseur.
- NO SCROLL : (touche F1 sur les VT220) permet d'arrêter ou de faire redémarrer le défilement sur l'écran.
- CAPS LOCK : ( sur les VT220) permet d'écrire en majuscule si celle-ci est appuyée en minuscule sinon.
- CTRL/Z : permet de sortir de l'éditeur.
- CTRL/Y : annule l'exécution d'une commande ou du processus.
- CTRL/R : permet de réécrire la ligne précédente.
- CTRL/W : permet de rafraîchir l'écran.
- CTRL/U : suppression de la ligne.
- CTRL/S : suspension du défilement de l'écran.
- CTRL/Q : reprise d'une sortie suspendue.
- CTRL/O : suppression de sortie sur écran.

Remarque : Quand deux touches sont séparées par / cela signifie qu'il faut appuyer simultanément sur les deux touches.

ANNEXE II

Symbolique des Organigrammes

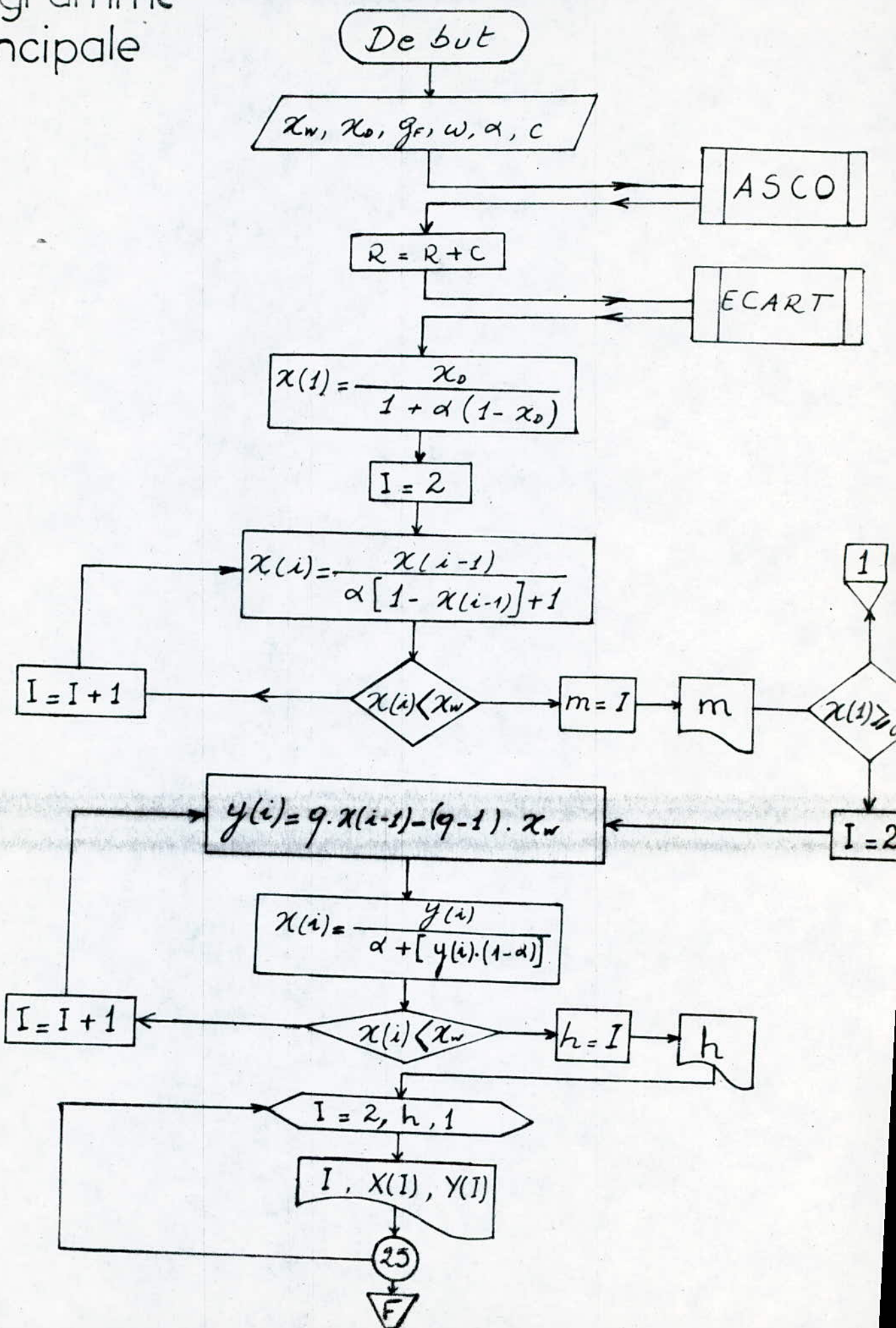
Symbole	Signification	Exemple en Fortran
	Entrée ou sortie de données dans un programme	
	Impression de résultats	WRITE (15, 200) A, B 200 FORMAT (1X, 2F5.2)
	Test logique (branchement conditionnel)	IF (A.EQ.B) GOT
	Test logique (exécution conditionnelle d'une instruction)	IF (A.GT.-2) A = A + B
	Ensemble de traitement	
	Boucle de programme	DO 15 I = 1, N, : 15 CONTINUE
	Appel du sous-programme "X"	CALL X (A, B, N) ou Y = X (A, B, N)
	Renvoi Le programme continue à la borne <i>i</i> identique	
	Fin du programme	

