

ECOLE NATIONALE POLYTECHNIQUE
DEPARTEMENT DE GENIE ELECTRIQUE

THÈSE

الدرسة الوطنية المتعددة التقنيات
المكتبة — BIBLIOTHEQUE
Ecole Nationale Polytechnique

POUR L'OBTENTION DU DIPLOME DE MAGISTER

Presentee par :

Rachid AIT ALI YAHIA

INGENIEUR D'ETAT (E.N.P/ ALGER)

MASTER OF SCIENCE (USA)

MODELISATIONS ET COMMANDE
D'UNE COLONNE A DISTILLER
A COMPOSANTS MULTIPLES

Soutenu publiquement le 07 juillet 1992 devant le jury :

Messieurs: R. TOUMI

L. ZEBROWSKI

M.S BOUCHERIT

S.A DERRADJI

R. ILLOUL

F. BOUDJEMA

M. DJELLAS

President

Rapporteur

Rapporteur

Examineur

Examineur

Examineur

Invite

MINISTERE DE L'ENSEIGNEMENT SUPERIEUR

ECOLE NATIONALE POLYTECHNIQUE
DEPARTEMENT DE GENIE ELECTRIQUE



POUR L'OBTENTION DU DIPLOME DE MAGISTER

Presentee par :

Rachid AIT ALI YAHIA

INGENIEUR D'ETAT (E.N.P / ALGER)

MASTER OF SCIENCE (USA)

**MODELISATIONS ET COMMANDES
D'UNE COLONNE A DISTILLER
A COMPOSANTS MULTIPLES**

Soutenu publiquement le 07 juillet 1992 devant le jury :

Messieurs :	R. TOUMI	President
	L. ZEBROWSKI	Rapporteur
	M.S BOUCHERIT	Rapporteur
	S.A DERRADJI	Examineur
	R. ILLOUL	Examineur
	F. BOUDJEMA	Examineur
	M. DJELLAS	Invite

AVANT - PROPOS

Je tiens à exprimer toute ma reconnaissance à Monsieur R. TOUMI, Professeur qui m'a fait l'honneur d'accepter la présidence du Jury de cette thèse.

Que Monsieur L. ZEBROWSKI, maître de conférence qui a accepté de prendre mon travail en considération et dont l'enseignement et les conseils m'ont été d'un constant secours, sache combien je lui suis reconnaissant.

Je remercie Monsieur DJELLAS, chargé de cours à l'Institut Algérien du Pétrole d'avoir suivi tout particulièrement l'aspect modélisation, de la colonne de distillation.

Je remercie aussi Monsieur BOUCHERIT, chargé de cours, dont l'aide et les conseils m'ont permis de mener à bien cette étude.

Je sais gré aux membres du comité de lecture de l'intérêt qu'ils ont porté à ce travail, et de leurs participations au jury.

Je ne saurais oublier Monsieur OSMANI qui m'a été d'une grande aide dans la rédaction de ce travail.

Il serait de bon aloi aussi de ne pas oublier tous ceux qui de près ou de loin ont contribué à l'élaboration de ce travail, qu'ils trouvent ici, l'expression de ma sincère gratitude.

INTRODUCTION	3
I - DESCRIPTION, MODELISATION ET SIMULATION DE LA COLONNE	5
I-1 Présentation de la colonne à distiller	5
I-2 Modèle de connaissance de la colonne	7
I-2-1 Modèle d'un plateau quelconque	8
I-2-2 Modèle du plateau d'alimentation	9
I-2-3 Modèle du condenseur	12
I-2-4 Modèle du rebouilleur	13
I-2-5 Modèle globale de la colonne	14
I-3 Simulation du modèle de la colonne	15
II - METHODE DITE DE REPRESENTATION	18
II-1 Modèle de la colonne	18
II-2 Méthode de la réponse indicielle	19
II-3 Essais d'identification	20
II-3-1 Modèle des concentrations	20
II-3-2 Modèle des températures	22
III - COMMANDE DU MODELE DE REPRESENTATION	25
III-1 Etude des interactions	25
III-2 Etude du découplage	27
III-3 Dimensionnement des decoupleurs	29
III-3-1 Modèle des concentrations	29
III-3-2 Modèle des températures	31

III-4 Commande de la colonne	33
III-4-1 Méthode du critère de l'I.S.E	33
III-4-2 Commande de la colonne de distillation	35
III-4-2-1 Modèle des concentrations	36
III-4-2-2 Modèle des températures	40
III-4-2-3 Différents essais et conclusion	41
 IV - COMMANDE DE LA COLONNE PAR METHODE VARIATIONNELLE	 54
IV - 1 Méthode variationnelle	54
IV-1-1 Synthèse de la commande	55
IV - 2 Application au calcul de la commande	59
IV-2-1 commande de la concentration X_{B4}	60
IV-2-2 Commande de la concentration X_{D2}	61
IV-2-3 Essais de simulation	62
 V - CONCLUSION	 69
 ANNEXES	 71
 NOTATION	 98
 BIBLIOGRAPHE	 91

INTRODUCTION

المدرسة الوطنية المتعددة التقنيات
المكتبة — BIBLIOTHÈQUE
Ecole Nationale Polytechnique

La recherche dans le domaine de modélisation et de commande des procédés industriels de séparation a connu ces dernières années un développement considérable. En effet cette évolution dans les processus de distillation est motivée par les développements successifs: des méthodes de modélisation et d'identification, des techniques de réglage (l'automatique), des techniques de simulation, et des calculateurs. Ces derniers ont joué un double rôle car ils ont servi comme dispositif de réglage et apportent aussi un moyen très puissant d'investigation par l'utilisation de la simulation [1],[2],[3],[4],[5],[6].

L'étude des processus industriels de distillation remonte à très longtemps [7],[8],[9],[10], mais il a fallu attendre les années soixante pour arriver à un modèle mathématique satisfaisant [11],[12],[13]. Par la suite d'importants travaux ont été effectués dans les domaines théoriques de simulation et expérimentales. Une grande partie de ces travaux ont concerné l'étude des colonnes de distillation binaires où le mélange d'alimentation est constitué de deux composants [14],[15],[16],[17],[18]; peu de travaux ont été consacré aux colonnes de distillation à composants multiples [1],[5],[6],[17]. Ainsi, nos travaux sont consacrés à l'étude d'une colonne à composants multiples.

Dans le premier chapitre nous présentons d'abord une description de la colonne à distiller suivie par les différentes étapes permettant d'arriver au modèle mathématique de cette colonne. A partir du modèle établi, il est simulé le fonctionnement de la colonne à distiller.

Le second chapitre est consacré à une modélisation de la colonne par une méthode de représentation. Nous nous sommes intéressés à deux types de modèles: le premier est basé sur les concentrations des constituants tandis que le second est basé sur les températures au niveau des plateaux de soutirage. Une méthode d'identification est utilisée pour arriver à ces deux modèles.

La commande de colonne à distiller pose un problème de découplage. Nous développons alors dans le chapitre trois l'étude des interactions et une méthode de découplage. Après dimensionnement des découpleurs, nous faisons la synthèse d'une loi de commande pour chacun des modèles établis suivie d'une simulation.

Quant au dernier chapitre, il concerne la commande de la colonne à distiller par une méthode non linéaire, en appliquant la méthode variationnelle. Après une étude et une synthèse de la commande, nous simulons le fonctionnement munis de ce type de réglage. A partir des résultats de cette simulation, nous évaluons les performances et comparons les résultats.

Chapitre I

DESCRIPTION, MODELISATION, ET SIMULATION DE LA COLONNE

Entre les développements théoriques et leurs applications à des procédés réels, les études en simulation se révèlent être un moyen très efficace d'investigation. Ainsi ce chapitre est consacré à la simulation de la colonne à distiller.

Il est présenté d'abord une description de la colonne à distiller suivie de la modélisation mathématique en se basant sur les équations physico-chimiques du processus. Il est ensuite simulé le fonctionnement de la colonne à partir de ce modèle de connaissance.

I-1) PRESENTATION DE LA COLONNE A DISTILLER

La distillation est un procédé de fractionnement permettant la séparation des constituants d'un mélange en fonction de leurs températures d'ébullition en exploitant les différences de volatilité de ces constituants. La simplicité de ce procédé et son prix de revient relativement modique en font une opération de base dans les processus industriels d'élaboration de produits chimiques et pétroliers .

Le principe de fonctionnement de la colonne à distiller est basée sur l'échange de chaleur entre une source froide (le condenseur) et une source chaude (le rebouilleur). Ainsi la distillation met en oeuvre un contre courant de liquide et de vapeur conduisant à un échange de constituants tel que : les plus volatils s'accumulent dans la vapeur et sont éliminés au niveau de la source froide alors que les éléments lourds passent en phase liquide et sont soutirés au niveau de la source chaude.

Dans les unités industrielles les contacts de deux phases se font au niveau des plateaux qui sont disposés longitudinalement à l'intérieur de la colonne (Figure 1.1)

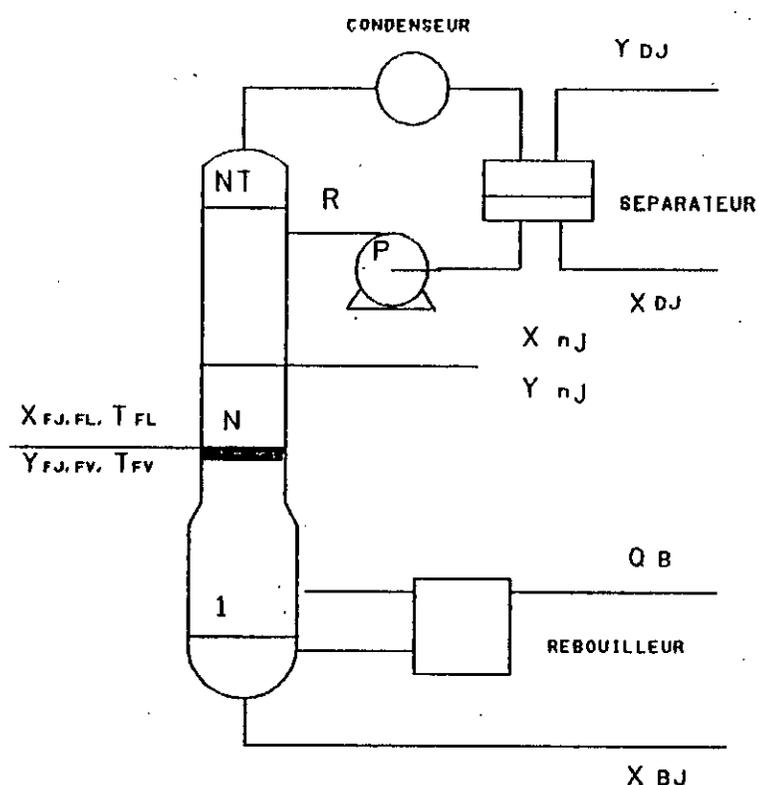


Figure 1.1 Schéma de la colonne à distiller

La colonne à distiller est constituée de NT plateaux qui peuvent permettre le soutirage de composés liquides et vapeur de concentration X_{nJ} et Y_{nJ} au niveau d'un plateau n. Elle comporte aussi au niveau du dernier plateau NT un condenseur et un séparateur d'où sont soutirées les constituants légers de concentrations X_{DJ} et Y_{DJ} ; tandis que les constituants

lourds de concentrations X_B , sont soutirés du rebouilleur au niveau du premier plateau.

Les études sur les colonnes à distiller ont montré que pour assurer une pureté du produit soutiré, il est nécessaire de procéder au réglage des concentrations; ces dernières qui sont des paramètres de sorties, dépendent des variations des grandeurs d'entrées suivantes: la puissance de chauffe Q_B , le débit de reflux R effectué par l'intermédiaire d'une pompe P et les caractéristiques d'alimentation de la colonne. Cette alimentation est constituée d'un mélange multicomposants aux états liquides et vapeurs caractérisés par les grandeurs F_L , F_V , T_{FL} , T_{FV} , X_{Fj} , Y_{Fj} , qui sont respectivement les débits, les températures et les fractions molaires liquides et vapeurs du mélange, avec j représentant le j ème composant.

I-2) MODELE DE CONNAISSANCE DE LA COLONNE

Il existe diverses formulations des équations représentant le fonctionnement d'une colonne à distiller [1],[4],[15]. Nous avons retenu une modélisation qui nous rapproche le plus possible du système tout en essayant de garder un modèle mathématique relativement simplifié en vue de son exploitation. Ce modèle sera alors constitué par un ensemble d'équations caractéristiques des différentes étapes de fonctionnement de la colonne: les équations au niveau d'un plateau quelconque, du plateau d'alimentation, du condenseur, et du rebouilleur.

Lors de cette modélisation il est tenu compte des hypothèses simplificatrices suivantes :

- * La colonne à distiller est adiabatique .
- * L'accumulation d'énergie au niveau de chaque plateau négligeable.
- * L'accumulation liquide au niveau du condenseur et du rebouilleur est considérée comme constante.

- l'équation du bilan enthalpique :

$$L_{n+1} \cdot H_{Ln+1} + V_{n-1} \cdot H_{Vn-1} = V_n \cdot H_{Vn} + L_n \cdot H_{Ln} \quad (1-3)$$

- et l'équation d'équilibre liquide vapeur :

$$Y_{nj} = K_{nj} X_{nj} \quad (1-4)$$

nous pouvons aussi écrire les conditions de convergence :

$$\begin{array}{l} \text{NJ} \\ \sum X_{nj} = 1 \quad \text{et} \quad \sum Y_{nj} = 1 \\ j=1 \end{array} \quad (1-5)$$

I-2-2) MODELE DU PLATEAU D'ALIMENTATION

L'alimentation de la colonne est constituée de deux plateaux. le plateau supérieur servira à recevoir les composants gazeux, tandis que le plateau inférieur les composants liquides.