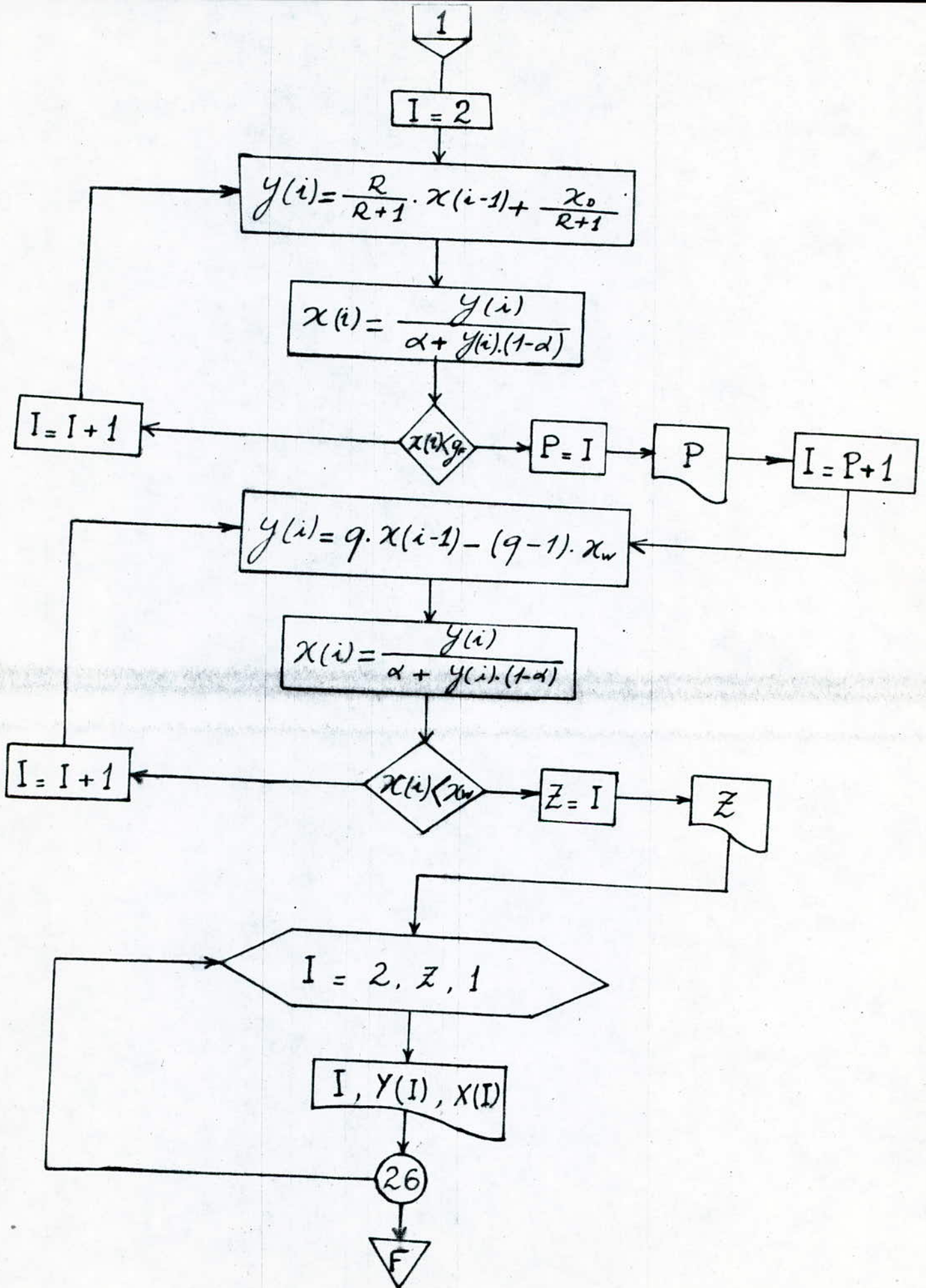
ORGANIGRAMME

DE

DISTILLATION BINAIRE

Programme Principale





Sous-programme
ASCO

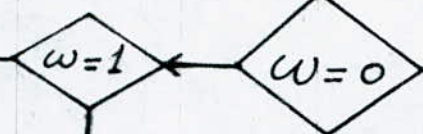
$R, q, x_w, x_0, \alpha, g_f, w$

$f = \frac{x_0 - g_f}{x_0 - g_f / (1 + g_f / \alpha + g_f)}$

$R = \frac{f}{1 - f}$

$q = \frac{g_f - x_w}{g_f / [\alpha(1 + g_f) + 1] - x_w}$

R, q



$t = \frac{x_0 - \frac{\alpha \cdot g_f}{1 + g_f(\alpha - 1)}}{x_0 - g_f}$

$R = \frac{t}{1 - t}$

$q = \frac{\frac{x_0}{R+1} + \frac{R}{R+1}(g_f - x_w)}{g_f - x_w}$

R, q

$a = (w-1)(\alpha-1)/w$

$b = (g_f/w) \cdot (\alpha-1) - \alpha + (w-1)/w$

$c = g_f/w$

$d = b^2 - 4 \cdot a \cdot c$



Pas de racines



Solution double

$y_{12} = \frac{w-1}{w} \cdot x_{12} + \frac{g_f}{w}$

$V = \frac{x_0 - y_{12}}{x_0 - x_{12}}$

$R = \frac{V}{1 - V}$

$q = \frac{y_{12} - x_w}{x_{12} - x_w}$

R, q

Solution Simple

$x_1 = -b - \sqrt{d} / 2 \cdot a$

$x_2 = -b + \sqrt{d} / 2 \cdot a$



2



2

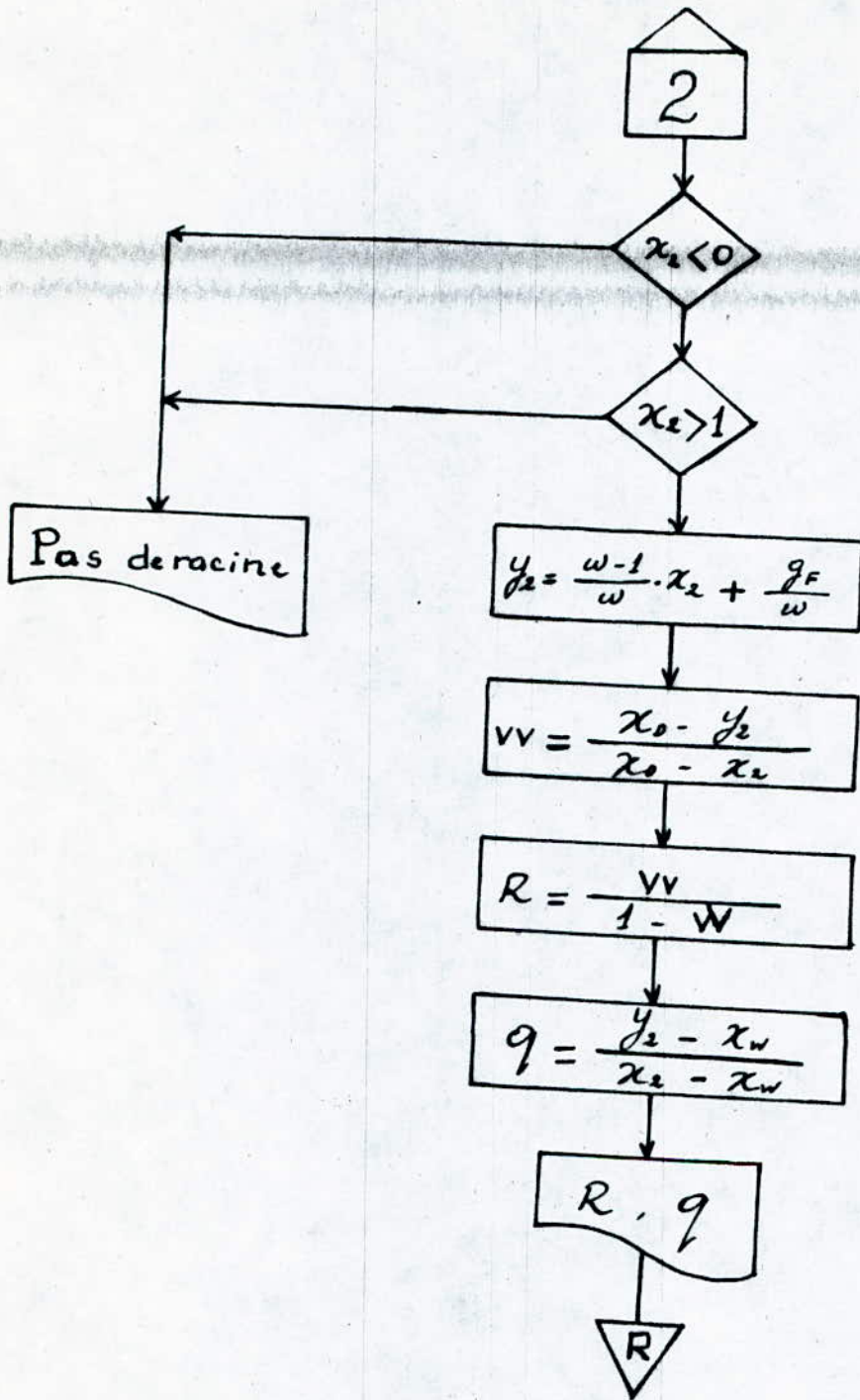
$y_1 = \frac{w-1}{w} \cdot x_1 + \frac{g_f}{w}$

$P = \frac{x_0 - y_1}{x_0 - x_1}$

$R = \frac{P}{1 - P}$

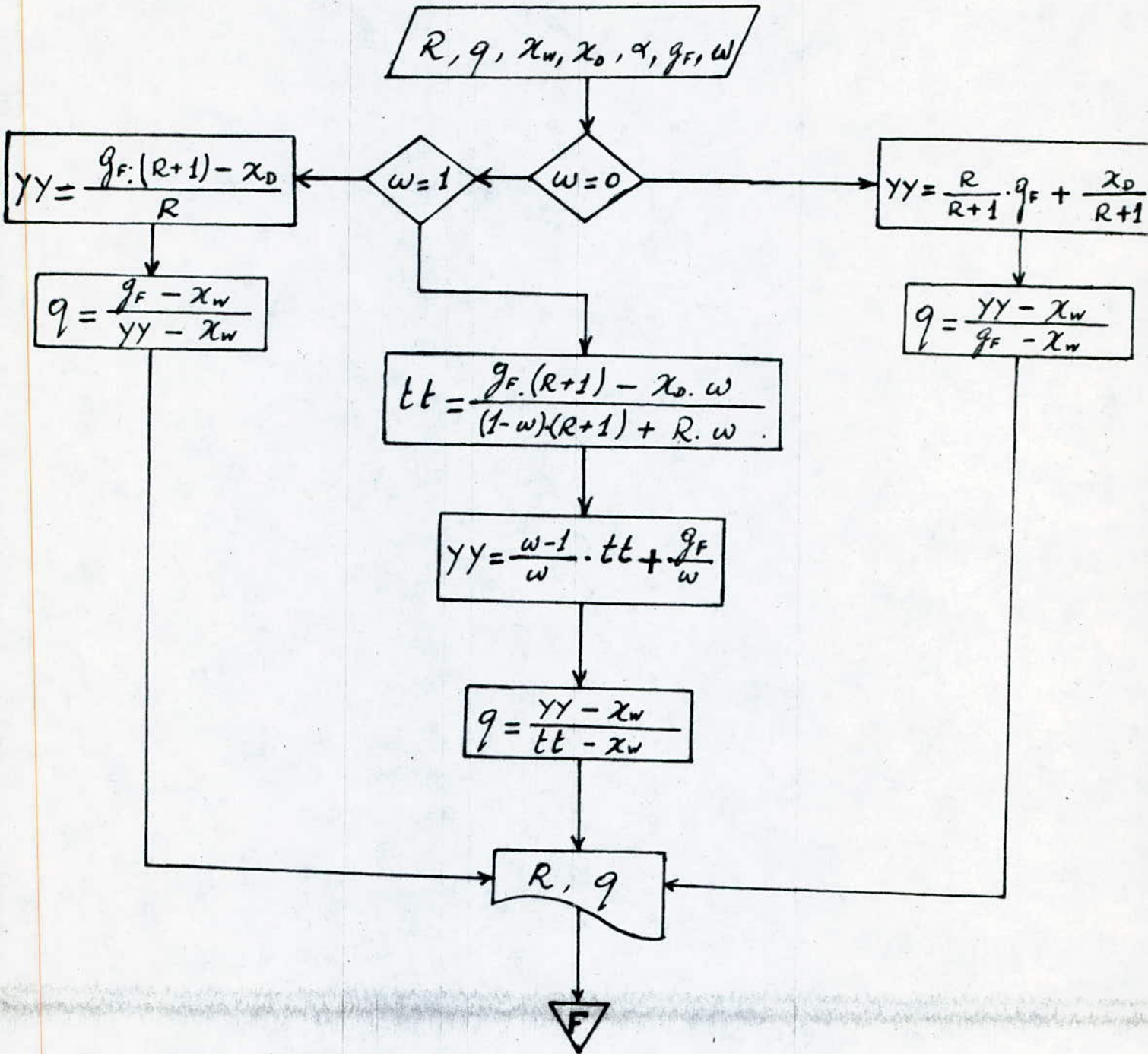
$q = \frac{y_1 - x_w}{x_1 - x_w}$

R, q



Sous-programme

ECART

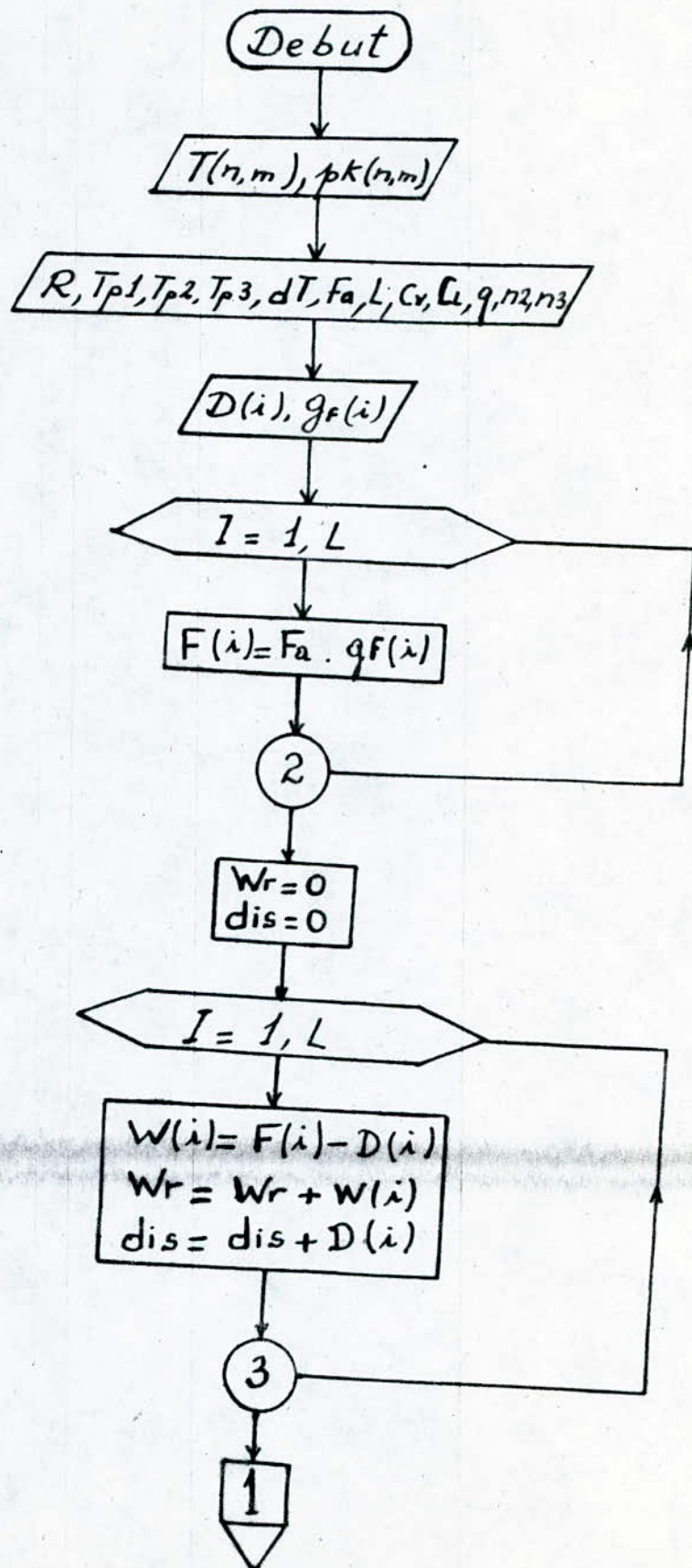


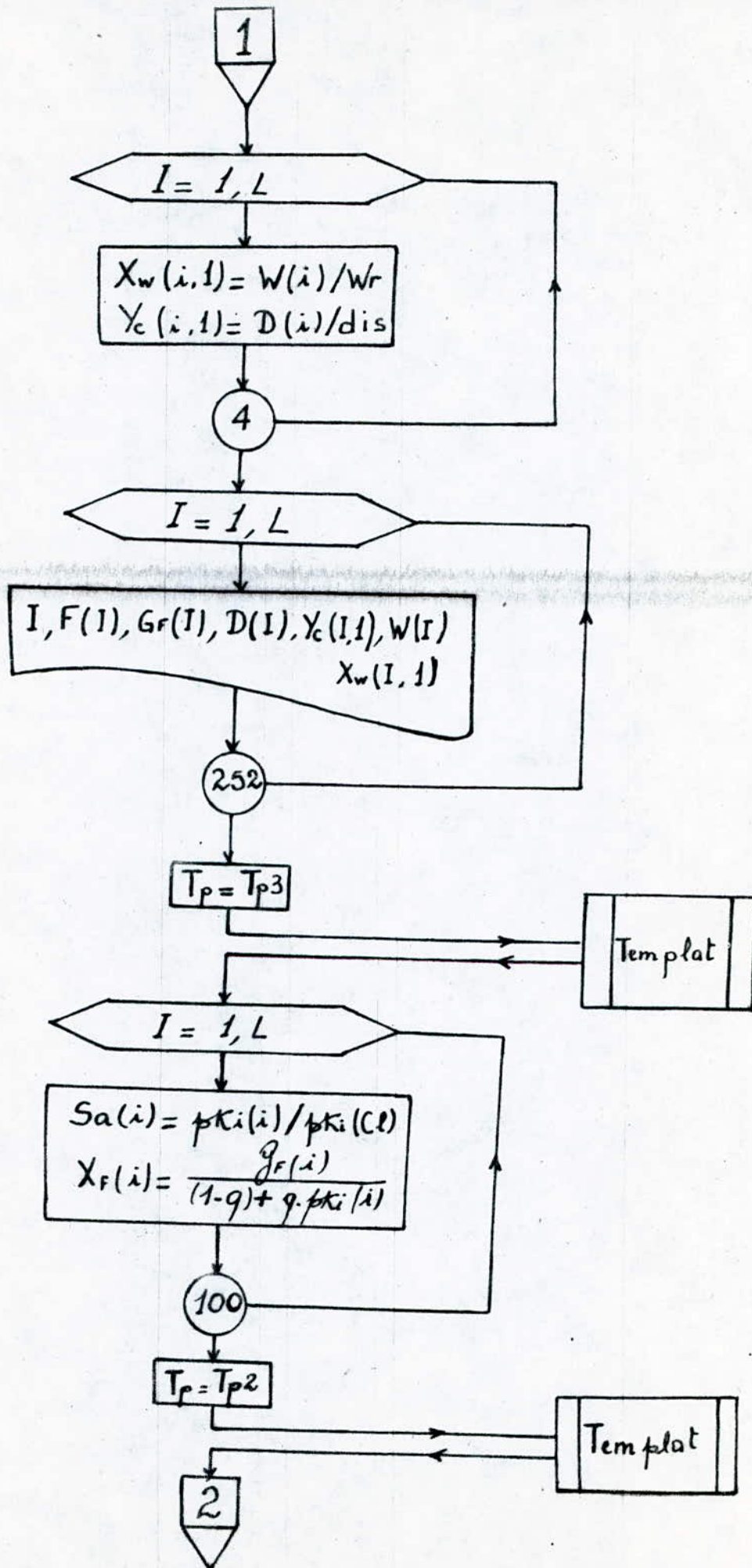
ORGANIGRAMME

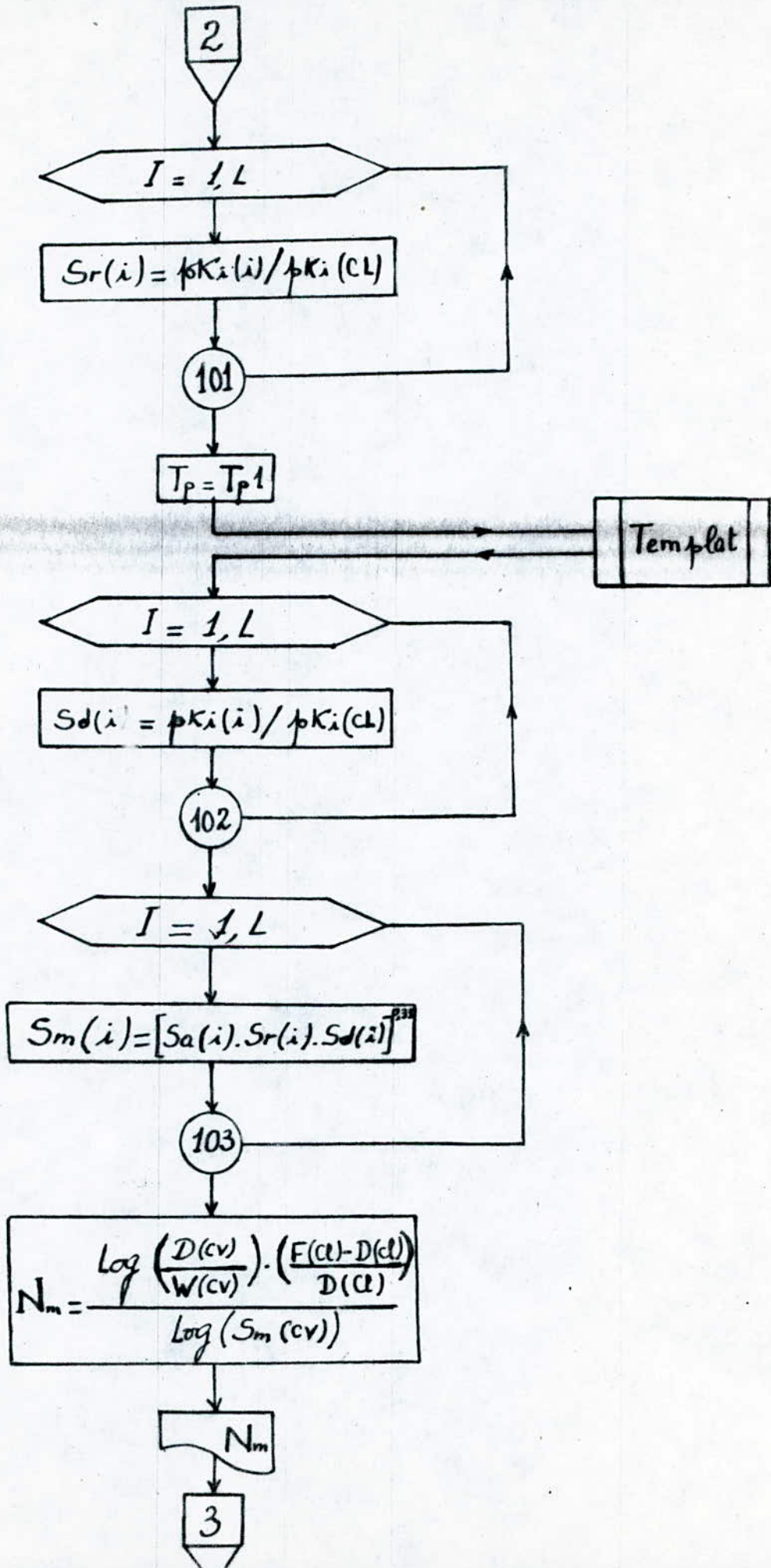
DE

DIS'TILLATION COMPLEXE

Programme Principale







3

$$T_p = T_{p1}$$

$$R_0 = \frac{F_a(1-q) + R \cdot dis}{Dis(R+1) - q \cdot F_a}$$