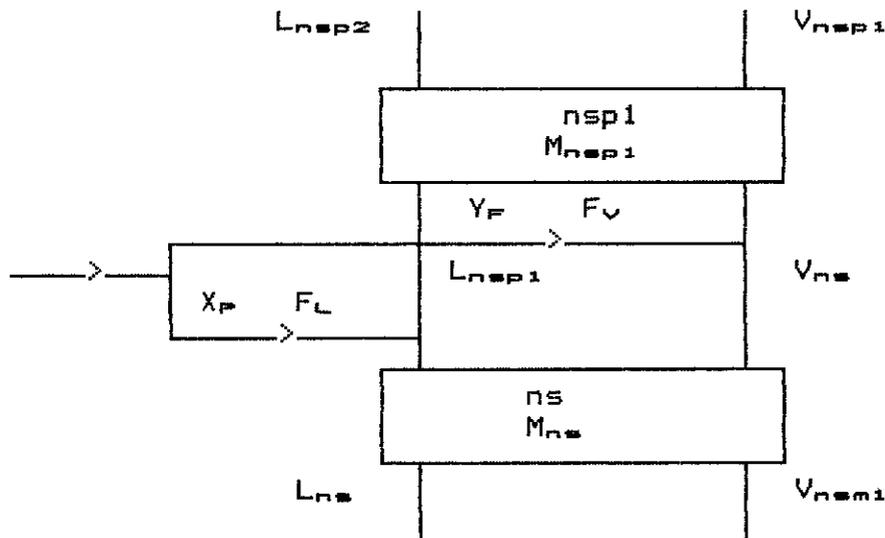


Figure 1.3 Schéma du plateau d'alimentation

Où n_s et n_{sp1} représentent les deux plateaux constituant l'alimentation, tandis que F_L , F_V , X_F , et Y_F représentent respectivement les débits, les fractions molaires des état liquides et vapeurs du mélange multicomposants. Le principe de conservation de masse et d'énergie appliqué alors au plateau n_s nous permet d'écrire les équations [1],[4],[15] :

- du bilan molaire globale :

$$L_{n_{sp1}} + V_{n_{sp1}} + F_L = L_{n_s} + V_{n_s} + d \frac{(M_{n_s})}{dt} \quad (1-6)$$

- du bilan molaire partiel :

$$L_{n_{sp1}} \cdot X_{n_{sp1},j} + V_{n_{sp1}} \cdot Y_{n_{sp1},j} + F_L \cdot X_{F,j} = V_{n_s} \cdot Y_{n_s,j} + L_{n_s} \cdot X_{n_s,j} + \frac{d(M_{n_s} \cdot X_{n_s,j})}{dt} \quad (1-7)$$

- du bilan enthalpique :

$$H_{L_{n_{sp1}}} \cdot L_{n_{sp1}} + H_{V_{n_{sp1}}} \cdot V_{n_{sp1}} + H_{L_{F}} \cdot F_L = H_{V_{n_s}} \cdot V_{n_s} + H_{L_{n_s}} \cdot L_{n_s} \quad (1-8)$$

- de l'équilibre liquide vapeur :

$$Y_{n_s,j} = K_{n_s,j} \cdot X_{n_s,j} \quad (1-9)$$

- les conditions de convergence étant données par :

$$\sum_{j=1}^{NJ} X_{n_s,j} = 1 \quad \text{et} \quad \sum_{j=1}^{NJ} Y_{n_s,j} = 1 \quad (1-10)$$

Pour le plateau nsp1 nous pouvons aussi écrire les équations :

- du bilan molaire global :

$$L_{nsp2} + V_{ns} + F_V = V_{nsp1} + L_{nsp1} + d \frac{d(M_{nsp1})}{dt} \quad (1-11)$$

- du bilan molaire partiel :

$$L_{nsp2} \cdot X_{nsp2j} + V_{ns} \cdot Y_{nsj} + F_V \cdot Y_{Fj} = V_{nsp1} \cdot Y_{nsp1j} + L_{nsp1} \cdot X_{nsp1j} + \frac{d(M_{nsp1} \cdot X_{nsp1j})}{dt} \quad (1-12)$$

- du bilan enthalpique :

$$H_{L,nsp2} \cdot L_{nsp2} + H_{V,ns} \cdot V_{ns} + H_{V,F} \cdot F_V = H_{V,nsp1} \cdot V_{nsp1} + H_{L,nsp1} \cdot L_{nsp1} \quad (1-13)$$

- et de l'équilibre liquide vapeur :

$$Y_{nsp1,j} = X_{nsp1,j} \cdot X_{nsp1,j} \quad (1-14)$$

- avec les conditions de convergence :

$$\sum_{j=1}^{NJ} X_{nsp1,j} = 1 \quad \text{et} \quad \sum_{j=1}^{NJ} Y_{nsp1,j} = 1 \quad (1-15)$$

- du bilan molaire partiel :

$$V_{NT} \cdot Y_{NTj} = (D_L + R) \cdot X_{Dj} + D_V \cdot Y_{Dj} + M_D \cdot d \frac{(X_{Dj})}{dt} \quad (1-17)$$

- et du bilan enthalpique :

$$V_{NT} \cdot H_{V,NT} = H_{VD} \cdot D_V + Q_c + (R + D_L) \cdot H_{LD} \quad (1-18)$$

I-2-4) MODELE DU REBOUILLEUR

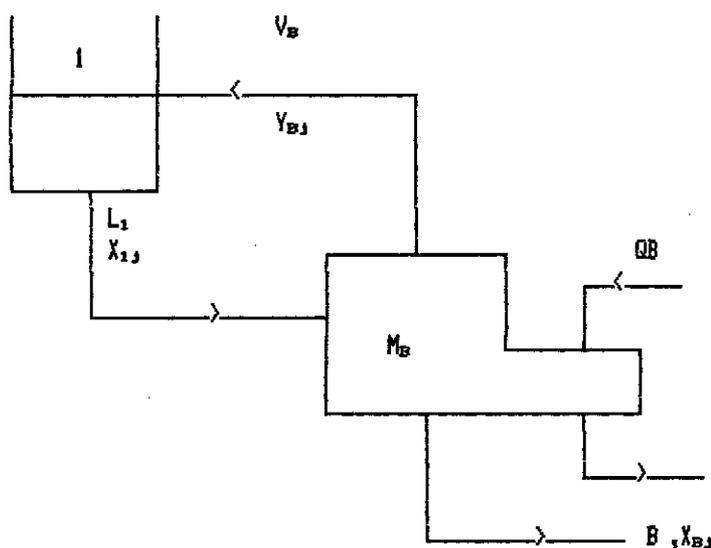


Figure 1.5 Schéma du rebouilleur

Où V_B , B , M_B , Q_B , X_{Bj} , représentent respectivement les débits liquides, l'accumulation liquide, la puissance de chauffe, et les fractions molaires liquides au rebouilleur.

Le principe de conservation de masse et d'énergie permet aussi d'écrire les équations [1],[4],[15] :

- du bilan molaire global :

$$L_1 = V_B + B \quad (1-19)$$

- du bilan molaire partiel :

$$L_1 \cdot X_{1j} = V_B \cdot Y_{B,j} + B \cdot X_{B,j} + M_B \cdot d \frac{(X_{B,j})}{dt} \quad (1-20)$$

- du bilan enthalpique :

$$L_1 \cdot H_{L1} + Q_B = V_B \cdot H_{V_B} + B \cdot H_{L_B} \quad (1-21)$$

I-2-5) MODELE GLOBAL DE LA COLONNE

A partir des équations établies précédemment (1-1 à 1-21) nous aboutissons au système d'équations regissant le fonctionnement de la colonne :

$$\begin{aligned} X'_{B,j} &= (X_{1j} \cdot L_1 - Y_{B,j} \cdot V_B - X_{B,j} \cdot B) / M_B & 1 \leq j \leq 5 \\ X'_{M,1j} &= X_{2j} \cdot L_2 + Y_{B,j} \cdot V_B - X_{1j} \cdot L_1 - Y_{1j} \cdot V_1 & n=1 \quad 1 \leq j \leq 5 \\ X'_{M,nj} &= X_{n+1j} \cdot L_{n+1} + Y_{n-1j} \cdot V_{n-1} - X_{nj} \cdot L_n - Y_{nj} \cdot V_n & 2 \leq n \leq ns-1 \\ & & 1 \leq j \leq 5 \\ X'_{M,nsj} &= X_{nsp1,j} \cdot L_{nsp1} + Y_{nsm1,j} \cdot V_{nsm1} - X_{ns,j} \cdot L_{ns} - Y_{ns,j} \cdot V_{ns} + X_{Fj} \cdot F_L & 1 \leq j \leq 5 \\ X'_{M,nsp1j} &= X_{nsp2,j} \cdot L_{nsp2} + Y_{ns,j} \cdot V_{ns} - X_{nsp1,j} \cdot L_{nsp1} - Y_{nsp1,j} \cdot V_{nsp1} + Y_{Fj} \cdot F_V & 1 \leq j \leq 5 \\ X'_{M,nj} &= X_{n+1,j} \cdot L_{n+1} + Y_{n-1,j} \cdot V_{n-1} - X_{nj} \cdot L_n - Y_{nj} \cdot V_n & 1 \leq j \leq 5 \\ & & ns+2 \leq n \leq NT-1 \\ X'_{M,NTj} &= X_{Dj} \cdot R + Y_{NT-1,j} \cdot V_{NT-1} - X_{NT,j} \cdot L_{NT} - Y_{NT,j} \cdot V_{NT} & n=NT \quad 1 \leq j \leq 5 \\ X'_{D,j} &= (Y_{NT,j} \cdot V_{NT} - Y_{Dj} \cdot D_V - X_{Dj} \cdot (R+D)) / M_D & 1 \leq j \leq 5 \end{aligned} \quad (1-22)$$

$$\text{où } X'_{M,nj} = (X_{nj} \cdot M_n)'$$

I-3) SIMULATION DE LA COLONNE A COMPOSANTS MULTIPLES :

Le modèle étudié est celui d'une colonne de distillation à cinq composants. C'est une colonne à quinze plateaux alimentée au cinquième et sixième plateau. Cette colonne est caractérisée par son diamètre du haut DR, son diamètre du bas DS, les hauteurs (WLR,WLS) et les épaisseurs du débordement (WHR,WHS) au niveau des plateaux du haut et du bas de la colonne.

Les données caractéristiques de la colonne sont :

NT	NS	NJ	WHR	WHS	DR	DS	WLR	WLS
15	5	5	1.25	0.75	72.00	72.00	48.00	48.00

Cette colonne est alimentée par un mélange multicomposant ayant les caractéristiques suivantes :

XF1	XF2	XF3	XF4	XF5	FL	TFL
5.00E-02	6.00E-01	1.00E-02	3.00E-01	4.00E-02	800.00	120.00
YF1	YF2	YF3	YF4	YF5	FV	TFV
4.00E-01	5.30E-01	2.00E-02	5.00E-01	0.000	200.00	120.00

Ceci nous permet d'aboutir aux conditions de fonctionnement de la colonne [15],[16],[18],[19].

PB	PD	QB	R	DV	EFF	MVD	MVD
21.20	19.70	5.00	400.00	200.00	0.50	10.0	10.0

Où PB et PD représentent les pressions au niveau du rebouilleur et du condenseur, tandis que DV, et EFF le débit de soutirage et le coefficient de MURPHREE.

La résolution des équations (1-22) nécessite un calcul préliminaire pour la détermination des débits liquides et vapeurs, et des accumulations liquides aux niveaux des plateaux (Annexe A). Notre simulation est basée sur la résolution de ces équations par la méthode d'Euler.

La simulation du fonctionnement de la colonne a donné les résultats suivants :

TIME	X1	X2	X3	X4	X5	T	L	V	MB	QB
0.00	0.00E-01	7.25E-03	4.89E-02	8.36E-01	1.08E-01	201.57	298.80	441.30	4.90	5.00
1	9.99E-12	1.10E-01	2.40E-01	6.07E-01	4.33E-02	154.86	740.10	515.71	2.40	
2	1.56E-09	2.86E-01	2.02E-01	4.73E-01	3.93E-02	132.62	814.40	592.87	2.55	
3	1.82E-07	4.57E-01	1.31E-01	3.76E-01	3.59E-02	120.23	892.00	660.37	2.71	
4	1.33E-05	5.72E-01	8.03E-02	3.14E-01	3.33E-02	114.05	960.10	686.55	2.84	
5	7.59E-04	6.34E-01	4.96E-02	2.84E-01	3.25E-02	108.40	986.00	819.92	2.90	
6	1.12E-03	8.18E-01	8.66E-02	9.42E-02	1.74E-06	101.18	320.00	1151.15	3.05	
7	1.29E-03	9.10E-01	4.46E-02	4.40E-02	7.76E-07	98.23	381.90	1144.06	3.28	
8	1.36E-03	9.53E-01	2.38E-02	2.18E-02	3.71E-07	96.92	409.60	1140.64	3.39	
9	1.40E-03	9.75E-01	1.28E-02	1.11E-02	1.81E-07	96.19	423.70	1139.37	3.44	
10	1.42E-03	9.86E-01	6.94E-03	5.62E-03	8.93E-08	95.77	431.20	1139.01	3.47	
11	1.43E-03	9.92E-01	3.74E-03	2.86E-03	4.40E-08	95.49	435.20	1139.03	3.49	
12	1.44E-03	9.95E-01	1.99E-03	1.45E-03	2.16E-08	95.27	437.50	1139.32	3.50	
13	1.44E-03	9.97E-01	1.04E-03	7.18E-04	1.04E-08	95.10	438.70	1139.50	3.50	
14	1.45E-03	9.98E-01	5.18E-04	3.42E-04	4.84E-09	94.92	439.50	1138.24	3.51	
15	1.75E-03	9.98E-01	2.36E-04	1.49E-04	2.05E-09	94.23	438.60	1099.49	3.51	
	1.74E-02	9.82E-01	8.24E-05	4.93E-05	6.59E-10	77.30	400.00	200.00	8.06	
	5.56E-01	4.44E-01	9.70E-07	2.90E-07	8.07E-18		499.49			

TIME	X1	X2	X3	X4	X5	T	L	V	MB	QB
0.01	3.95E-14	7.18E-03	4.82E-02	8.37E-01	1.08E-01	201.76	295.68	441.77	4.90	5.00
1	1.16E-12	1.09E-01	2.39E-01	6.09E-01	4.33E-02	155.03	737.45	516.54	2.40	
2	1.55E-09	2.85E-01	2.01E-01	4.74E-01	3.93E-02	132.68	811.96	594.70	2.55	
3	1.81E-07	4.57E-01	1.31E-01	3.77E-01	3.59E-02	120.25	889.92	663.34	2.71	
4	1.32E-05	5.72E-01	8.01E-02	3.15E-01	3.34E-02	114.05	958.56	689.47	2.84	
5	7.58E-04	6.33E-01	4.94E-02	2.84E-01	3.25E-02	108.43	984.76	823.41	2.90	
6	1.12E-03	8.18E-01	8.63E-02	9.44E-02	1.76E-06	101.18	318.58	1085.28	3.05	
7	1.29E-03	9.10E-01	4.44E-02	4.41E-02	7.81E-07	98.24	380.28	1113.02	3.28	
8	1.36E-03	9.53E-01	2.37E-02	2.19E-02	3.73E-07	96.91	408.04	1127.13	3.39	
9	1.40E-03	9.75E-01	1.28E-02	1.11E-02	1.82E-07	96.20	422.15	1134.58	3.44	
10	1.42E-03	9.86E-01	6.92E-03	5.64E-03	8.99E-08	95.78	429.60	1138.61	3.47	
11	1.43E-03	9.92E-01	3.72E-03	2.87E-03	4.43E-08	95.49	433.63	1140.88	3.49	
12	1.43E-03	9.95E-01	1.98E-03	1.45E-03	2.17E-08	95.28	435.96	1142.32	3.50	
13	1.44E-03	9.97E-01	1.04E-03	7.20E-04	1.05E-08	95.10	437.56	1143.27	3.50	
14	1.45E-03	9.98E-01	5.17E-04	3.43E-04	4.87E-09	94.93	438.82	1142.50	3.51	
15	1.74E-03	9.98E-01	2.35E-04	1.49E-04	2.06E-09	94.25	438.36	1103.98	3.51	
	1.74E-02	9.82E-01	8.20E-05	4.94E-05	6.62E-10	77.28	400.00	200.00	8.06	
	5.56E-01	4.44E-01	9.64E-07	2.90E-07	8.10E-18		503.98			

TIME	X1	X2	X3	X4	X5	T	L	V	MB	QB
0.01	3.56E-14	7.16E-03	4.78E-02	8.37E-01	1.08E-01	201.86	296.47	440.90	4.90	5.00
1	2.69E-12	1.09E-01	2.38E-01	6.10E-01	4.34E-02	155.09	737.37	515.57	2.40	
2	1.56E-09	2.85E-01	2.01E-01	4.75E-01	3.94E-02	132.70	812.09	593.64	2.55	
3	1.82E-07	4.57E-01	1.30E-01	3.77E-01	3.59E-02	120.25	890.23	661.97	2.71	
4	1.33E-05	5.72E-01	7.98E-02	3.15E-01	3.34E-02	114.06	958.61	687.89	2.84	
5	7.59E-04	6.33E-01	4.92E-02	2.84E-01	3.25E-02	108.43	984.51	821.91	2.90	
6	1.12E-03	8.18E-01	8.60E-02	9.47E-02	1.77E-06	101.17	318.50	1083.79	3.05	
7	1.29E-03	9.10E-01	4.43E-02	4.42E-02	7.88E-07	98.23	380.35	1111.52	3.28	
8	1.36E-03	9.53E-01	2.36E-02	2.20E-02	3.76E-07	96.91	408.10	1125.62	3.39	
9	1.40E-03	9.75E-01	1.27E-02	1.11E-02	1.84E-07	96.20	422.23	1133.10	3.44	
10	1.42E-03	9.86E-01	6.89E-03	5.66E-03	9.06E-08	95.77	429.79	1137.21	3.47	
11	1.43E-03	9.92E-01	3.71E-03	2.88E-03	4.47E-08	95.49	434.03	1139.59	3.49	
12	1.44E-03	9.95E-01	1.98E-03	1.46E-03	2.19E-08	95.27	436.62	1141.05	3.50	
13	1.44E-03	9.97E-01	1.03E-03	7.22E-04	1.06E-08	95.10	438.32	1141.92	3.51	
14	1.45E-03	9.98E-01	5.15E-04	3.44E-04	4.90E-09	94.93	439.38	1140.99	3.51	
15	1.75E-03	9.98E-01	2.34E-04	1.50E-04	2.08E-09	94.25	438.55	1102.42	3.51	
	1.74E-02	9.82E-01	8.17E-05	4.95E-05	6.68E-10	77.27	400.00	200.00	8.06	
	5.56E-01	4.44E-01	9.60E-07	2.90E-07	8.16E-18		502.42			

Afin de valider notre modèle, nous avons effectué des essais de simulation avec des conditions de fonctionnement identiques aux travaux précédents [16]. Ainsi les résultats de notre simulation sont validés par ces résultats antérieurs (annexe B).

Chapitre II

MODELE DE REPRESENTATION

Les modèles de représentation des procédés pétrochimiques sont obtenus en utilisant les méthodes d'identification [2],[17],[20]. Les colonnes de distillation peuvent être représentées soit par un modèle de représentation des températures, soit par un modèle de représentation des concentrations. Ainsi, cette étude est consacrée aux deux types de représentation.

Dans le premier modèle, on s'intéressera aux concentrations du constituant clé lourd au rebouilleur et du constituant clé léger au condenseur. Le second est consacré aux températures du plateau supérieur du plateau inférieur. Ainsi, nous aboutirons dans les deux cas, à un système à deux entrées : la puissance de chauffe Q_B et le débit de reflux R . Les sorties étant soit les concentrations, soit les températures déjà définies.

I-1) MODELE DE LA COLONNE :

Il est adopté pour la représentation de notre colonne le modèle suivant [5],[21],[22],[23] :

$$\begin{array}{c} \left| \begin{array}{c} Y_1 \\ \\ Y_2 \end{array} \right| = \left| \begin{array}{cc} \frac{K_{11}e^{-T_{11}P}}{1 + T_{11}P} & \frac{K_{12}e^{-T_{12}P}}{1 + T_{12}P} \\ \frac{K_{21}e^{-T_{21}P}}{1 + T_{21}P} & \frac{K_{22}e^{-T_{22}P}}{1 + T_{22}P} \end{array} \right| \cdot \left| \begin{array}{c} U_1 \\ \\ U_2 \end{array} \right| \quad (2-1)$$

II-2) METHODE DE LA REPONSE INDICIELLE :

Les processus pétrochimiques étant assez lents, il est suffisant d'utiliser une méthode d'identification basée sur la réponse indicielle du système (figure 2.1), [2], [17], [20].

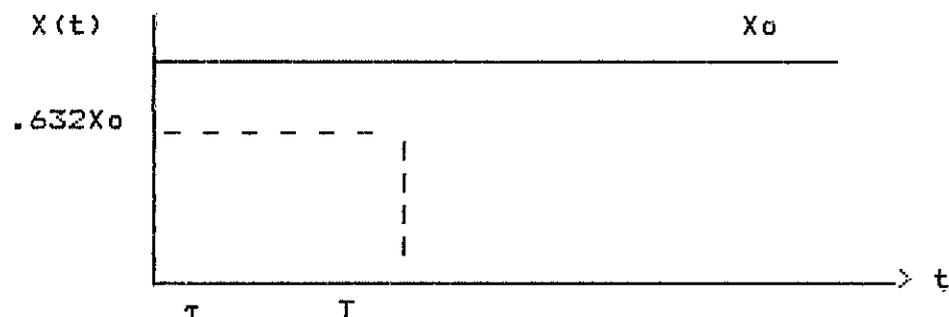


Figure 2.1 Réponse indicielle

La tangente au point d'inflexion de la réponse permet de déterminer le retard L et la constante de temps τ . On aura donc une fonction de transfert de la forme :

$$G(p) = \frac{K \cdot e^{-Tp}}{1 + Tp}$$

τ et T étant déterminées graphiquement de la figure (2.1), tandis que K est égal au rapport d'amplitude :

$$K = \frac{X_0}{Q_0}$$

Q_0 étant l'échelon d'entrée.

II-3) ESSAIS D'IDENTIFICATION

Il est tracé d'abord les réponses indicielles pour le modèle des concentrations (figure 2.2), puis pour celui des températures (figure 2-3). Ces réponses sont tracées pour des échelons d'entrée du point de fonctionnement :

$$QB = 5.0 \cdot 10^6 \text{ Btu/h} \quad \text{et} \quad R = 400.00 \text{ moles/h}$$

II-3-1) MODELE DES CONCENTRATIONS

A partir du modèle (2.2), nous écrivons le modèle des concentrations suivant :

$$\begin{array}{c} X_{D2} \\ \\ X_{S4} \end{array} = \begin{array}{c} \frac{K_{11}e^{-\tau_{11}p}}{1 + T_{12}p} \\ \\ \frac{K_{21}e^{-\tau_{21}p}}{1 + T_{21}p} \end{array} \cdot \begin{array}{c} \frac{K_{12}e^{-\tau_{12}p}}{1 + T_{22}p} \\ \\ \frac{K_{22}e^{-\tau_{22}p}}{1 + T_{22}p} \end{array} \cdot \begin{array}{c} R \\ \\ QB \end{array} \quad (2-2)$$

En utilisant donc la méthode d'identification par la réponse indicielle [21],[17],[20], nous aboutissons aux résultats du tableau suivant :

Figure	Echelon	Gain	Retard	Constante de temps
2.2.a	02%	-.000467	.02	0.025
2.2.b	10%	.0006	0.0	0.0053
2.2.c	30%	-.0024	.05	0.060
2.2.d	10%	0.124	0.0	0.01

Tableau 2.1

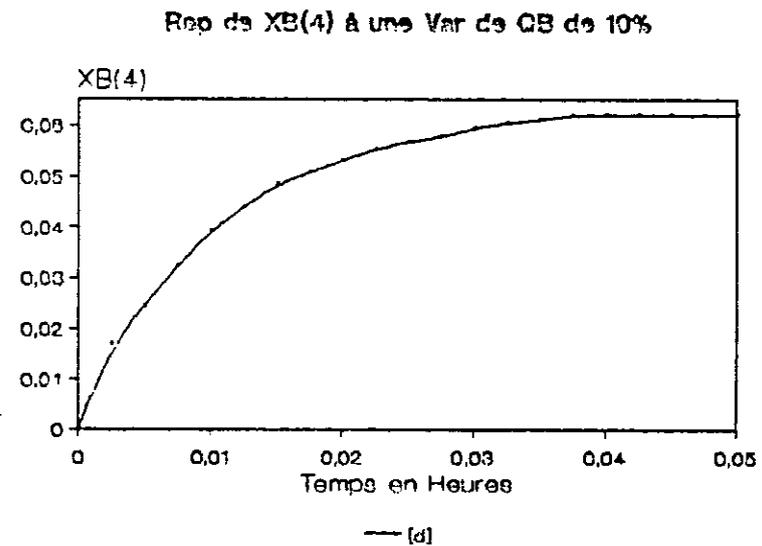
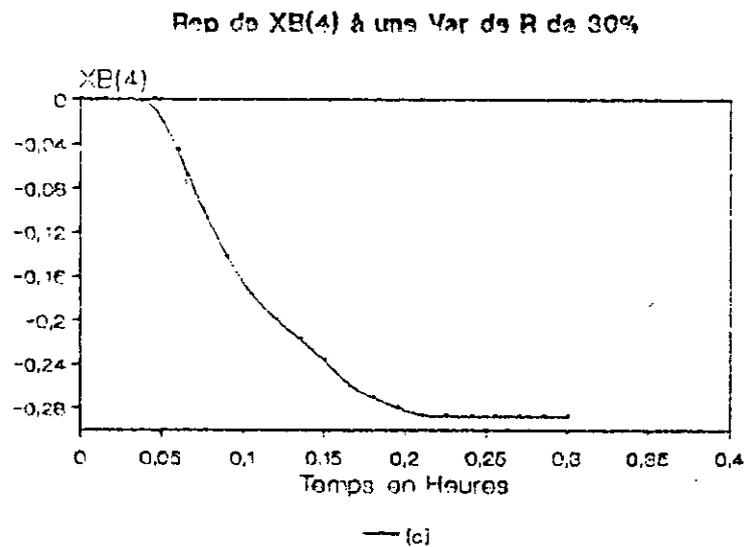
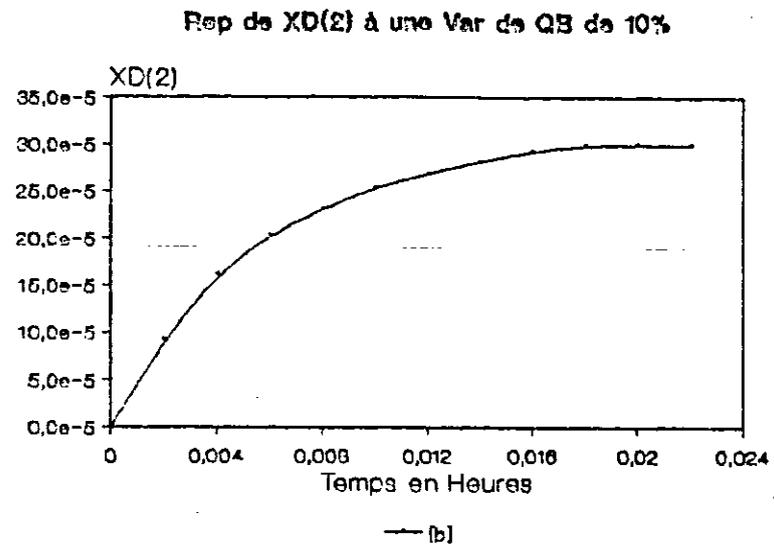
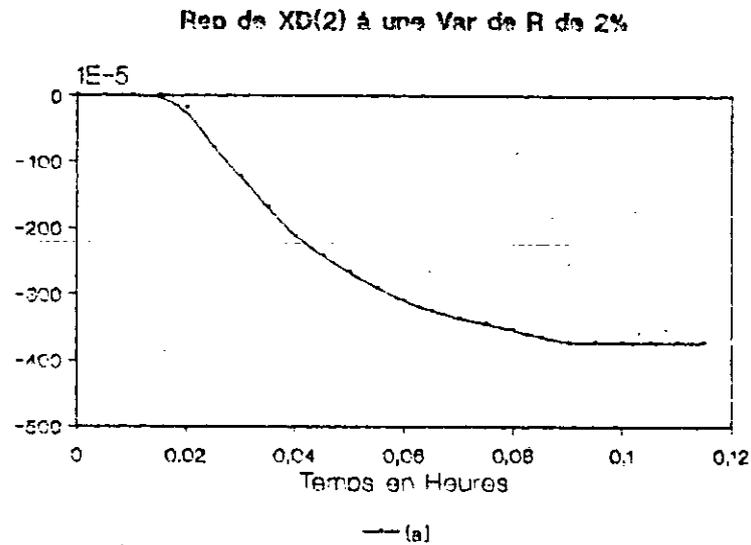


Figure 2.2 Réponses indicielles du modèle des concentrations

Ainsi le modèle des concentrations devient :

$$\begin{bmatrix} X_{D2} \\ X_{B4} \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} \frac{-0.000467e^{-.02p}}{0.025 p + 1} & \frac{.0006}{.0053 p + 1} \\ \frac{-0.0024e^{-.03p}}{0.06 p + 1} & \frac{0.124}{0.01 p + 1} \end{bmatrix} \cdot \begin{bmatrix} R \\ QB \end{bmatrix} \quad (2-3)$$

II-3-2) MODELE DES TEMPERATURES :

A partir du modèle (2.2), nous écrivons le modèle des températures sous la forme :

$$\begin{bmatrix} T_{14} \\ T_3 \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} \frac{K_{11}e^{-\tau_{11}p}}{1 + T_{12}p} & \frac{K_{12}e^{-\tau_{12}p}}{1 + T_{22}p} \\ \frac{K_{21}e^{-\tau_{21}p}}{1 + T_{21}p} & \frac{K_{22}e^{-\tau_{22}p}}{1 + T_{22}p} \end{bmatrix} \cdot \begin{bmatrix} R \\ QB \end{bmatrix} \quad (2-4)$$

De la même manière que précédemment nous tirons les résultats d'identification (tableau 2.2)

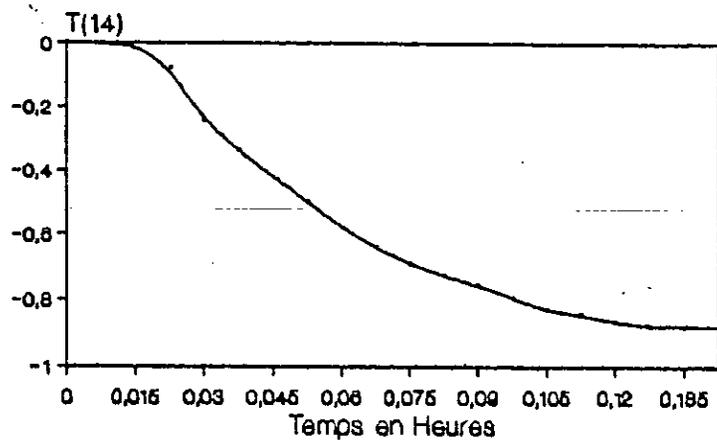
Figure	Echelon	Gain	Retard	Constante de temps
2.3.a	02%	-0.11	.02	0.030
2.3.b	10%	0.16	0.0	0.00585
2.3.c	30%	-.1875	.03	0.065
2.3.d	10%	30.0	0.0	0.013

Tableau 2.2

D'où le modele des températures :

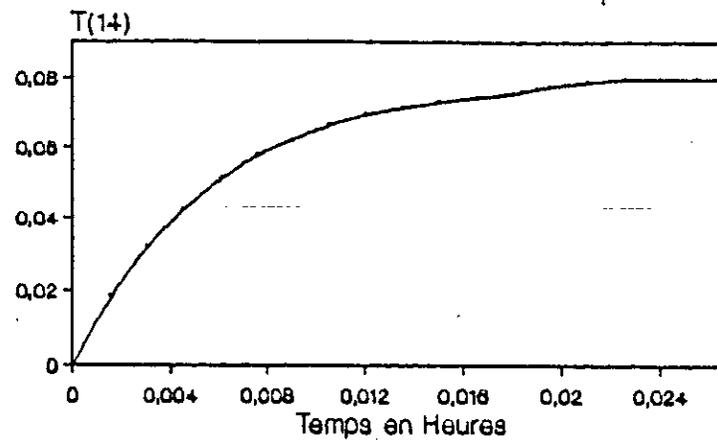
$$\begin{array}{c} T_{14} \\ \\ T_s \end{array} = \begin{array}{c} \frac{-0.11e-.01p}{0.03 p+1} \\ \\ \frac{-.1875e-.03p}{0.065p +1} \end{array} \cdot \begin{array}{c} \frac{0.16}{.00585 p + 1} \\ \\ \frac{30}{0.013 p+1} \end{array} \cdot \begin{array}{c} R \\ \\ QB \end{array} \quad (2-5)$$

Rep de T(14) à une Var de R de 2%



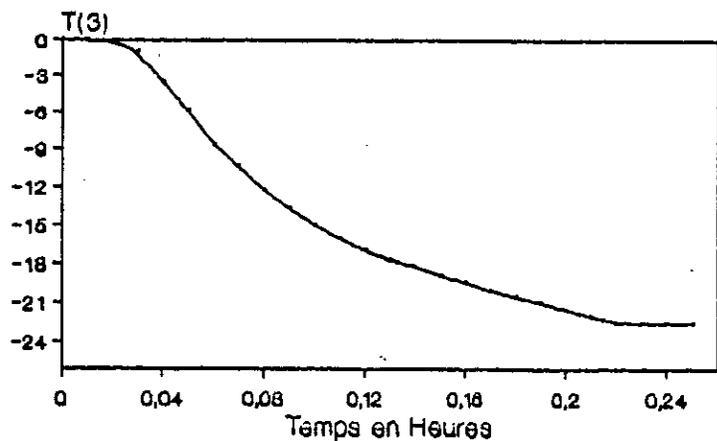
— Fig-2-11-a

Rep de T(14) à une Var de QB de 10%



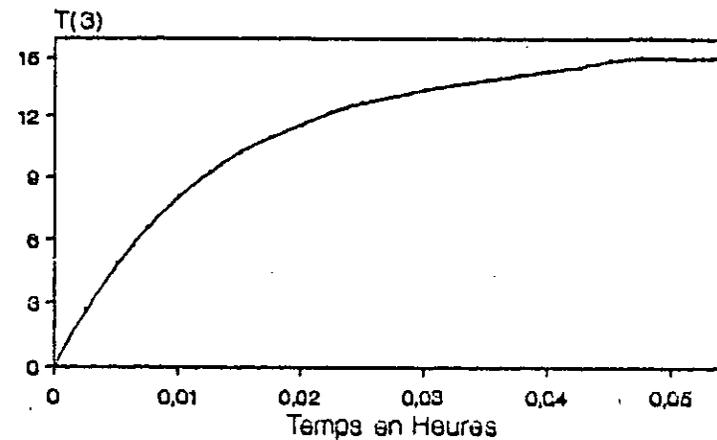
— [b]

Rep de T(3) à une Var de R de 30%



— Fig-2-11-c

Rep de T(3) à une Var de QB de 10%



— [d]

Figure 2.3 Réponses indicielles du modèle des températures

Chapitre III

III) COMMANDE DE LA COLONNE A PARTIR DES MODELES DE REPRESENTATION

Lors de la présence d'un système à interaction, le problème est de savoir si cette interaction est négligeable ou si elle est importante et dans quel sens. Il s'agit en quelque sorte de quantifier cette interaction afin de déterminer la manière de coupler les variables à contrôler et les variables de contrôle du système.