$$J = 1$$

Templat

$$f_2 = 0$$

$I = 1, L$

$$X_c(i,j) = Y_c(i,j) / p \cdot X_i(i)$$
$$f_2 = f_2 + X_c(i,j)$$

7

$f_2 < 0,98$

$$T_p = T_p - dT$$

$f_2 > 1,02$

$$T_p = T_p + dT$$

$$T_{cp}(j) = T_p$$

$X_c(n_2, j) / X_c(n_2)$

$$N1 = J$$

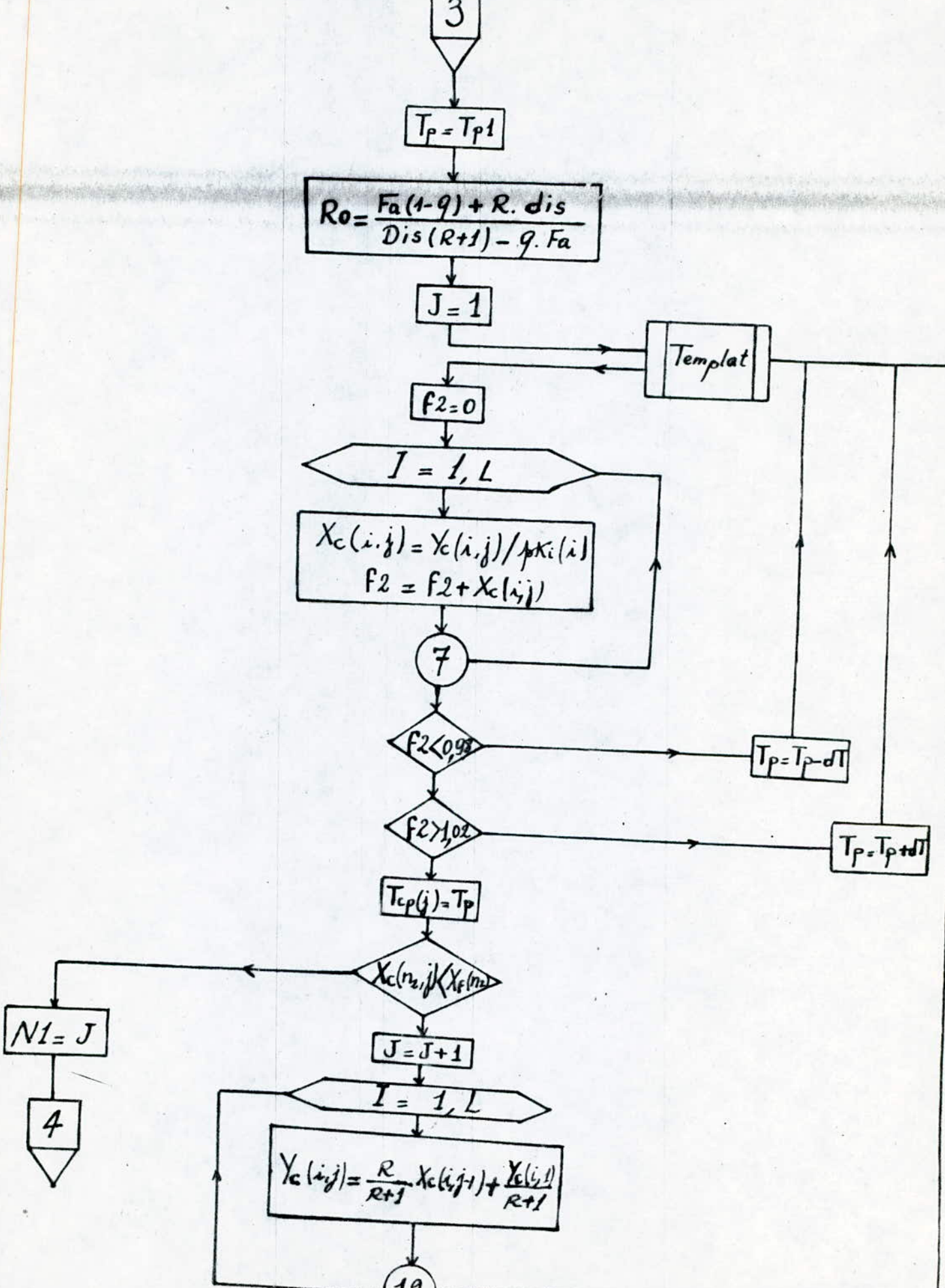
$$J = J + 1$$

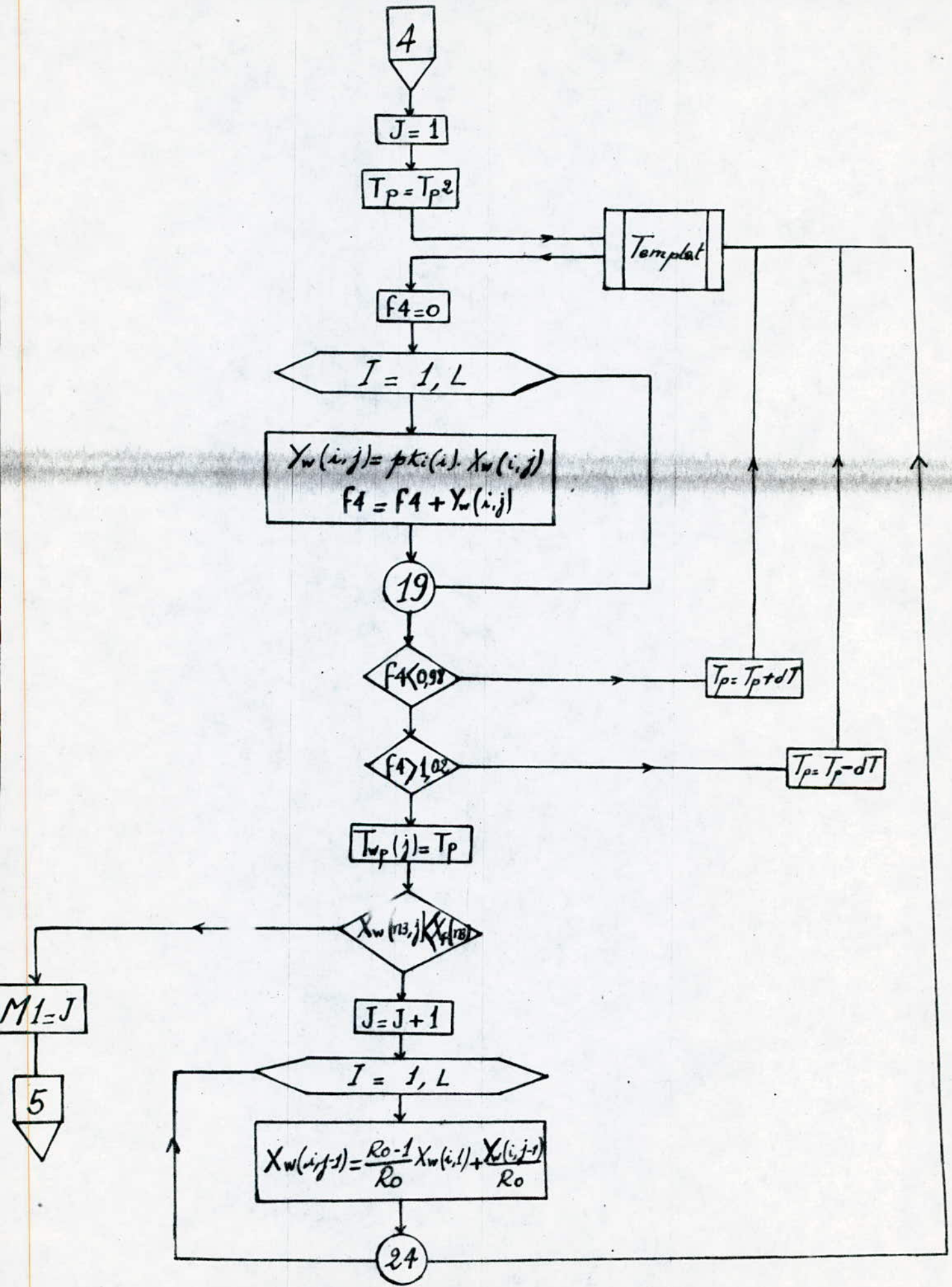
$I = 1, L$

$$Y_c(i,j) = \frac{R}{R+1} X_c(i,j+1) + \frac{Y_c(i,j)}{R+1}$$