III-1) ETUDE DES INTERACTIONS.

Considérons le modèle du système mis sous la forme :

$$Y_1 = H_{11}(p).U_1 + H_{12}(p).U_2 \quad (3-1)$$

$$Y_2 = H_{21}(p).U_1 + H_{22}(p).U_2$$

A partir du modèle (3-1) il est calculé la matrice des gains relatifs Ω_{1j} , définie par [21], [24],[25] :

$$\Omega_{1j} = \frac{\left[\frac{Y_1}{U_j} \right]_{U_{j \neq 1} = 0}}{\left[\frac{Y_1}{U_j} \right]_{Y_{1 \neq 1} = 0}} \quad \begin{matrix} i = 1,2 \\ j = 1,2 \end{matrix} \quad (3-2)$$

Ces gains relatifs peuvent aussi s'écrire sous la forme :

III-2) ETUDE DU DECOUPLAGE

Le modèle de la colonne (4-1) peut être présenté sous la forme matricielle :

$$\begin{bmatrix} Y_1 \\ Y_2 \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} H_{11}(p) & H_{12}(p) \\ H_{21}(p) & H_{22}(p) \end{bmatrix} \cdot \begin{bmatrix} U_1 \\ U_2 \end{bmatrix} \quad (3-4)$$

D'où le schéma fonctionnelle suivant :

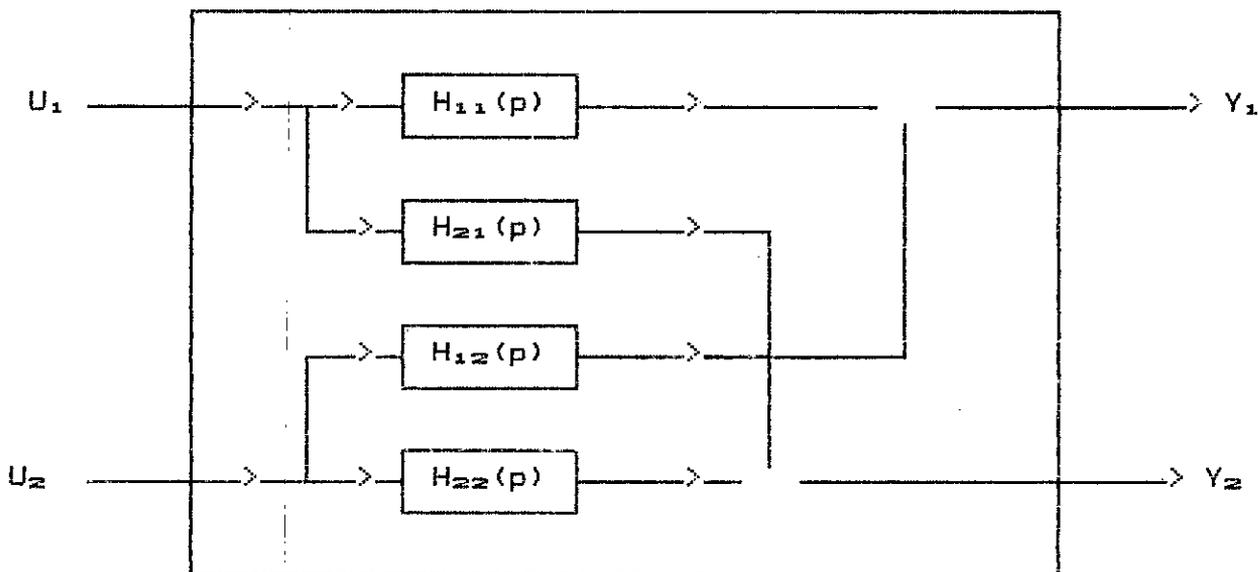


Figure 3-1 Schéma fonctionnel

La méthode de découplage adoptée est basée sur l'introduction de deux découpleurs en amont tel que [21],[24] :

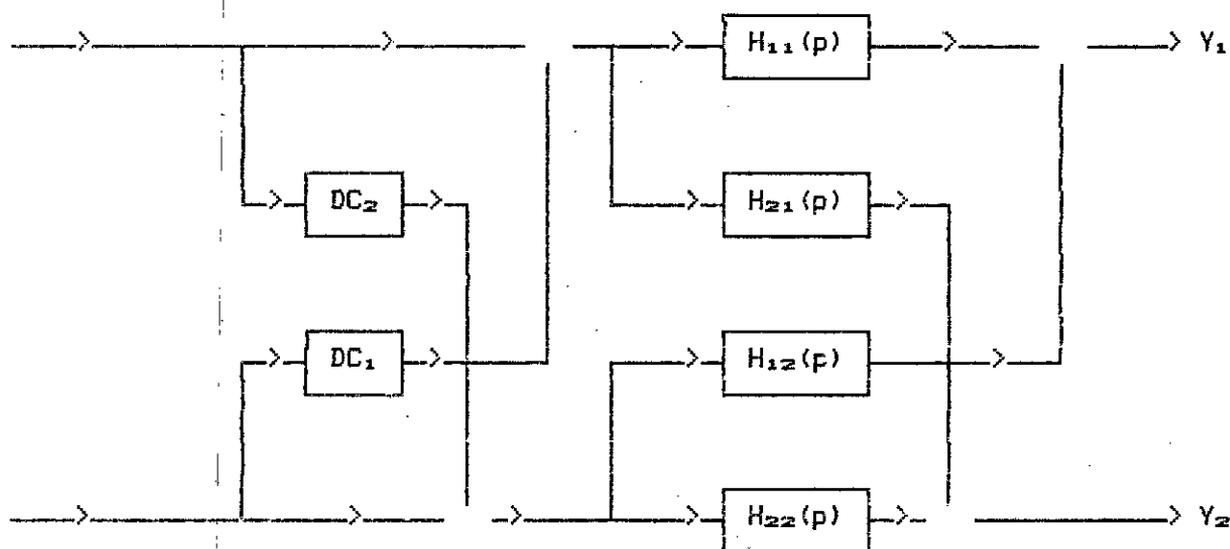


Figure 3-2 . Schéma fonctionnel avec les découpleurs

La présence de deux découpleurs rendent les équations de la forme :

$$\begin{aligned}
 Y_1 &= [H_{11}(p) + DC_2(p) \cdot H_{12}(p)] \cdot U_1 + [H_{12}(p) + DC_1(p) \cdot H_{11}(p)] \cdot U_2 \\
 Y_2 &= [H_{21}(p) + DC_2(p) \cdot H_{22}(p)] \cdot U_1 + [H_{22}(p) + DC_1(p) \cdot H_{21}(p)] \cdot U_2
 \end{aligned}$$

Ainsi afin d'éliminer l'action de QB sur la sortie XD et de R sur la sortie XB il suffira de prendre :

$$DC_1 = - \frac{H_{12}(p)}{H_{11}(p)} \quad \text{et} \quad DC_2 = - \frac{H_{21}(p)}{H_{22}(p)} \quad (3-5)$$

Les équations du système découplé deviennent donc :

$$\begin{aligned}
 Y_1 &= [H_{11}(p) - H_{21}(p) \cdot H_{12}(p) / H_{22}(p)] \cdot U_1 \\
 Y_2 &= [H_{22}(p) - H_{12}(p) \cdot H_{21}(p) / H_{11}(p)] \cdot U_2
 \end{aligned}$$

D'où, nous aboutissons au schéma fonctionnel découplé suivant :

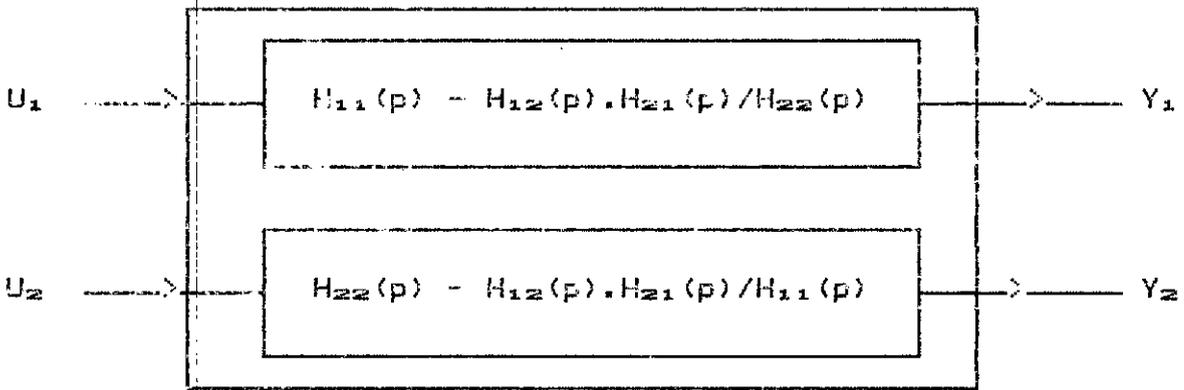


Figure 3-3 Schéma fonctionnel découplé

III-3) DIMENSIONNEMENT DES DECOUPLEURS

III-3-1) MODELE DES CONCENTRATIONS

Le modèle des concentrations étant donné par :

$$\begin{array}{c}
 \left| \begin{array}{c} XD_2 \\ \\ XB_4 \end{array} \right| = \begin{array}{cc}
 \frac{-.000467e^{-.02p}}{0.025 p + 1} & \frac{0.0006}{5.30 \cdot 10^{-3} p + 1} \\
 \frac{-.0024e^{-.05p}}{0.060p + 1} & \frac{0.124}{0.01p + 1}
 \end{array} \cdot \begin{array}{c} R \\ \\ 3B \end{array}
 \end{array}$$

A partir des relations des découpleurs établies précédemment (3-5), nous dimensionnons nos deux découpleurs. Le calcul du premier découpleur a donné :

$$DC1 = \frac{.00060}{.000467e^{-.02p}} \cdot \frac{0.025p + 1}{5.30 \cdot 10^{-3} p + 1} = 1.205 \frac{(0.025 p + 1)}{(5.30 \cdot 10^{-3} p + 1) \cdot e^{-.02p}}$$

tandis que pour le second, on trouve :

$$DC2 = \frac{.0024e^{-.05p}}{.124} \cdot \frac{0.01 p+1}{0.060 p + 1} = 0.01900 \cdot \frac{(0.01p + 1)e^{-.05p}}{0.06 p + 1}$$

Dans le cas de la colonne à distiller, le découplage statique est amplement suffisant. Nous nous intéressons donc uniquement à la partie statique.

$$DC_1 = 1.285$$

$$DC_2 = .0190$$

En remplaçant dans la figure 3.2, il est obtenu le schéma fonctionnel suivant :

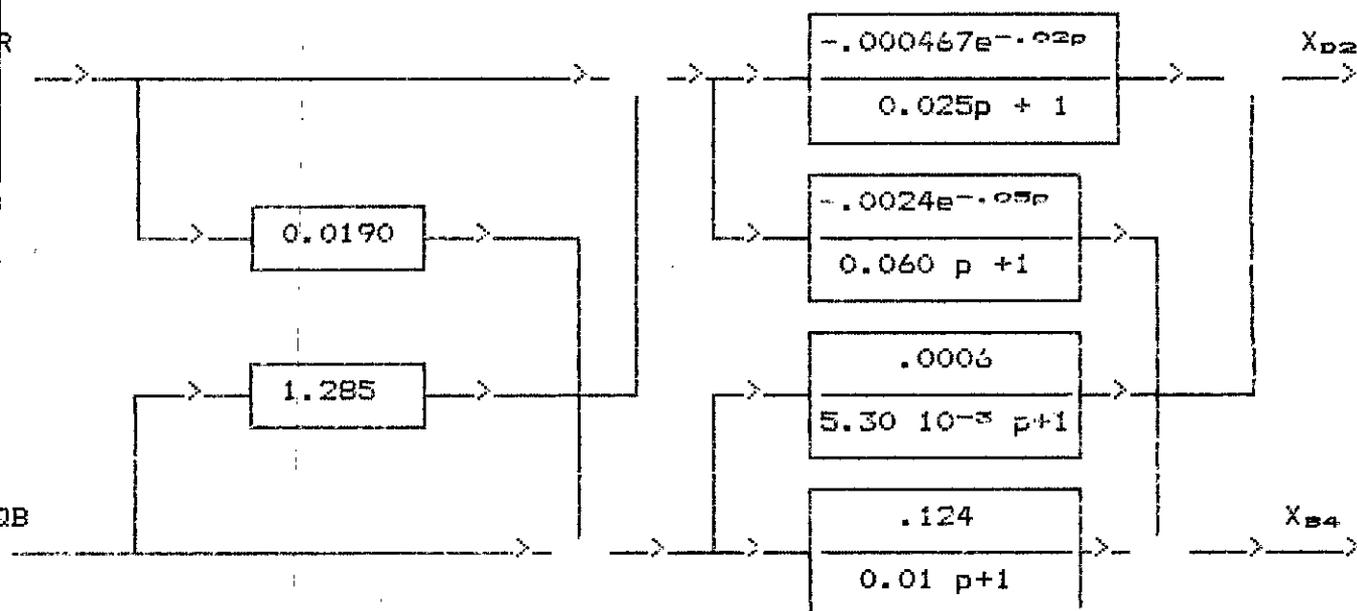


Figure 3.4 Schéma du modèle des concentrations avec découpleurs

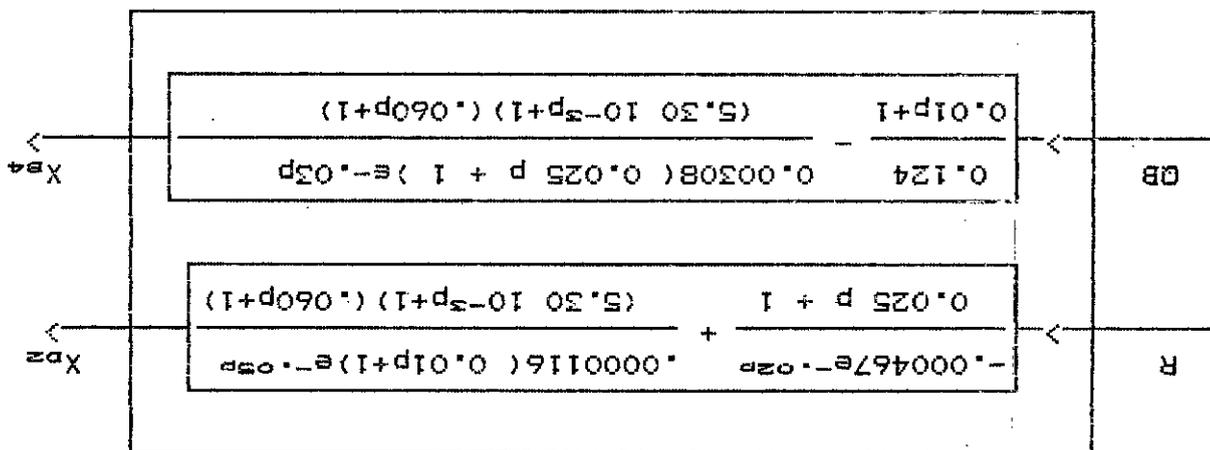
En utilisant la même méthode que précédemment, nous aboutissons aux résultats suivants :

$$\begin{bmatrix} T_s \\ T_{14} \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} \frac{0.065 p + 1}{-0.1875e^{-.03p}} \\ \frac{0.030 p + 1}{-0.11 e^{-.02p}} \end{bmatrix} \cdot \begin{bmatrix} \frac{0.013 p + 1}{30} \\ \frac{5.85 \cdot 10^{-3} p + 1}{0.16} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} QB \\ R \end{bmatrix}$$

Le modèle des températures étant :

III-3-2) MODELE DES TEMPERATURES

Figure 3.5 Schéma fonctionnel réduit avec découpleurs



d'où le schéma fonctionnel réduit :

$$DC_1 = 1.450 \frac{(0.030 p + 1)}{(5.85 \cdot 10^{-3} p + 1) e^{-0.02p}}$$

$$DC_2 = 0.00625 \frac{(0.013 p + 1) e^{-0.03p}}{(0.065 p + 1)}$$

D'où les découpleurs statiques :

$$DC_1 = 1.45$$

$$DC_2 = 0.00625$$

Et le schéma fonctionnel devient :

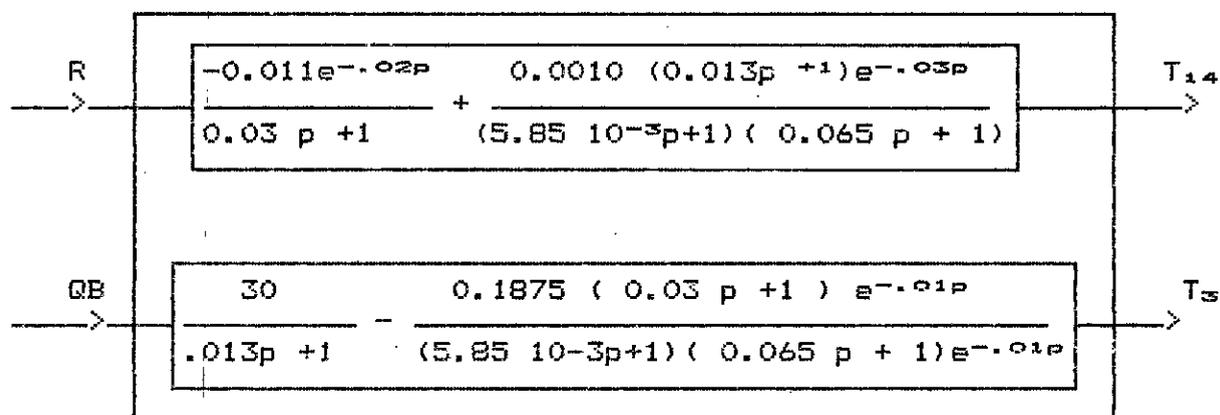


Figure 3-6 Schéma fonctionnel des températures découplé

III-4) COMMANDE DE LA COLONNE

La commande de notre colonne se fera par l'introduction de deux régulateurs à action proportionnelle et intégrale. Le calcul des paramètres de ces deux régulateurs se fera par la méthode du critère de l'intégrale du carré de l'erreur (critère de l'I.S.E.). Elle permet d'optimiser la réponse à un changement brusque de la valeur de référence ou à une perturbation instantanée.

III-4-1) METHODE DU CRITERE DE L'INTEGRALE DU CARRE DE L'ERREUR

Cette méthode est basée sur la minimisation de l'intégrale du carré de l'écart :

$$\text{On a : } I = \int_0^{\infty} e^2 dt \quad (3-6)$$

Le calcul de l'intégrale I se fait directement à partir des transformées de Laplace des grandeurs afférentes au système. Ainsi à partir de la transformée de Laplace de l'écart la quantité I peut être réécrite sous la forme [26],[27]

$$I = \frac{1}{2\pi j} \int_{c-j\infty}^{c+j\infty} e(p) \cdot e(-p) dp \quad (3-7)$$

sachant que $e(p)$ peut se mettre sous la forme :

$$e(p) = \frac{A(p)}{B(p)}$$

alors la fonction à intégrer devient :

$$e(p).e(-p) = \frac{A(p).A(-p)}{B(p).B(-p)}$$

et peut s'écrire aussi :

$$e(p).e(-p) = \frac{C(p)}{B(p)} + \frac{C(-p)}{B(-p)} \quad (3-8)$$

ainsi la décomposition de l'intégrale (3.7) donne :

$$I = \frac{1}{2\pi j} \int_{c-j\omega}^{c+j\omega} \frac{C(p)}{B(p)} dp + \frac{1}{2\pi j} \int_{c-j\omega}^{c+j\omega} \frac{C(-p)}{B(p)} dp \quad (3-9)$$

Le calcul de l'intégrale est basé sur les résultats de l'intégrale de la forme [13],[32] :

$$I_c = \int_C \frac{p^m dp}{F_n(p)}$$

qui a donnée :

$$\int_{c-j\omega}^{c+j\omega} \frac{p^m dp}{F_n(p)} = 0 \quad \text{si } n - m \geq 2 \quad (3-10)$$

$$\int_{c-j\omega}^{c+j\omega} \frac{p^m dp}{P_n(p)} = \frac{1}{2a_n} \quad \text{si } n - m = 1 \quad (3-10)$$

III-4-2) COMMANDE DE LA COLONNE A DISTILLER

L'introduction de nos deux régulateurs qui sont du type PI, conduit à la structure de réglage adoptée :

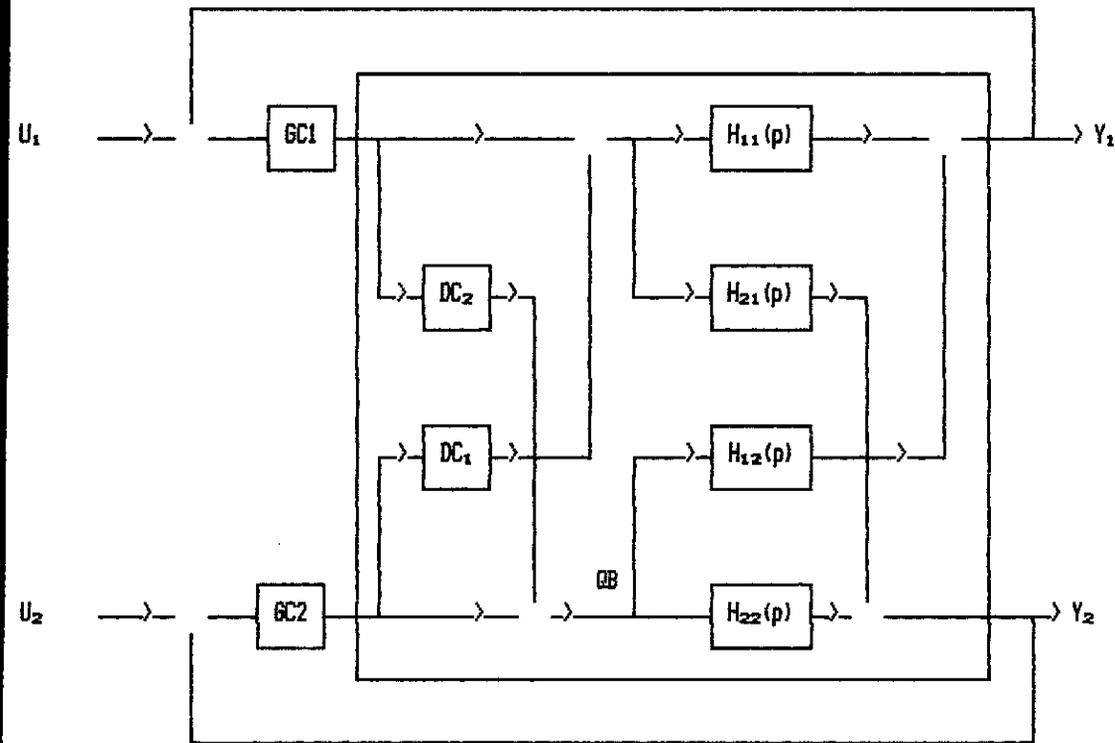


Figure 3-7 . Schéma fonctionnel avec les régulateurs

III-4-2-1) MODELE DES CONCENTRATIONS

Le système étant découplé, nous pouvons procéder séparément au réglage de la concentration du produit léger et au réglage de la concentration du produit lourd (figure 3.8).

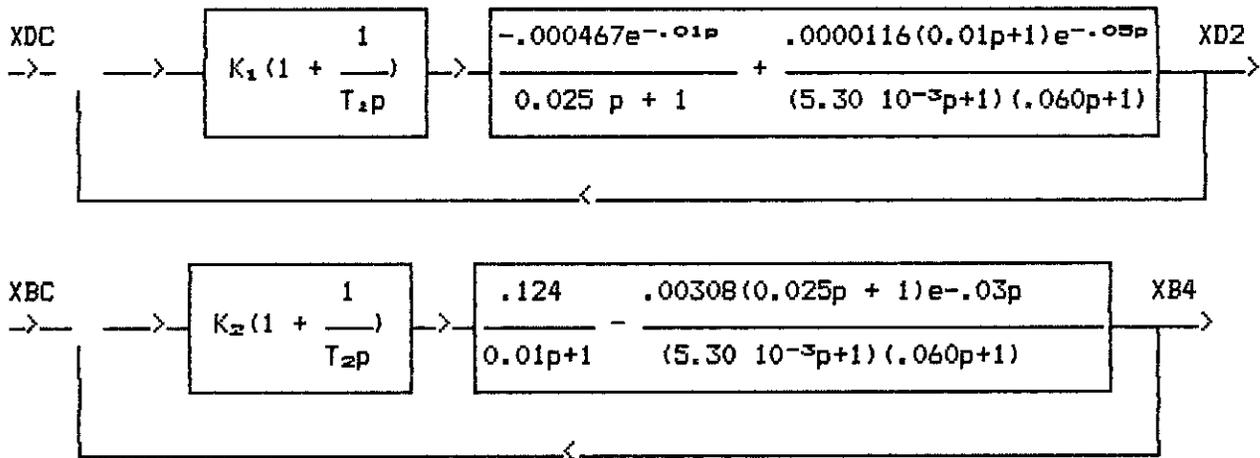


Figure 3.8

Afin de simplifier les fonctions de transfert, le retard est approximé par une fonction de PADE d'ordre 1 $\left(\frac{1-0.005p}{1+0.005p}\right)$. En remplaçant nous obtenons le schéma simplifié suivant :

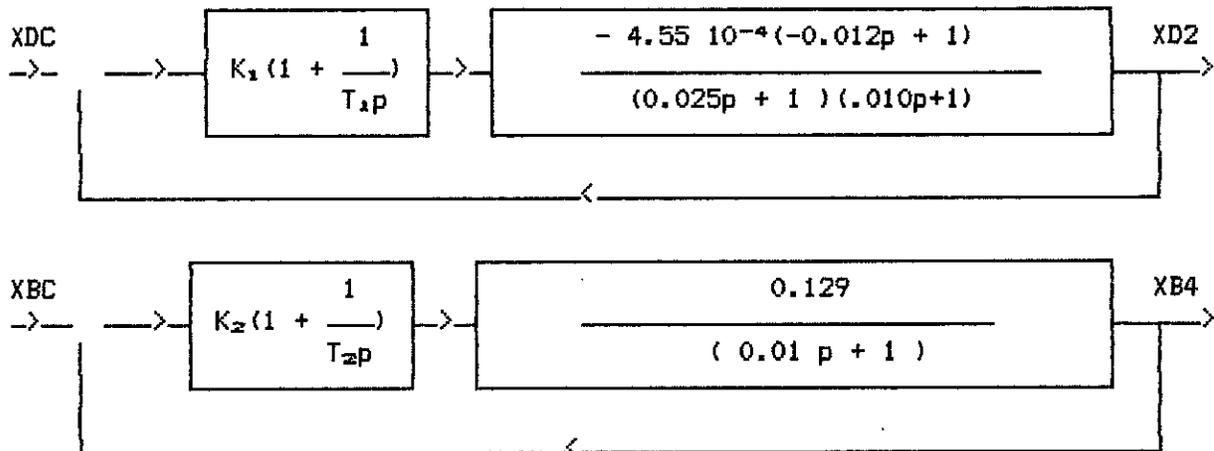


Figure 3.9

A partir des schémas fonctionnels, nous écrivons les fonctions de transfert en boucles ouvertes $G_1(p)$ et $G_2(p)$ sous une forme :

$$G_1(p) = \frac{K(Tp + 1)(\tau p + 1)}{Tp(\alpha p + 1)(\beta p + 1)}$$

avec : $K = K_1 \ 4.55 \ 10^{-4}$ $T = T_1$ $\alpha = .01$ $\beta = .025$ $\tau = -.012$

et :

$$G_2(p) = \frac{K(Tp + 1)}{Tp(\alpha p + 1)}$$

avec : $K = K_2 \ 0.129$ $T = T_2$ $\alpha = .01$

DIMENSIONNEMENT DU PREMIER REGULATEUR

$G_1(p)$ étant égale à
$$\frac{K(Tp + 1)(\tau p + 1)}{Tp(\alpha p + 1)(\beta p + 1)}$$

Afin d'appliquer la méthode du critère de l'I.S.E, nous calculons l'écart $e(p)$, lorsque l'entrée est un échelon :

$$e(p) = \frac{\alpha\beta Tp^2 + (\alpha + \beta)p + T}{\alpha\beta Tp^3 + (\alpha + \beta + \tau K)Tp^2 + (T + TK + \tau K)p + K}$$

Le calcul de l'intégrale du carré de l'erreur par la méthode précédente (paragraphe III-4-1) donne :

$$I = \frac{(\alpha^2\beta + \alpha\beta^2)T^2 + \alpha\beta\tau KT^2 + (\alpha^2\beta^2 + \alpha^3\beta + \beta^3\alpha)KT + \alpha^2\beta^2K^2T + \alpha^2\beta^2\tau^2K^2}{2\alpha\beta(\alpha + \beta)KT + 2\alpha\beta(\alpha + \beta + \tau)K^2T + 2\alpha\beta\tau K^3T + 2\alpha\beta(\alpha\tau + \alpha\tau - \alpha\beta)K^2 + 2\alpha\beta\tau^2K^3}$$

Les valeurs K et T qui rendent I minimum sont données par la résolution du système d'équations suivant :

$$\frac{\delta I}{\delta T} = 0 \quad \text{et} \quad \frac{\delta I}{\delta K} = 0$$

La résolution du système d'équations par la méthode numérique de NEWTON donne :

$$K = 1.32 \quad \text{et} \quad T = 4.57 \cdot 10^{-2}$$

D'où

$$K1 = 2901.10$$

$$T1 = 4.57 \cdot 10^{-2}$$

DIMENSIONNEMENT DU DEUXIEME REGULATEUR

Dans le cas du deuxième réglage la valeur de l'erreur est :

$$e(p) = \frac{T_p(\alpha p + 1)}{\alpha T_p^2 + (T+KT)p + K}$$

D'où le critere :

$$I = 1/2 \left(\frac{\alpha}{1 + K} + \frac{T}{K(1 + K)} \right)$$

La determination des coefficients du réglage par une minimisation de I ne donne pas les valeurs de K et T réalisables pratiquement.