12

4





4

J = 1

$T_p = T_{p2}$

Templat

f4 = 0

I = 1, L

$Y_w(i,j) = p k_i(i) \cdot X_w(i,j)$
 $f4 = f4 + Y_w(i,j)$

19

$f4 > 0.97$

$T_p = T_p + dT$

$f4 < -1.02$

$T_p = T_p - dT$

$T_{p(j)} = T_p$

$X_w(m,j) < X_w(1) \text{ \& \> } X_w(1)$

M = J

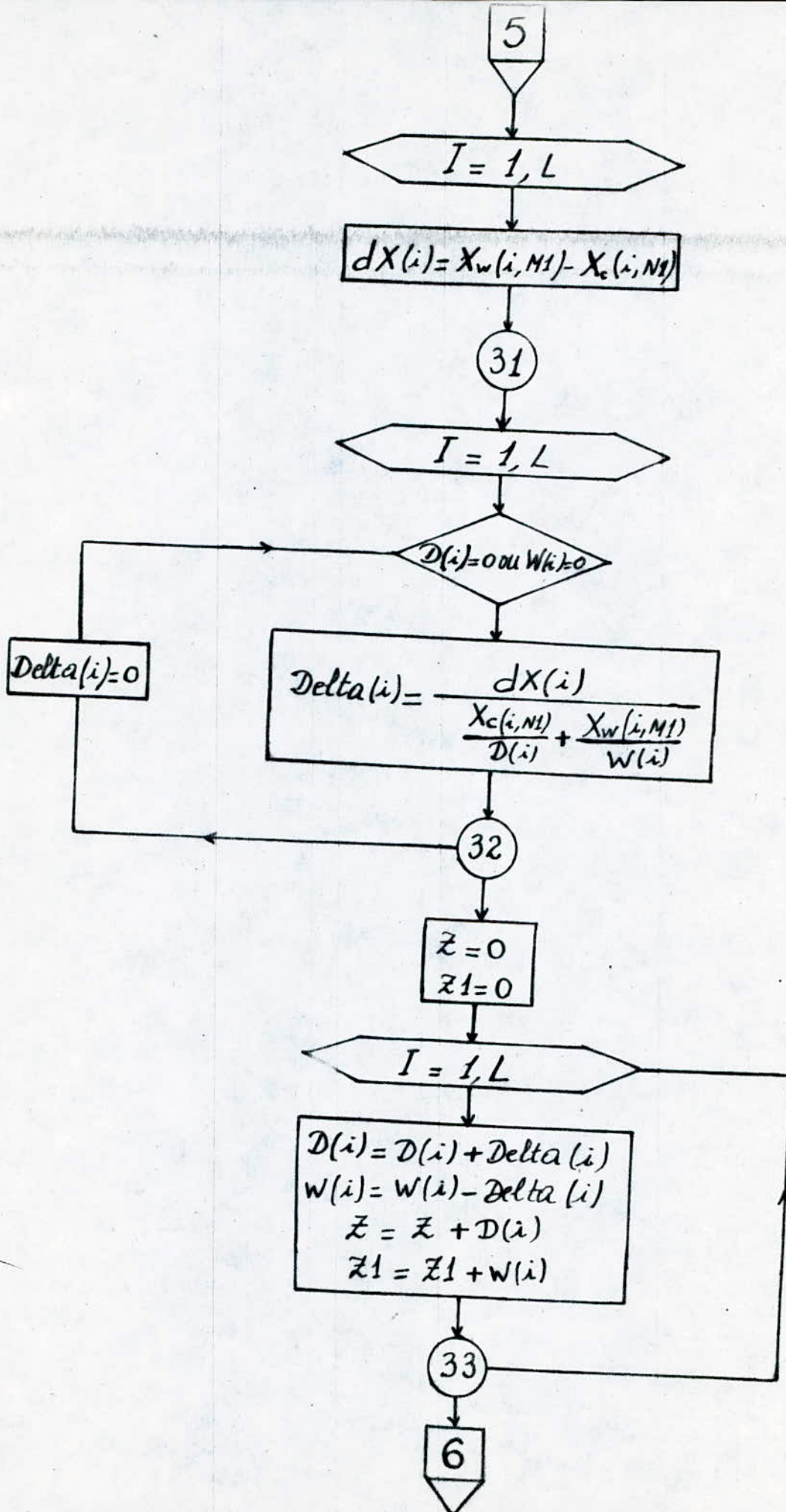
J = J + 1

I = 1, L

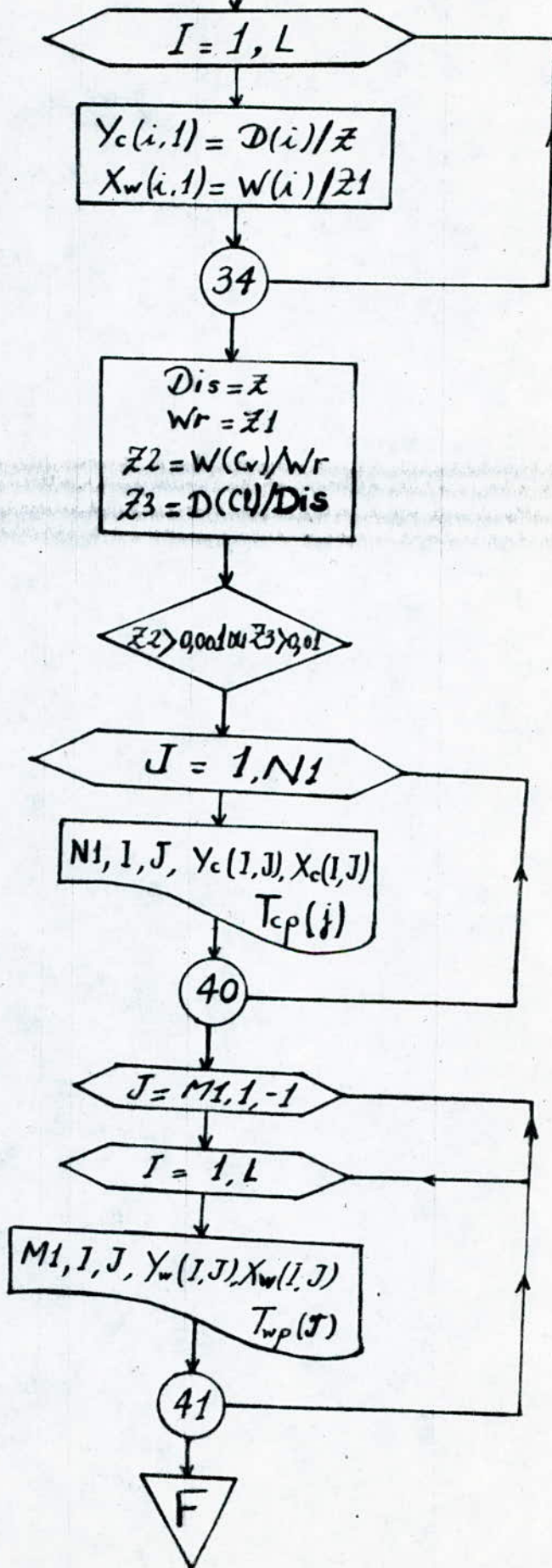
$X_w(i,j+1) = \frac{R_o - 1}{R_o} X_w(i,j) + \frac{X_w(i,j+1)}{R_o}$