De la relation précédente, il apparaît que le critere I atteint son minimum pour des valeurs de K infinies. Il est donc nécessaire de reformuler notre système en fonction du facteur d'amortissement z et de la fréquence d'oscillation w .

Ainsi l'écart devient :

$$e(p) = \frac{T/K p(1 + \alpha)p}{p^2/w^2 + 2zp/w + 1}$$

$$\text{avec } 1/w^2 = \alpha T/K \quad \text{et} \quad 2z/w = (T + KT)/K \quad (3-11)$$

D'où le nouveau critere :

$$I = 1/2w [1/2z + 2z/(K+1)^2]$$

La valeur de K qui rend I minimum est : $K = (z + 1)/2$

Si nous choisissons un facteur d'amortissement $z = 0.707$, nous pouvons calculer (3-11) les valeurs de K et de T données par :

$$K = 0.4 \quad \text{et} \quad T = 0.004$$

D'où :

$$K_2 = 3.1$$

$$T_2 = 0.004$$

III-4-2-2) MODELE DES TEMPERATURES

L'introduction des deux régulateurs puis l'approximation du retard par une fonction de PADE d'ordre 1 conduit au schéma fonctionnel suivant :

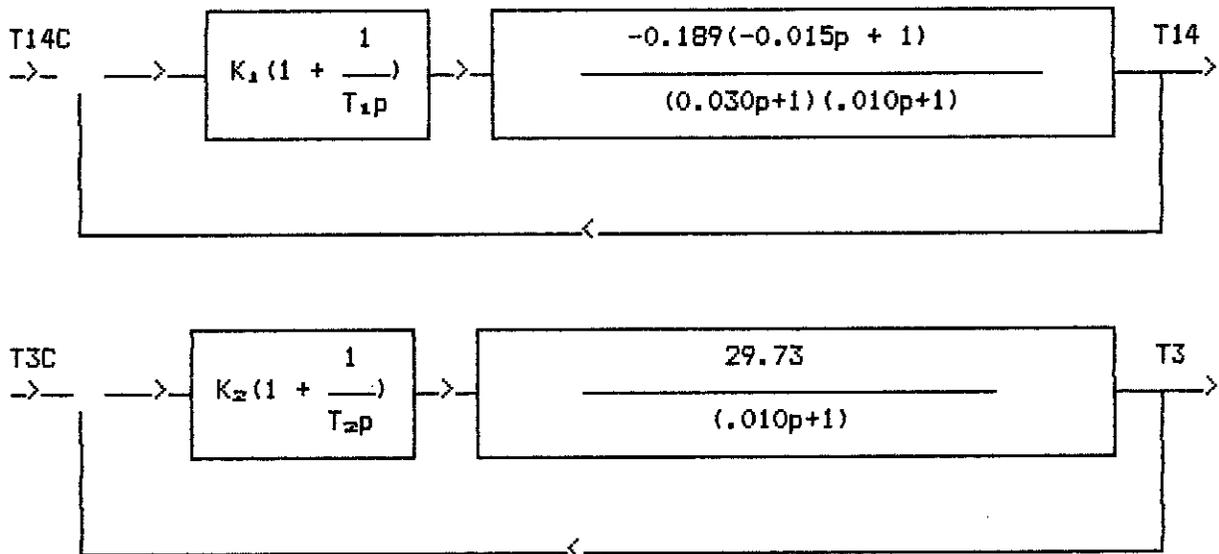


Figure 3.10

En reconduisant les mêmes techniques de dimensionnement nous aboutissons aux résultats suivants :

$$K_1 = 9.10$$

$$T_1 = 5.49 \cdot 10^{-2}$$

$$K_2 = .0134$$

$$T_2 = 5.20 \cdot 10^{-3}$$

III-4-2-3) ESSAIS DE SIMULATION

Lors de nos essais de simulation, nous utilisons les travaux de simulation précédents du fonctionnement réel de la colonne (chapitre 1), munis des deux types de commande : la commande à partir du modèle des concentrations, et la commande à partir du modèle des températures.

Il est simulé donc la commande de la colonne à distiller dans les deux cas suivants :

a) Cas modèle des concentrations :

Les perturbations étant très fréquentes dans ce type de processus industriels, lors de nos simulations, il est étudié d'abord le comportement des grandeurs réglées; les concentrations au niveau du condenseur X_{D2} et du rebouilleur X_{B4} ; lorsque le système est soumis aux différentes perturbations :

- du débit d'alimentation FL de 10%, -10%, 20%, -20% (figures 3.11 et 3.12),
- des concentrations X_{F2} et X_{F4} de 10%, - 10% (figure 3.14),
- et de la température d'alimentation TF 10%, -10% (figure 3.11).

Lors de ces essais de simulation, la colonne à distiller est soumise à des perturbations d'une durée de 0.01 heure.

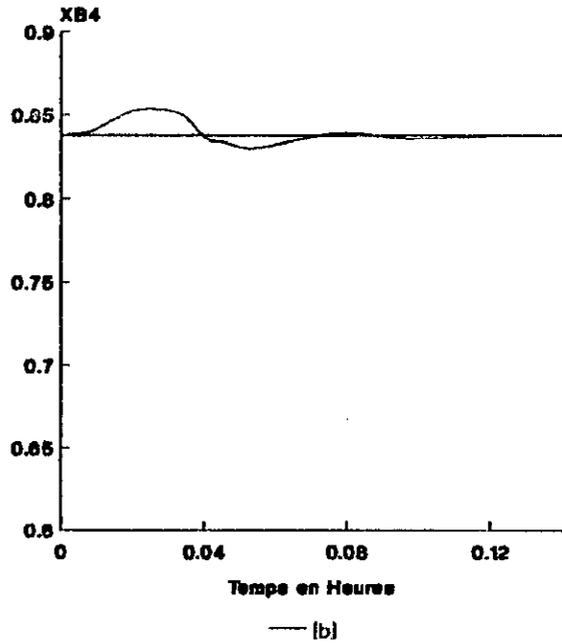
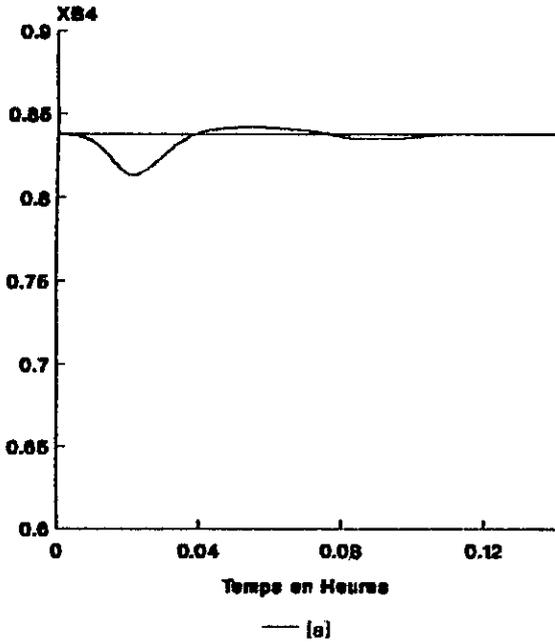
Il est simulé ensuite le comportement des grandeurs réglées (X_{D2} et X_{B4}) lors d'une variation des grandeurs de consigne. Les variations de consigne sont -10% et -20% par rapport au régime établi (Figure 3.15).

- une dissymetrie apparait dans le fonctionnement de la colonne,
- lors de petites variations, les résultats restent satisfaisant même si un léger écart apparait,
- pour les grandes variations les performances se deteriorent sensiblement; en effet des dépassements et des écarts importants apparaissent.

Dans le cas des colonnes à distiller binaires, les travaux antérieurs [14],[15],[16] ont montrés que la commande pour les concentrations et celle par les températures présentent des performances et resultats tres voisins [14],[15],[16]. Nos résultats montrent que dans le cas des colonnes à composants multiples (05 composants dans notre cas), la commande des concentrations présente de meilleurs performances que la commande des températures. Ainsi, contrairement aux colonnes binaires, il est préférable d'utiliser la commande de la colonne par les concentrations même si les capteurs de concentrations sont d'une réalisation pratique délicate et couteuse.

Réponse de XB4 à une Variation de FL de 10% pendant une durée de .01 h

Réponse de XB4 à une Variation de FL de -10% pendant une durée de 0.01 Heure



Réponse de XB4 à une Variation de FL de 20% pendant une durée de 0.01 Heure

Réponse de XB4 à une Variation de FL de -20% pendant une durée de .01 heure

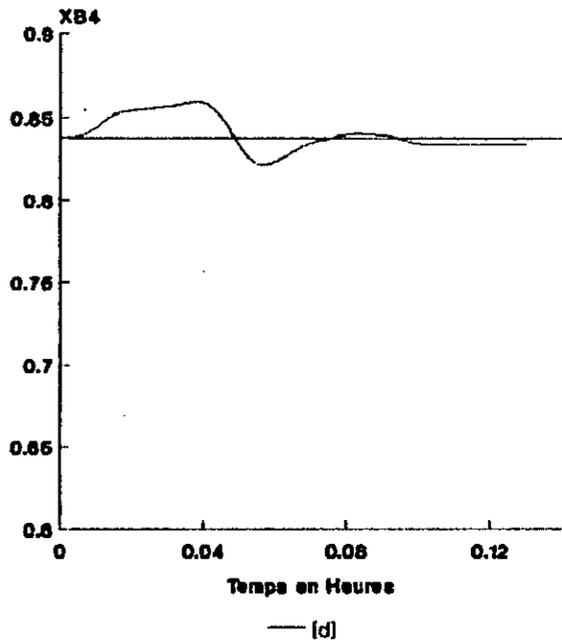
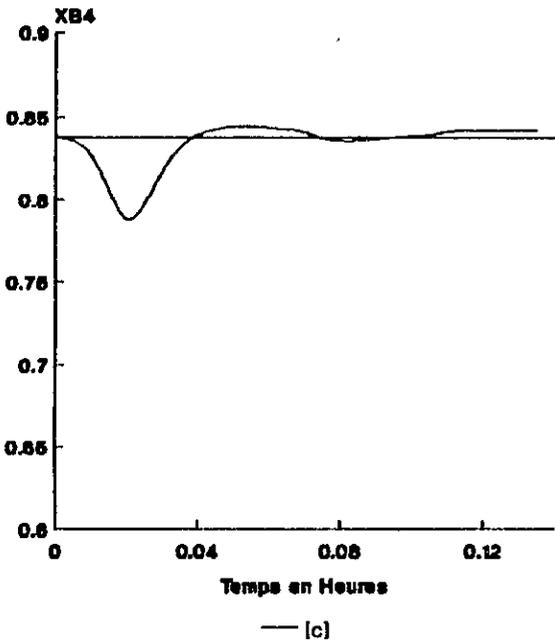
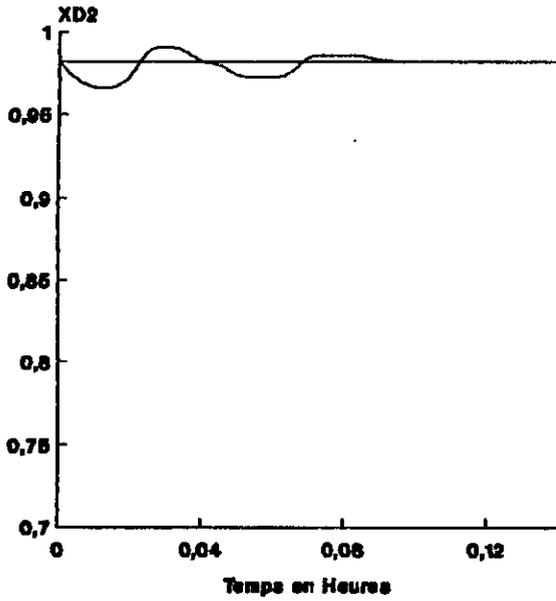


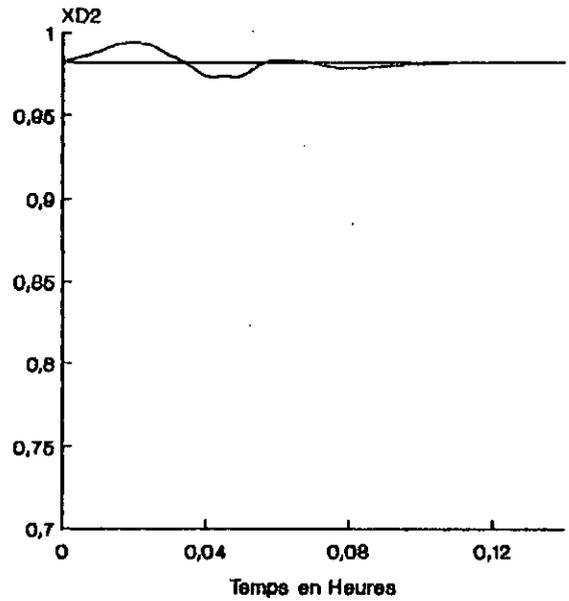
Figure 3.11 Modle des concentrations

Réponse de XD2 à une Variation de FL de 10% pendant une durée de 0.01 Heures



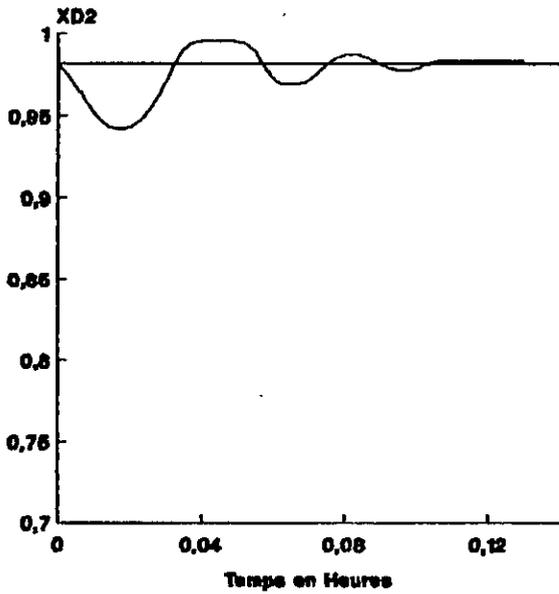
— (a)

Réponse de XD2 à une Variation de FL de -10% pendant une durée de .01 Heures



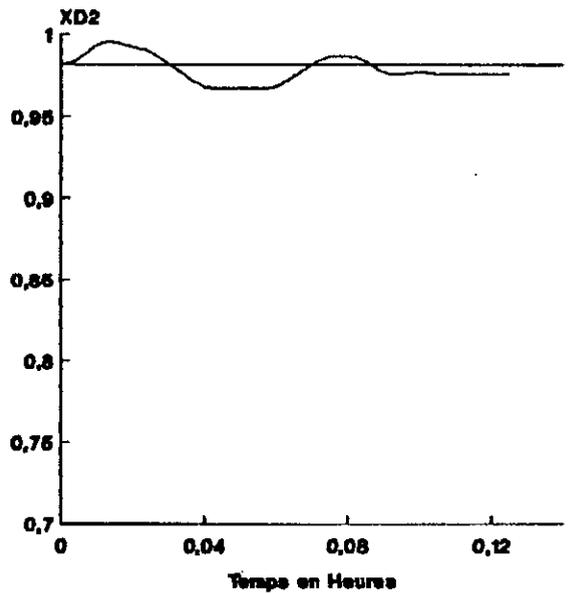
— (b)

Réponse de XD2 à une variation de FL de 20% pendant une durée de.01 Heures



— (c)

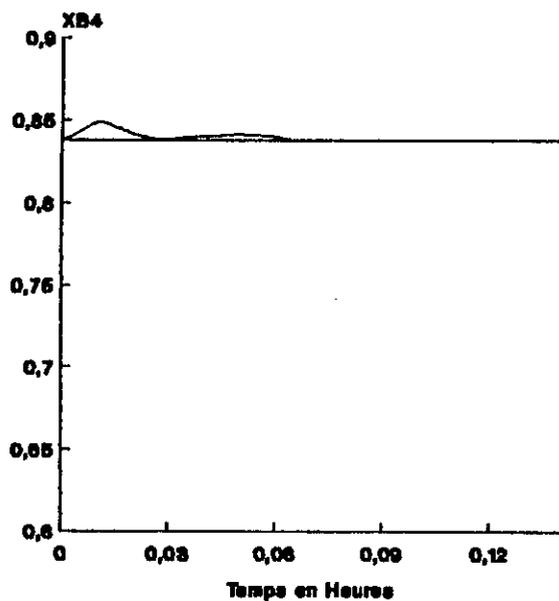
Réponse de XD2 à une Variation de FL de -20% pendant une durée de .01 Heures



— (d)

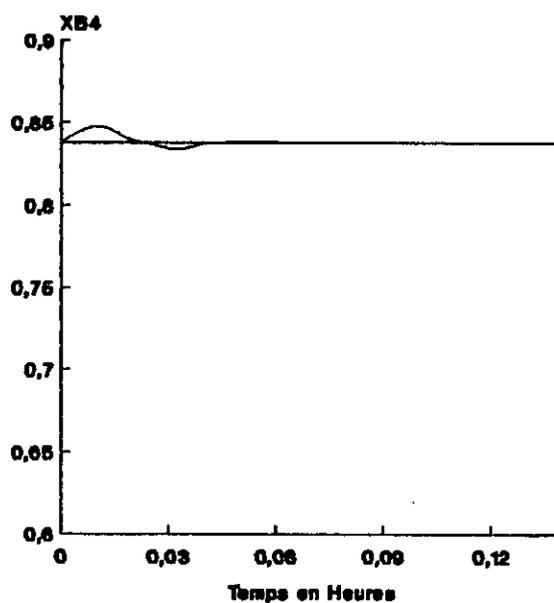
Figure 3.12 Modele des concentrations

Réponse de XB4 à une Variation de TF de -10% pendant une durée de .01 Heure



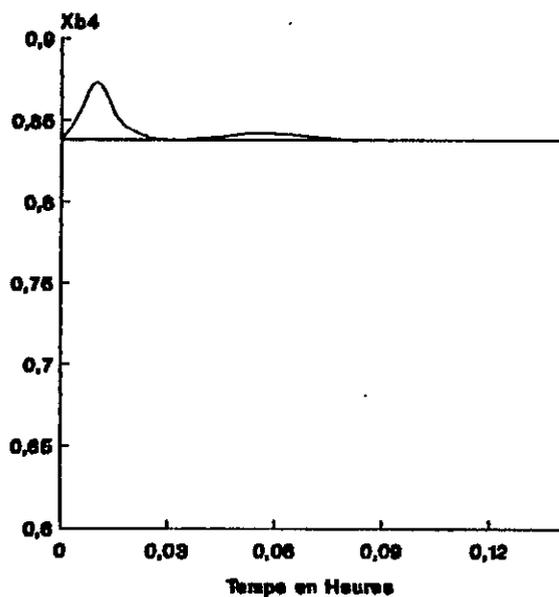
— [a]

Réponse de XB4 à une Variation de TF de 10% pendant une durée de .01 Heure



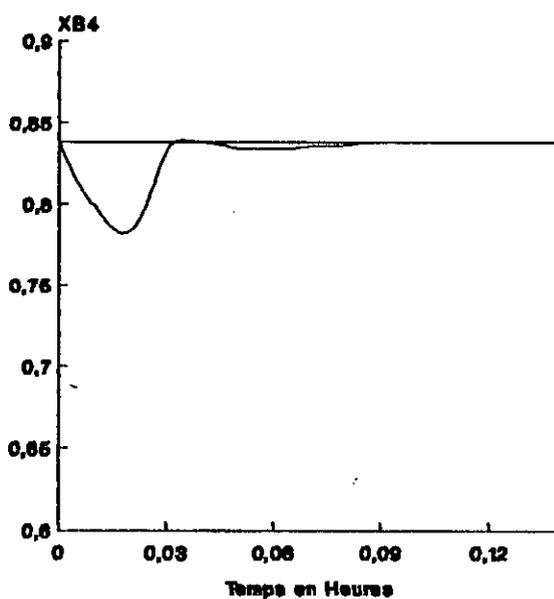
— [b]

Réponse de Xb4 à une Variation de TF de 20% pendant une durée de .01 Heure



— [c]

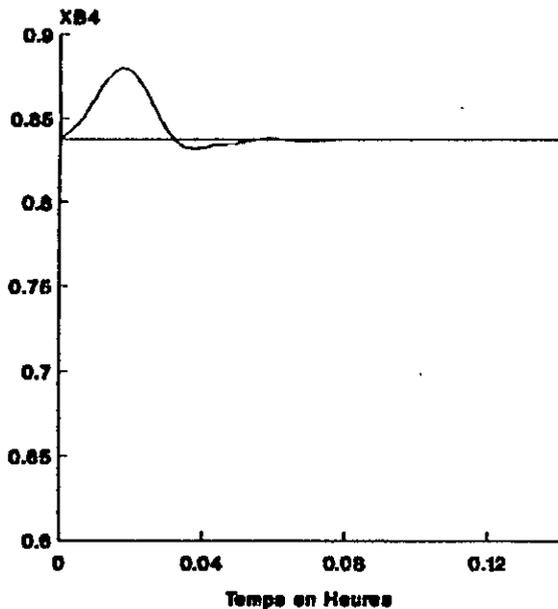
Réponse de Xb4 à une Variation de TF de -20% pendant une durée de .01 Heure



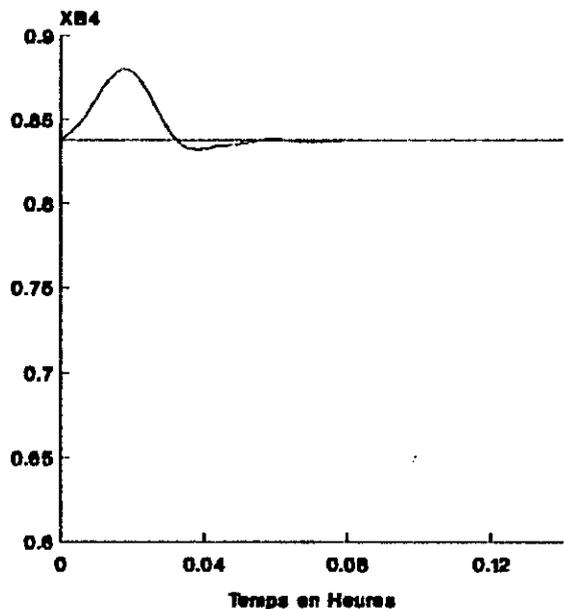
— [d]

Figure 3.13 Modele des concentrations

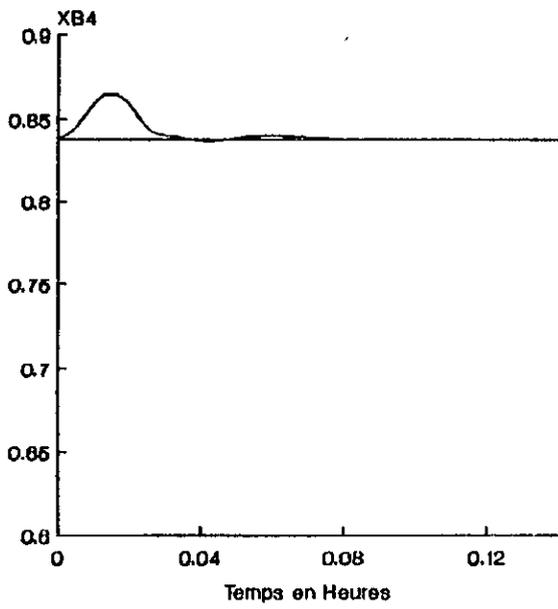
Réponse de XB4 à une Variation de XF2 de 10% pendant une durée de .01 Heure



Réponse de XB4 à une Variation de XF2 de 10% pendant une durée de .01 Heure



Réponse de XB4 à une Variation de XF4 de 10% pendant une durée de .01 Heure



Réponse de Xb4 à une Variation de XF4 de -10% pendant une durée de .01 Heure

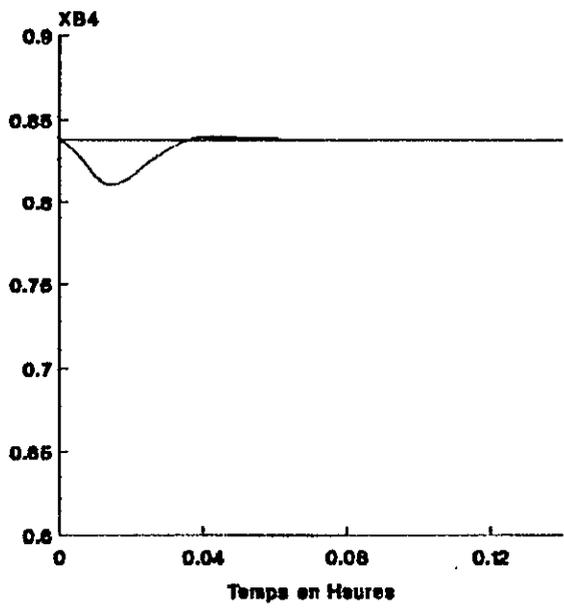
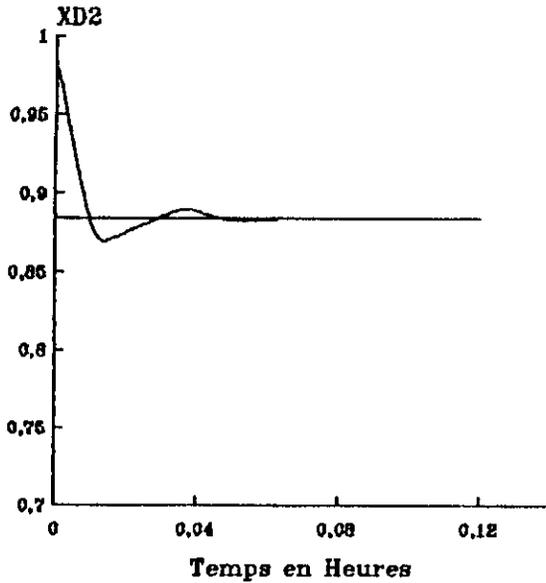


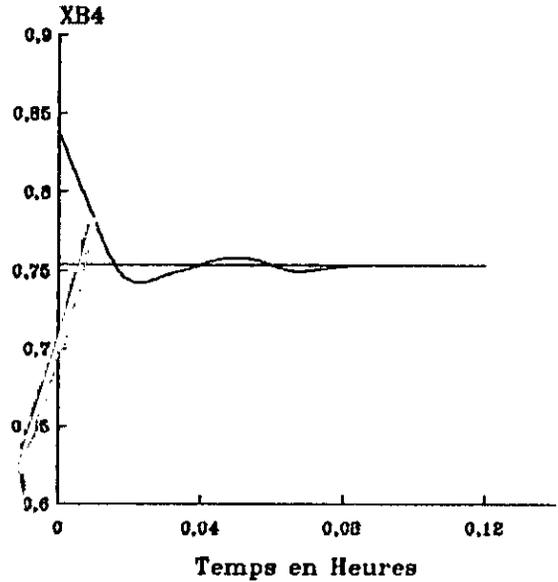
Figure 3.14 Modele des concentrations

Réponse de XD2 à une Variation de consigne de -10%



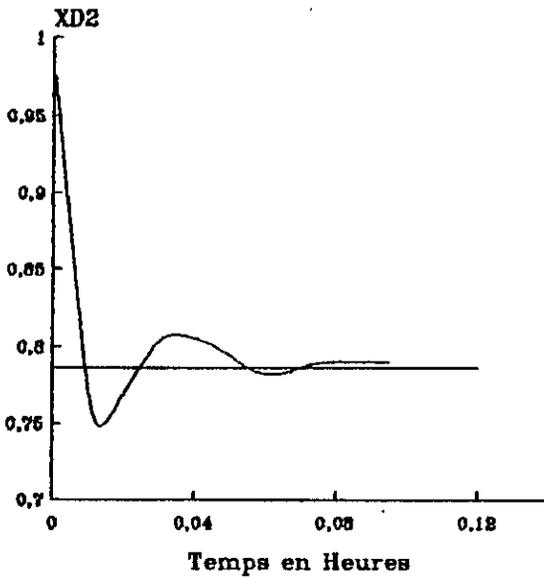
— [a]

Réponse de XB4 à une Variation de consigne de -10%



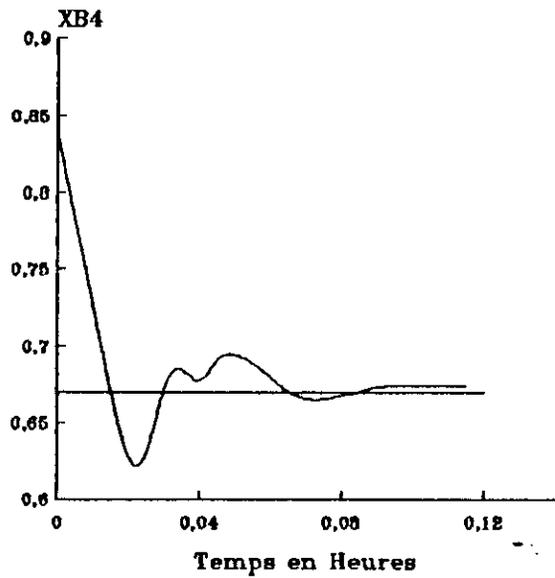
— [b]

Réponse de XD2 à une Variation de consigne de -20%



— [c]

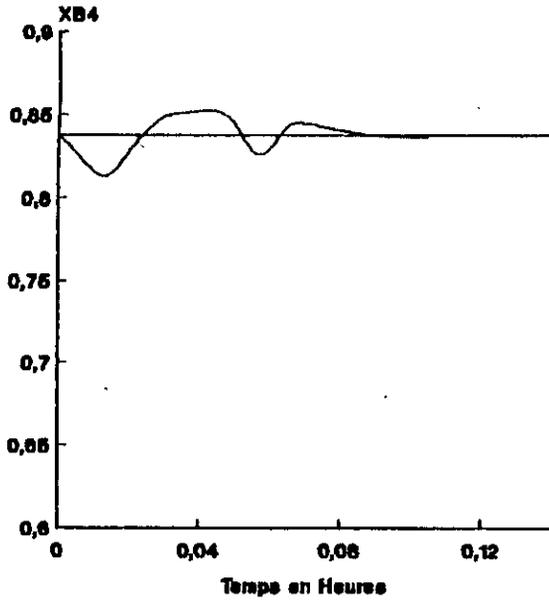
Réponse de XB4 à une Variation de consigne de -20%



— [d]