24

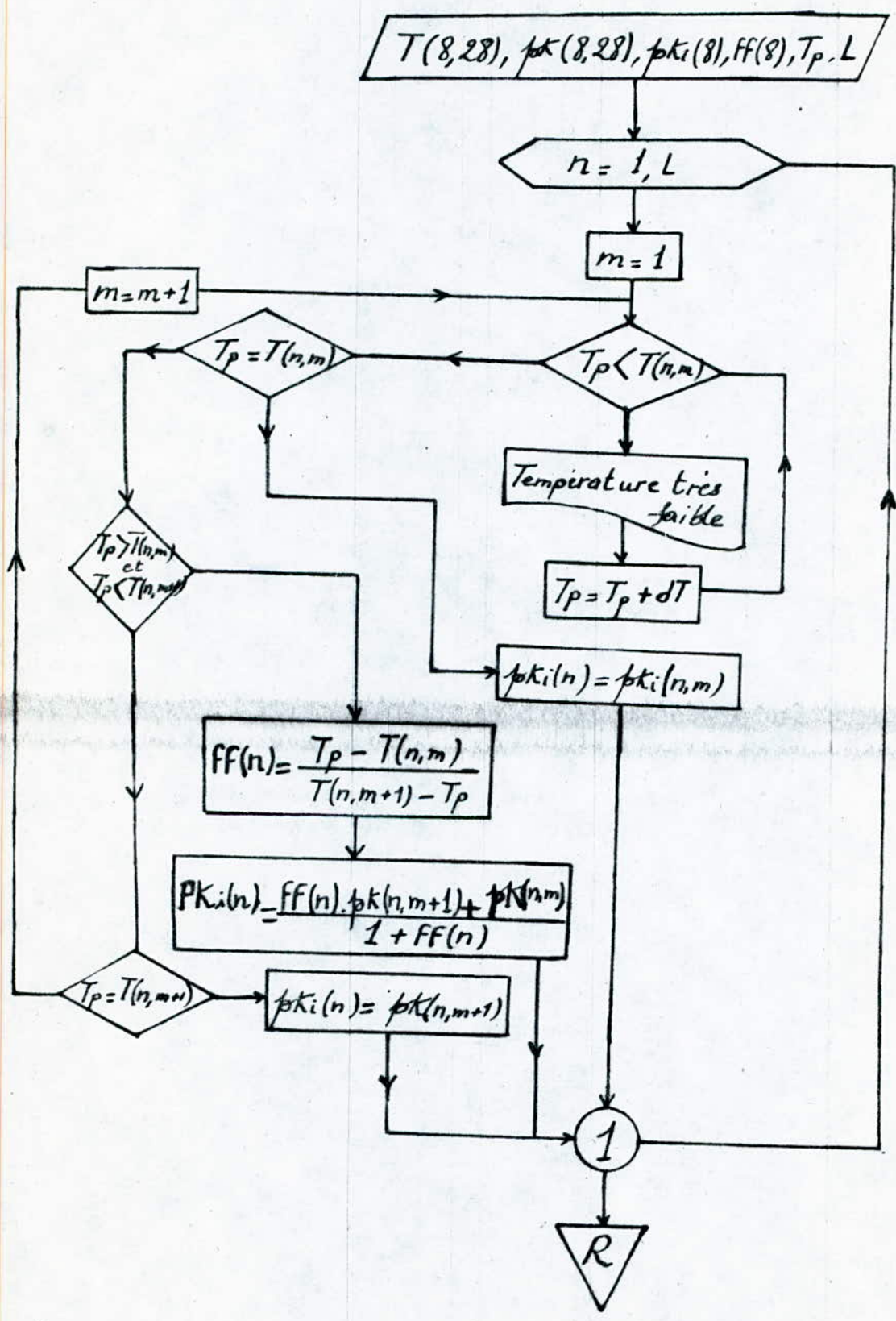
5



6



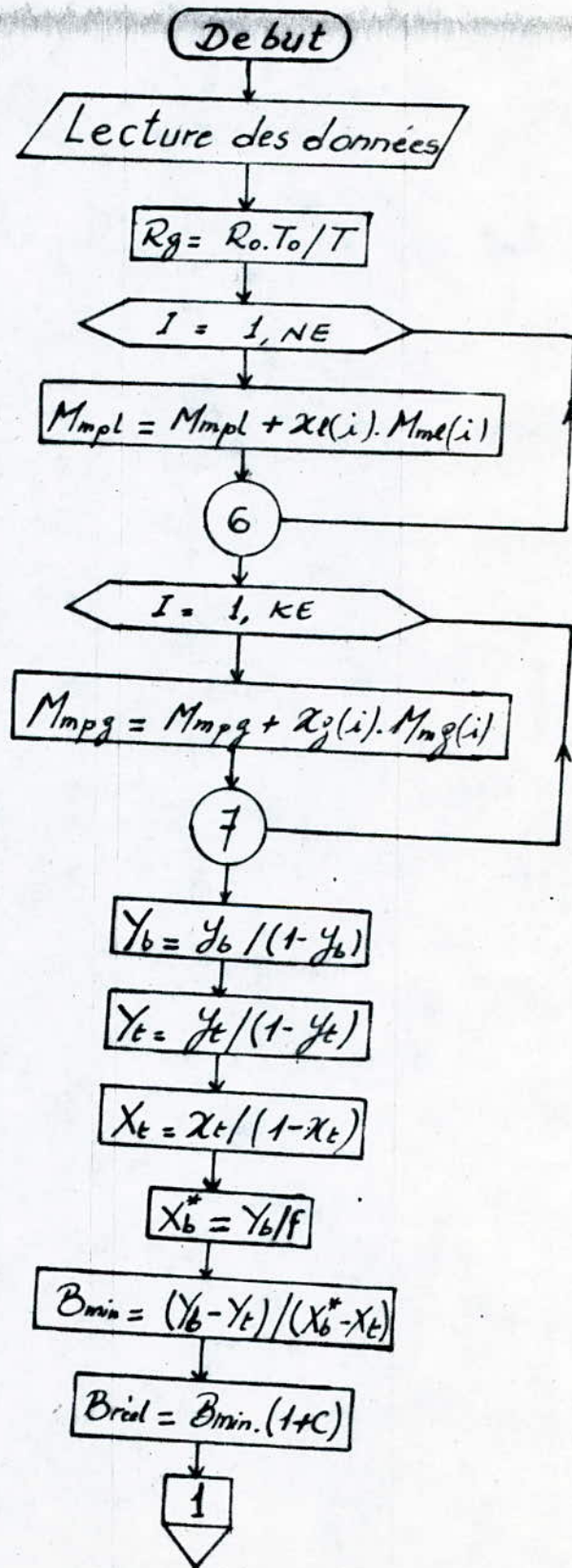
ous-programme TEMPLAT



ORGANIGRAMME

) ABSORPTION

Programme Principale



1

$$X_b = \frac{Y_b - Y_t}{B_{rel}} + X_t$$

$$Y_t^* = f \cdot X_t$$

$$Y_b^* = f \cdot X_b$$

$$E = \frac{Y_b - Y_t}{Y_b - Y_t^*}$$

$$G_m = G_v \cdot M_{mpg} / 22,4$$

$$G_{mol} = G_v / 22,4$$

$$L_{mol} = B_{rel} \cdot G_{mol}$$

$$L_m = L_{mol} \cdot M_{mol}$$

SURFACE

$$NUT_g = AiR(n)$$

$$X(1) = Y_t / f$$

$$Y(1) = B_{rel} \cdot (X(1) - X_t) + Y_t$$

$k = k + 1$

$k = 2$

$$X(k) = Y(k-1) / f$$

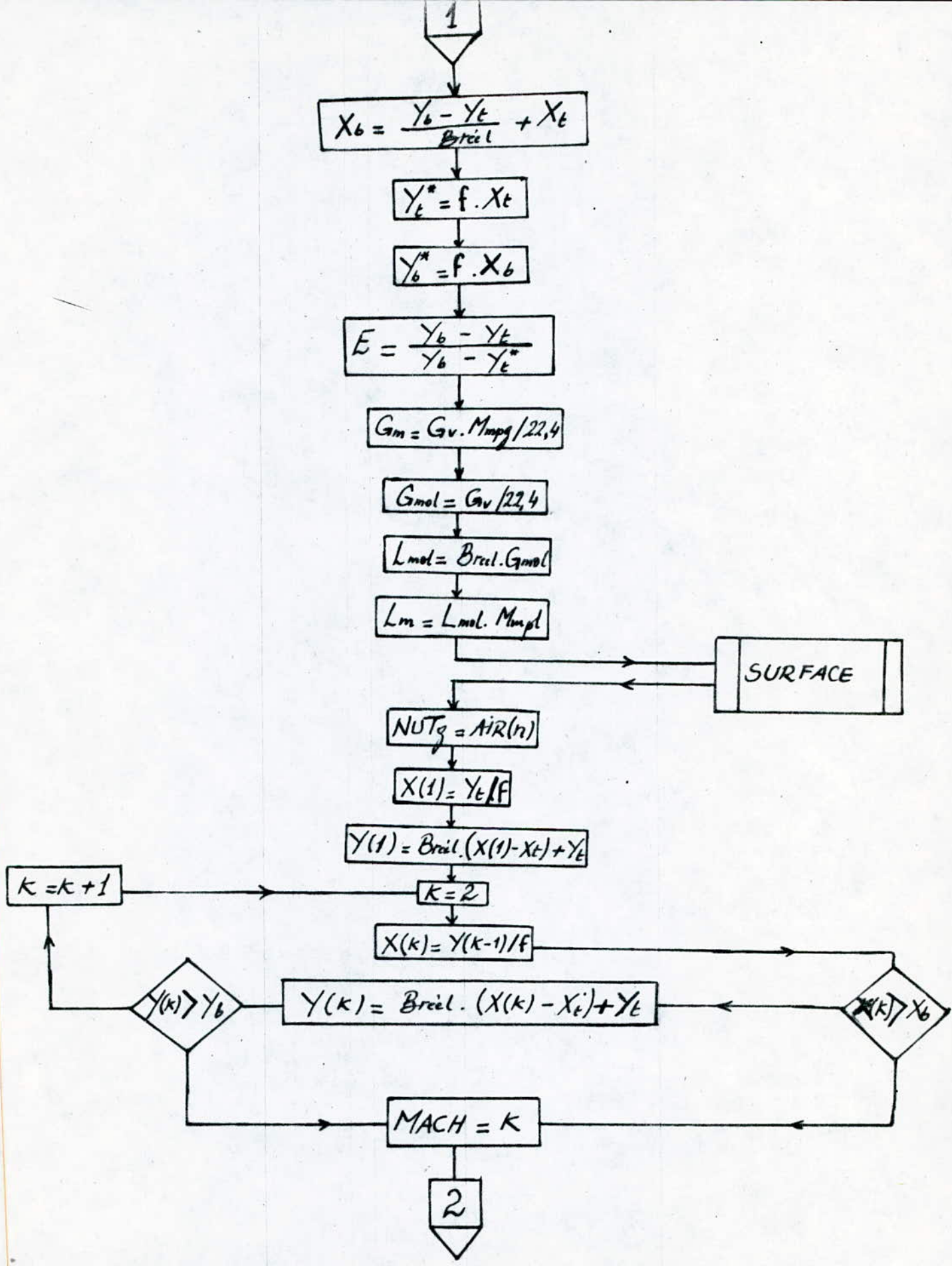
$Y(k) > Y_b$

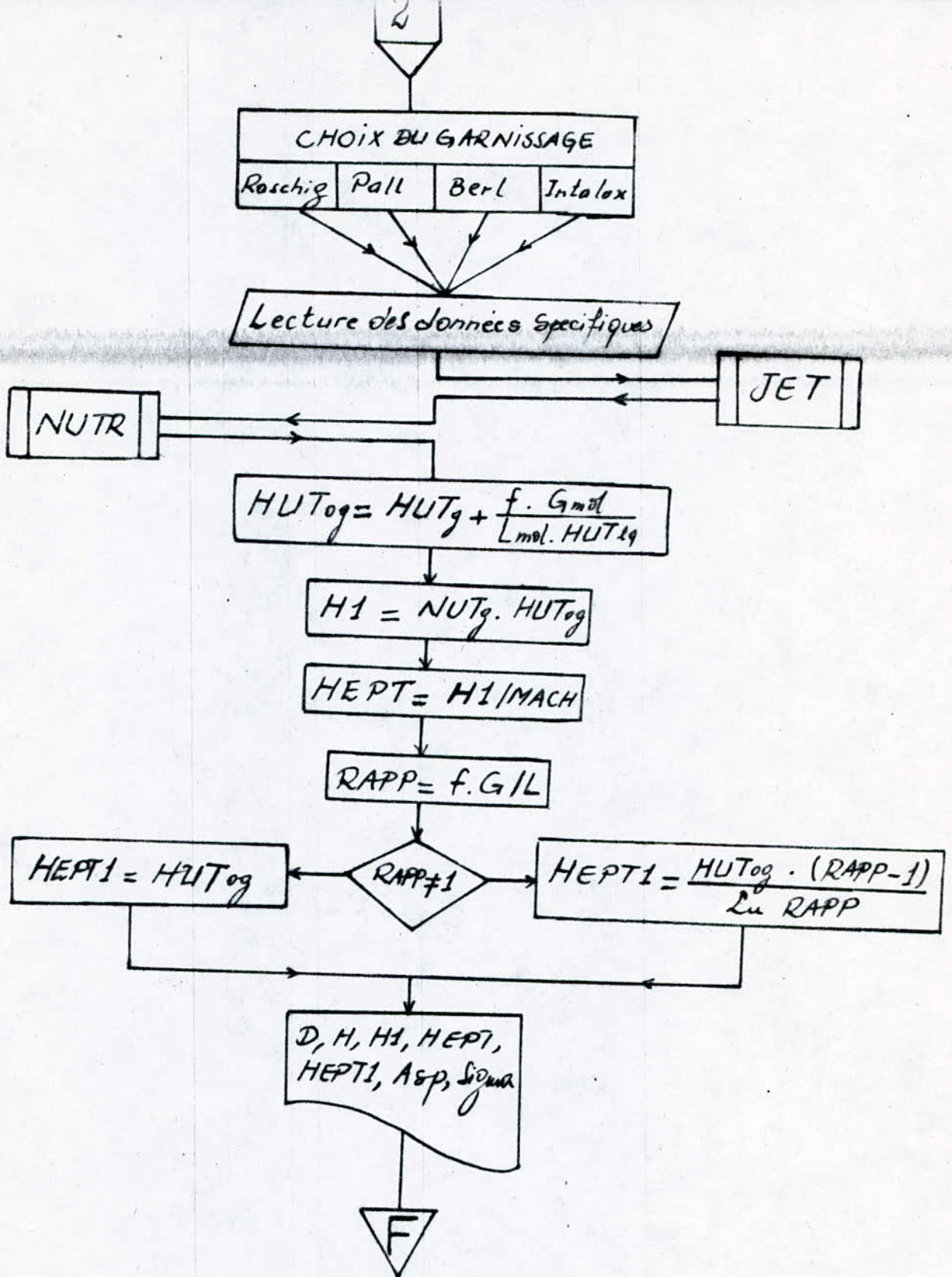
$$Y(k) = B_{rel} \cdot (X(k) - X_t) + Y_t$$

$X(k) > X_b$

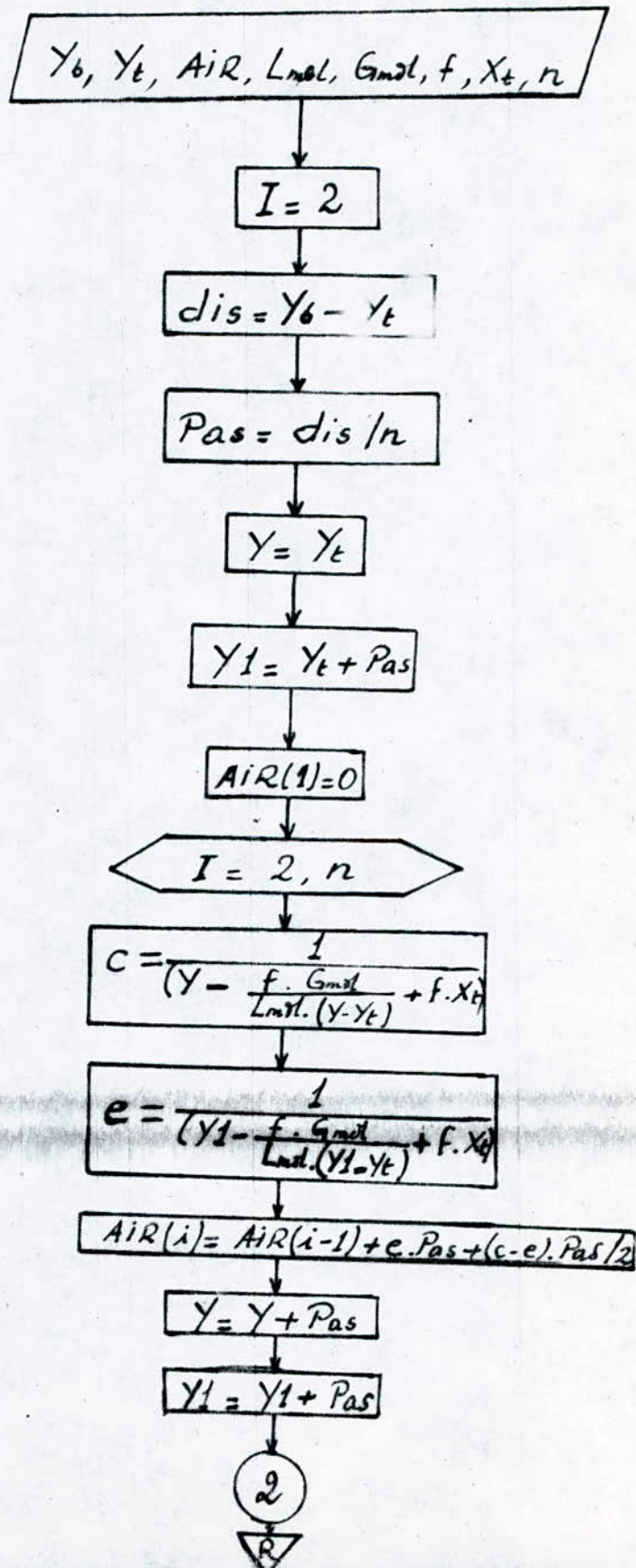
MACH = k

2

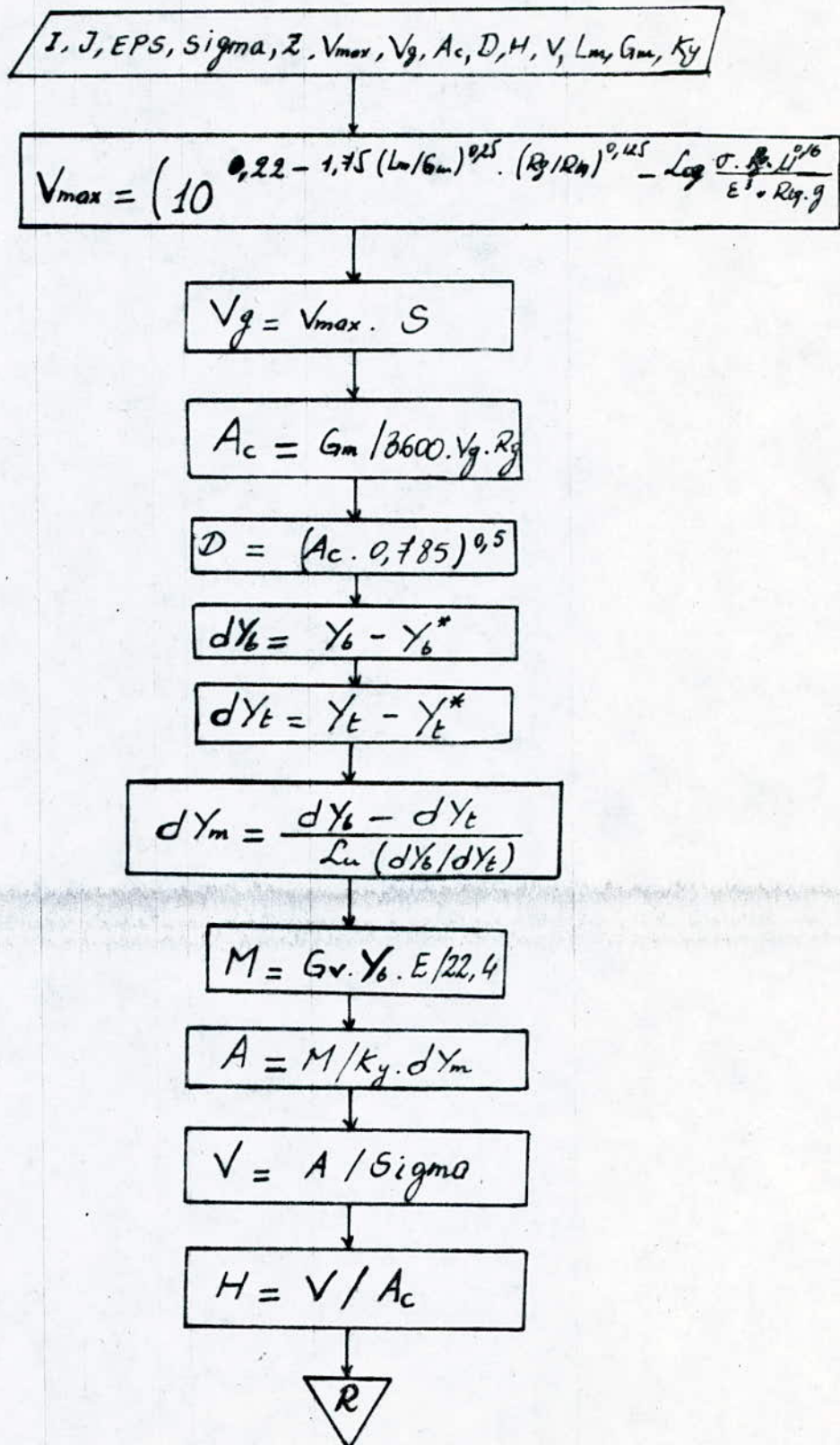




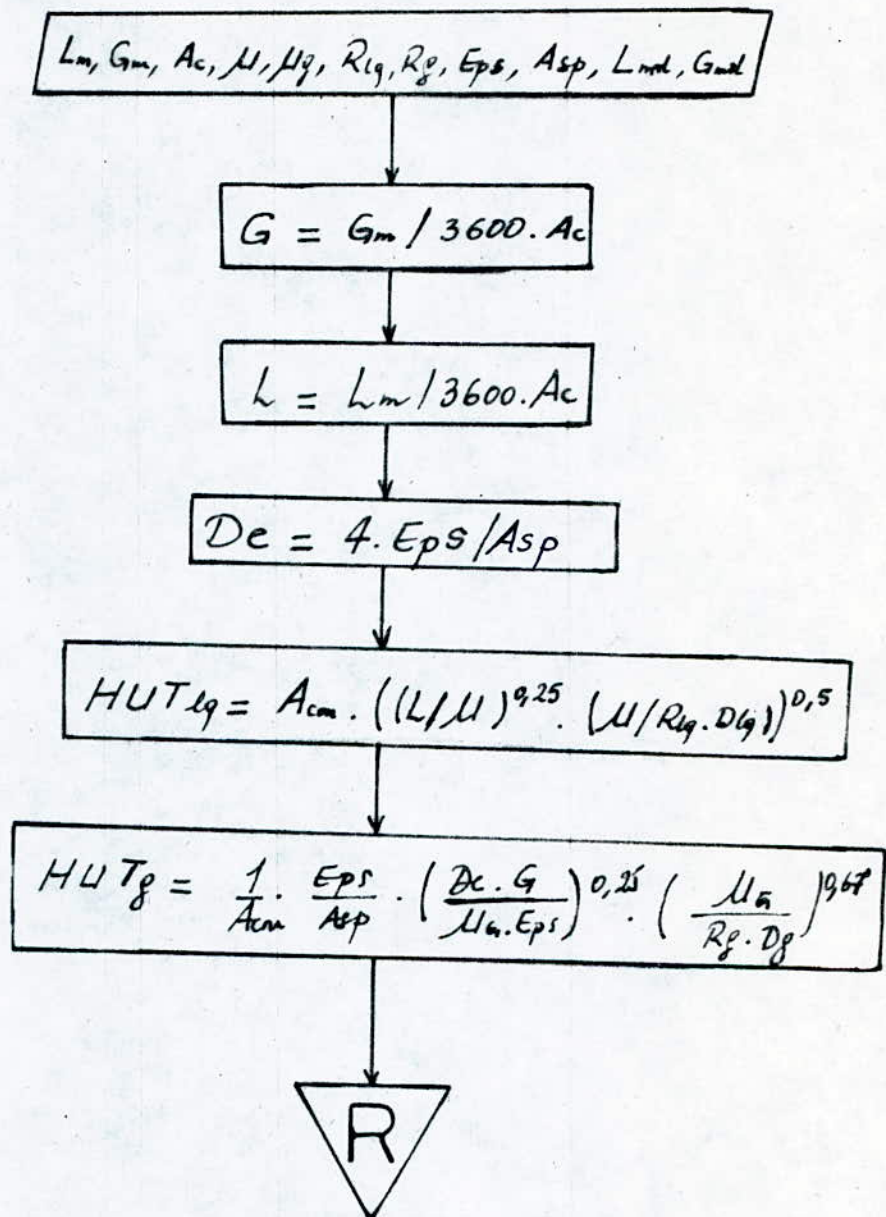
Sous-programme SURFACE



Sous-programme JET



Sous-programme NUTR

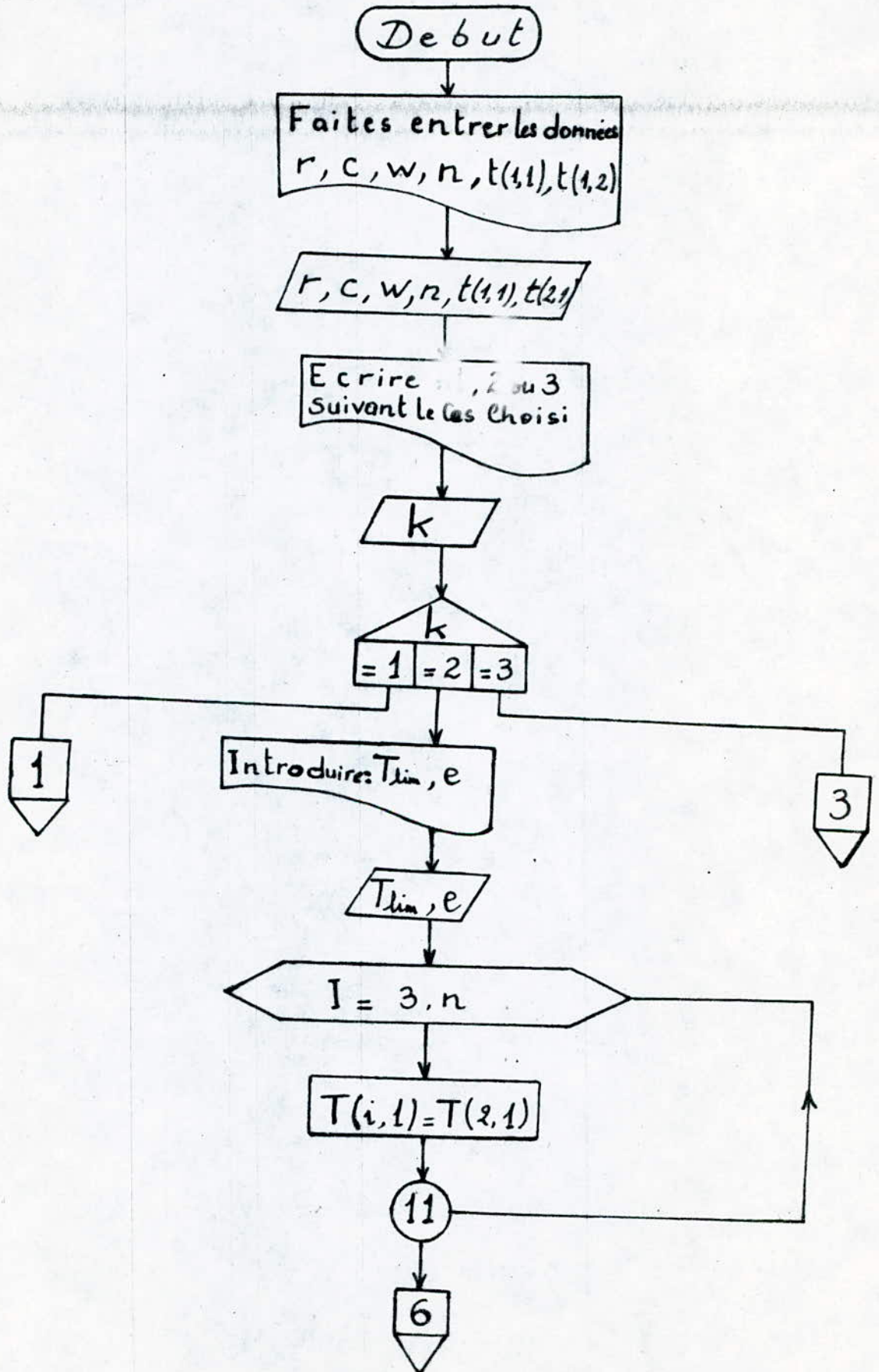


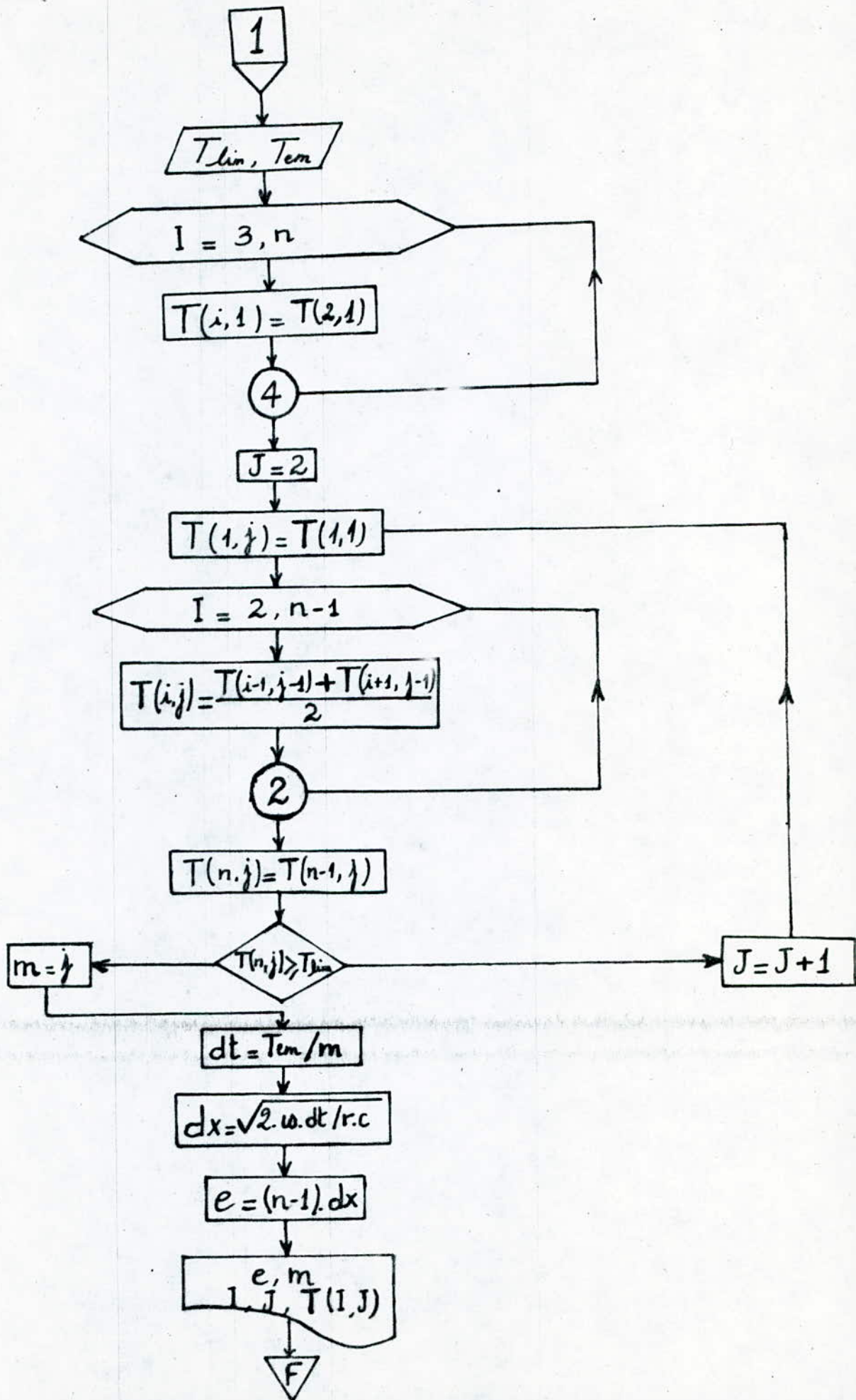
ORGANIGRAMME

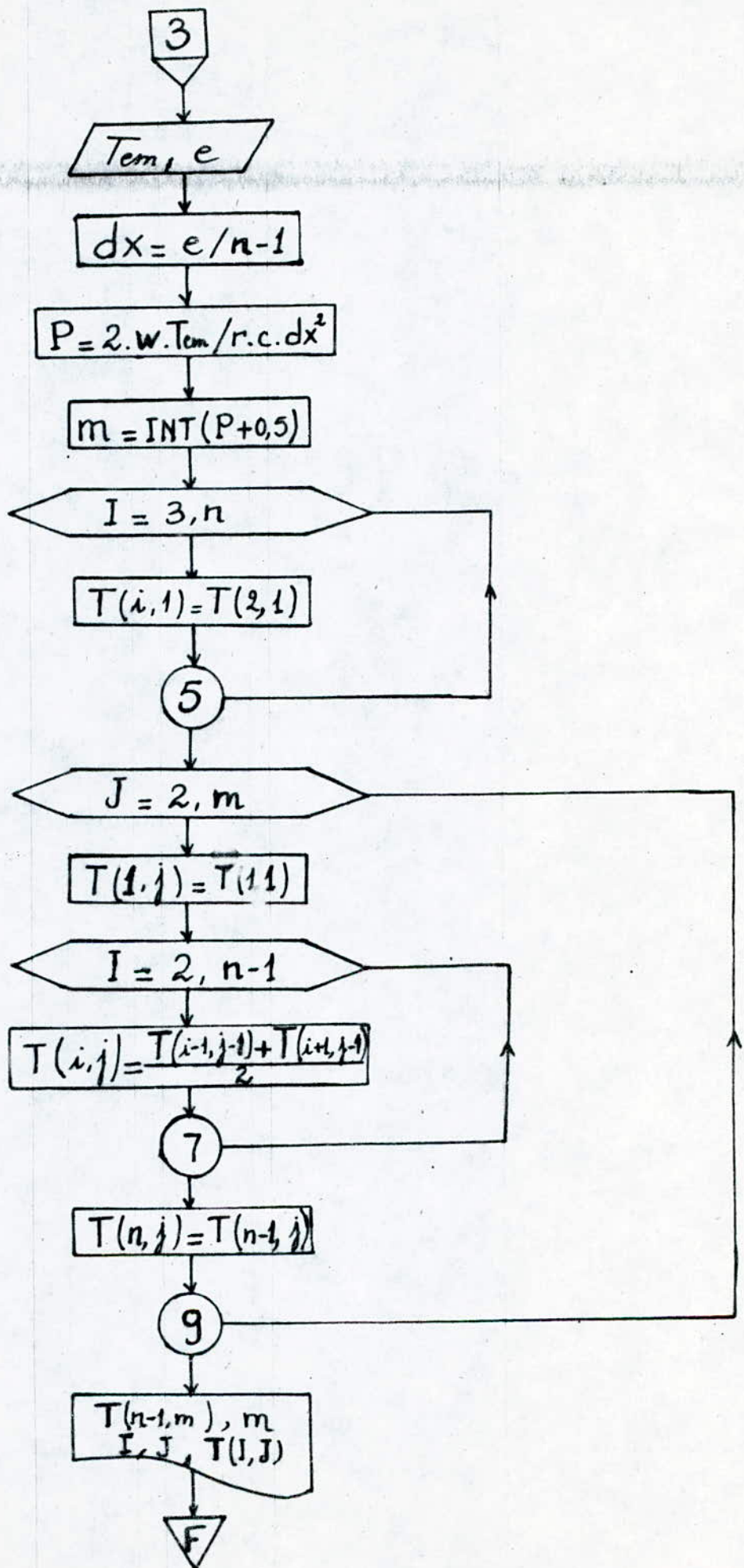
DE

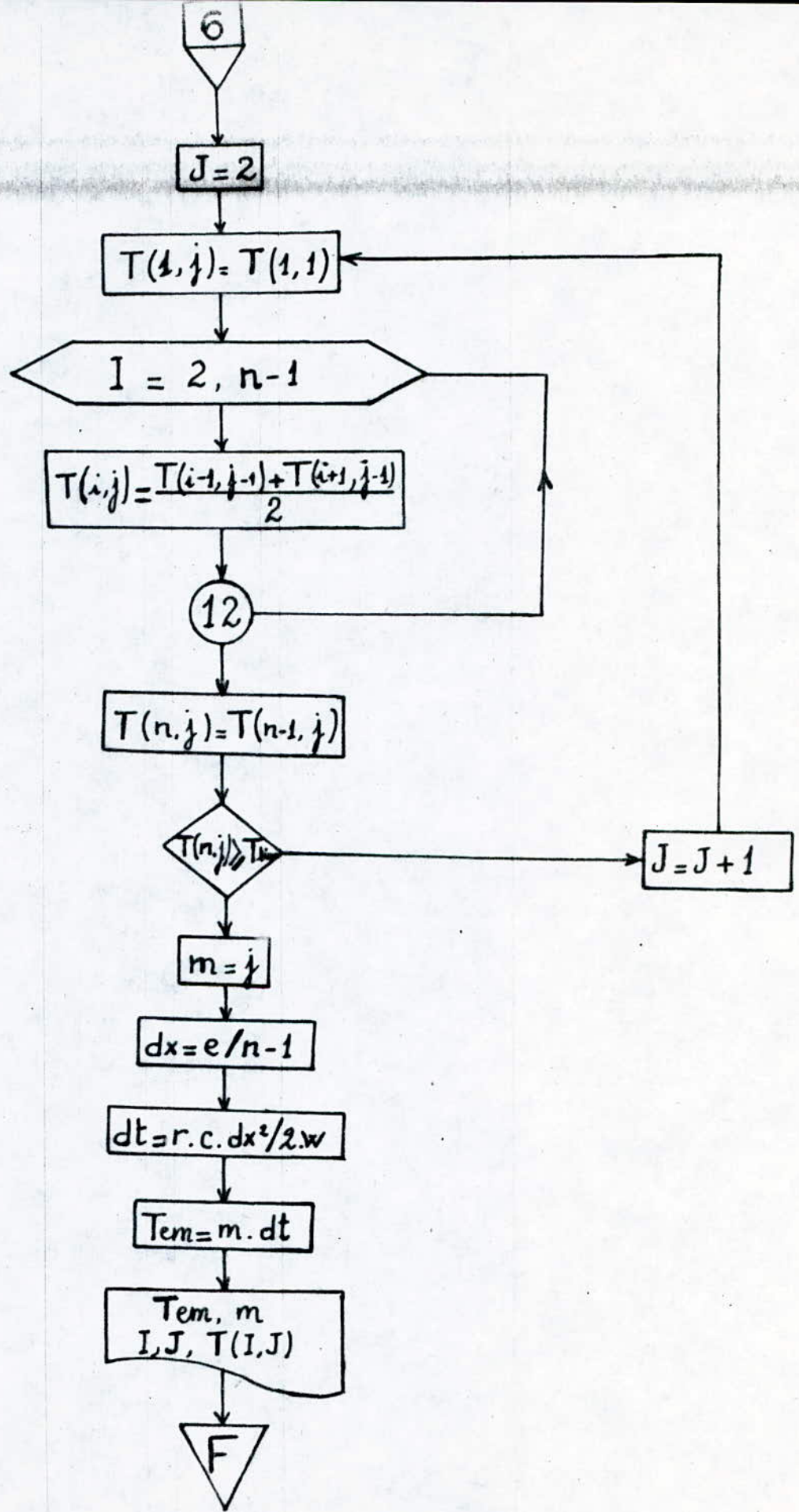
TRANSFERT DE CHALEUR

Programme Principale









ORGANIGRAMME

DE

TECHNOLOGIE DE PETROLE

Debut

I

I=1

N, RE(J), D(J), PA(J)

J = 1, N

$PCA(J) = 1039,4 \cdot RE(J) - 470,4 \cdot D(J) - 0,315 \cdot PA(J) - 1094,3$
 $PCN(J) = -1573,3 \cdot RE(J) + 840,15 \cdot D(J) - 0,4619 \cdot PA(J) + 1662,2$
 $PCP(J) = 100 - (PCA(J) + PCN(J))$

8

J = 1, N

J, PCA(J), PCN(J), PCP(J)

9

F

1

2

I=2