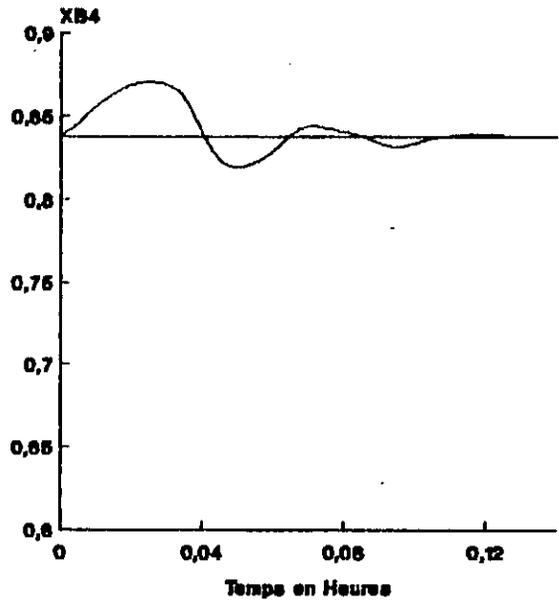
Figure 3.15 Modele des concentrations

Réponse de Xb4 à une Variation de FL de 10% pendant une durée de .01 Heure



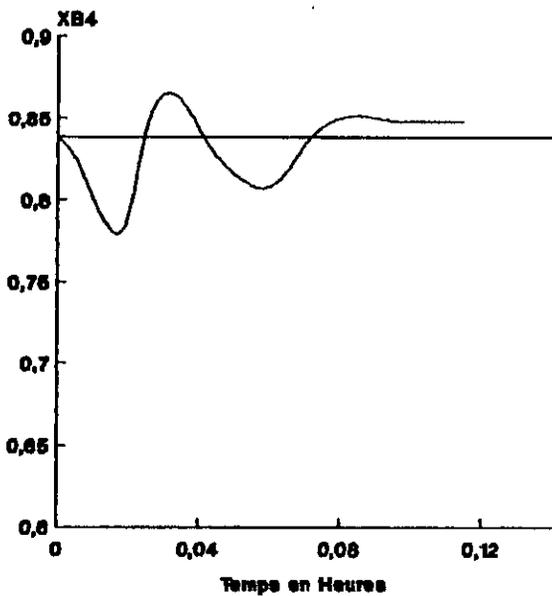
— [a]

Réponse de Xb4 à une Variation de FL de -10% pendant une durée de .01 Heure



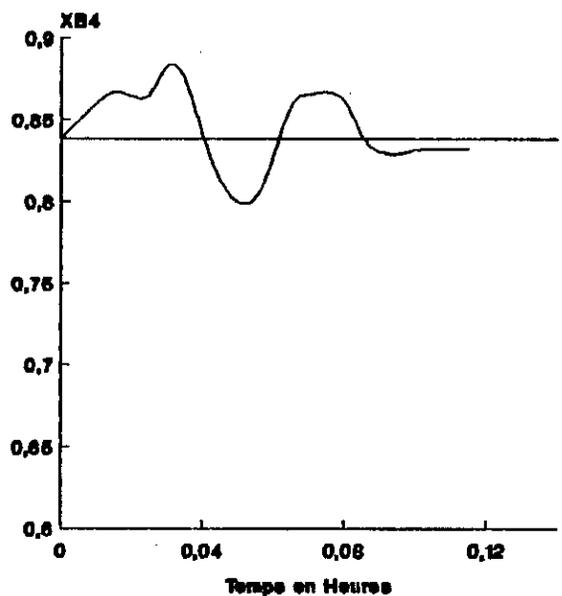
— [b]

Réponse de Xb4 à une Variation de FL de 20% pendant une durée de .01 Heure



— [c]

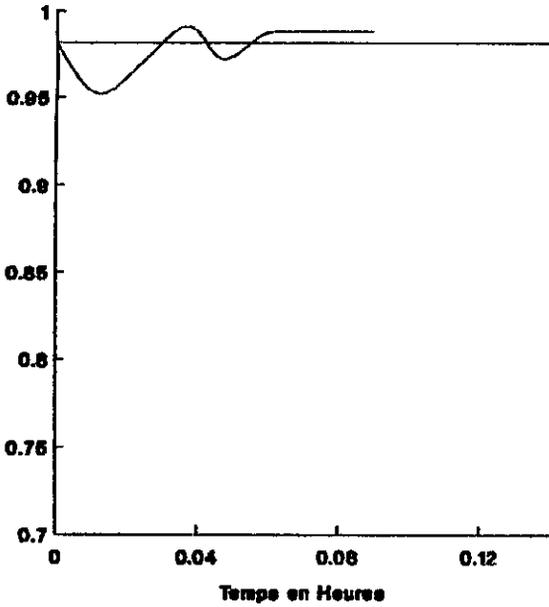
Réponse de Xb4 à une Variation de FL de -20% pendant une durée de .01 Heure



— [d]

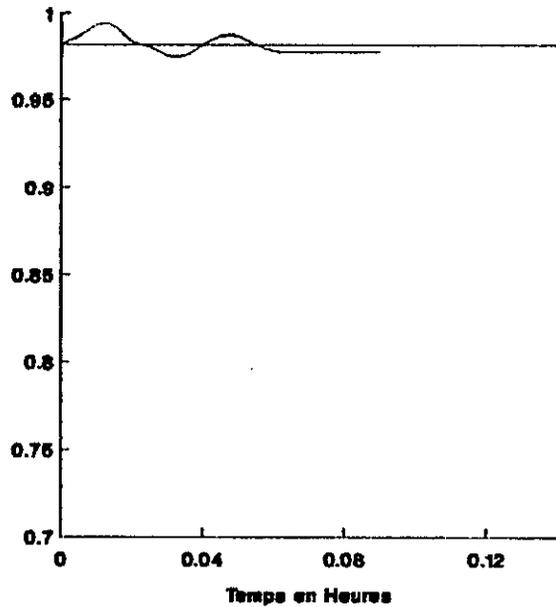
Figure 3.16 Modèle des températures

Réponse de XD2 à une Variation de FL de 10% pendant une durée de 0.01 Heure



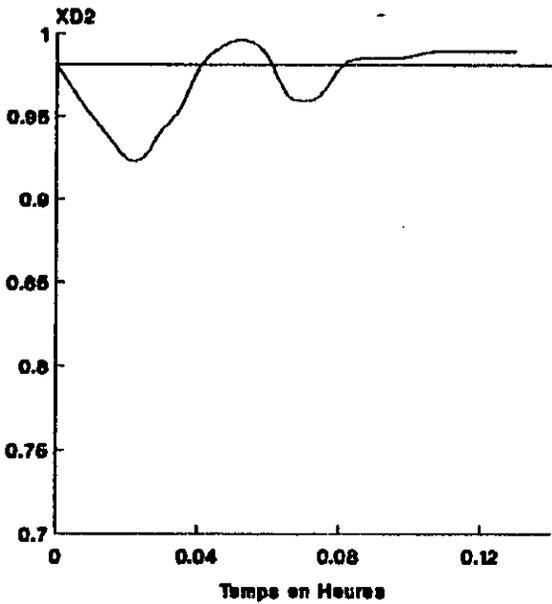
— [a]

Réponse de XD2 à une Variation de FL de -10% pendant une durée de .01 Heure



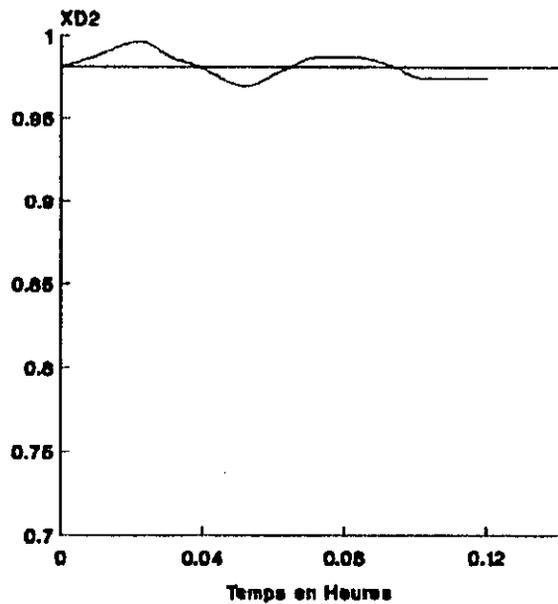
— [b]

Réponse de XD2 à une Variation de FL de 20% pendant une durée de .01 Heure



— [c]

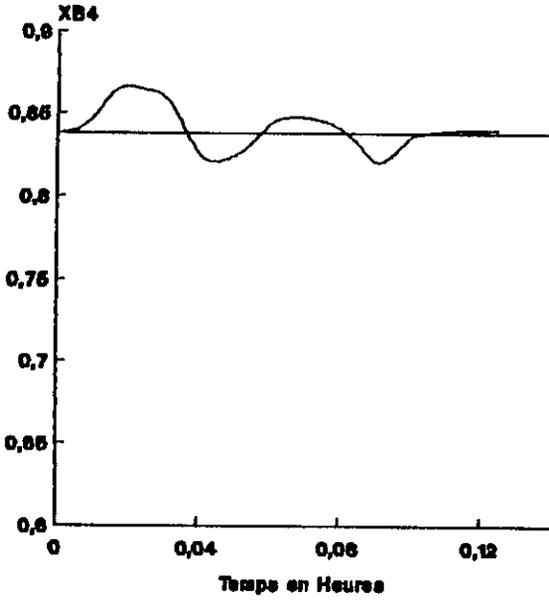
Réponse de XD2 à une Variation de FL de -20% pendant une durée de .01 Heure



— [d]

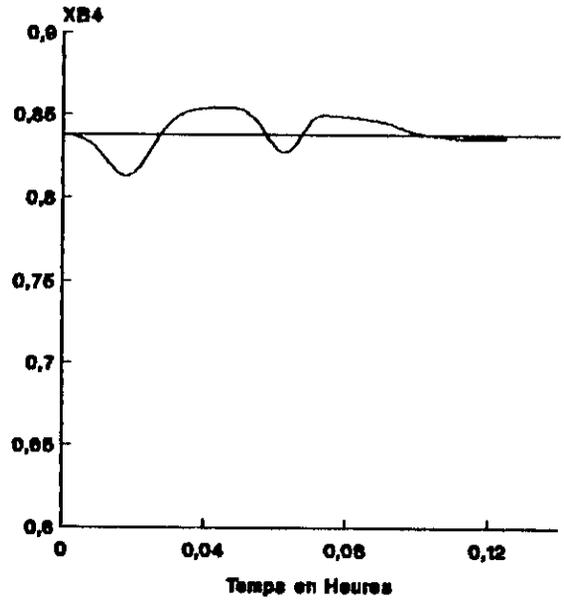
Figure 3.17 Modèle des températures

Réponse de XB4 à une Variation de TF de 10% pendant une durée de .01 Heure



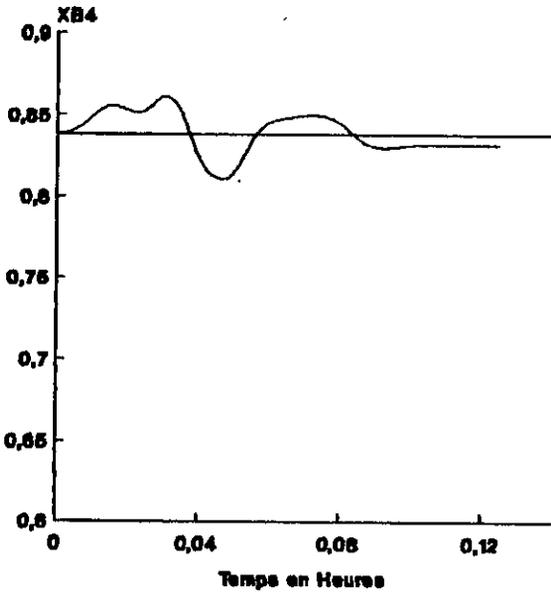
— [a]

Réponse de XB4 à une Variation de TF de -10% pendant une durée de .01 Heure



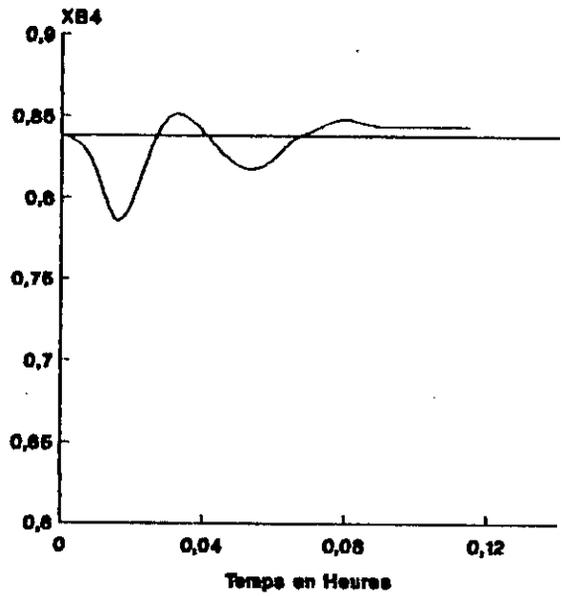
— [b]

Réponse de XB4 à une Variation de TF de 20% pendant une durée de .01 Heure



— [c]

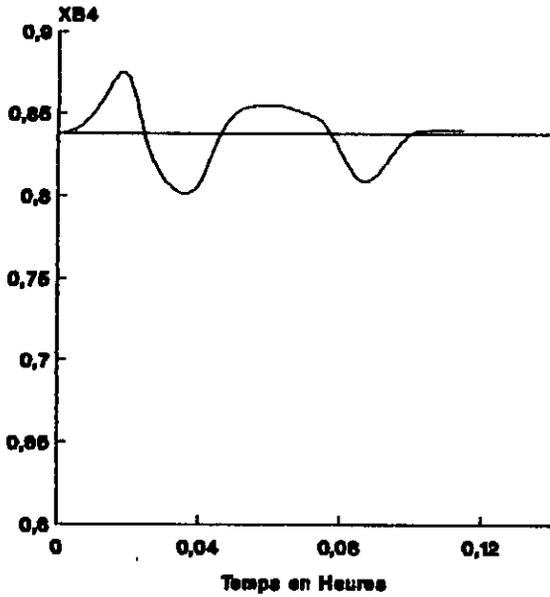
Réponse de XB4 à une Variation de TF de -10% pendant une durée de .01 Heure



— [d]

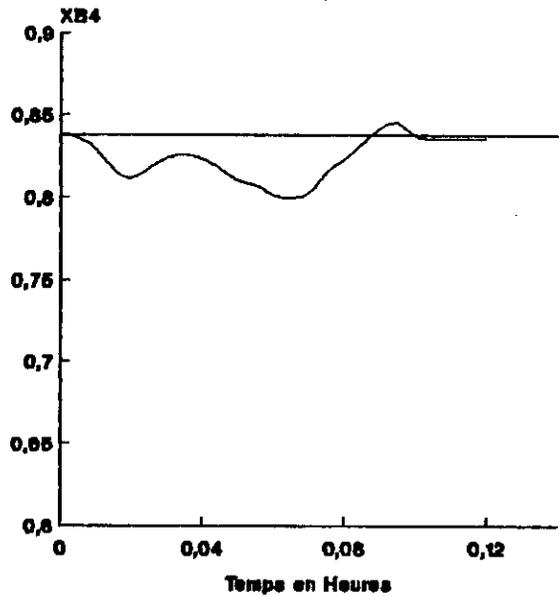
Figure 3.18 Modèle des températures

Réponse de XB4 à une Variation de XF2 de 10% pendant une durée de .01 Heure



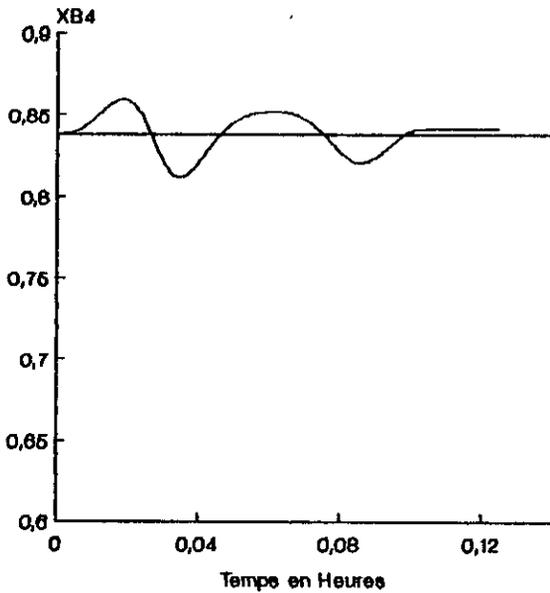
— [a]

Réponse de XB4 à une variation de XF2 de -10% pendant une durée de .01 Heure



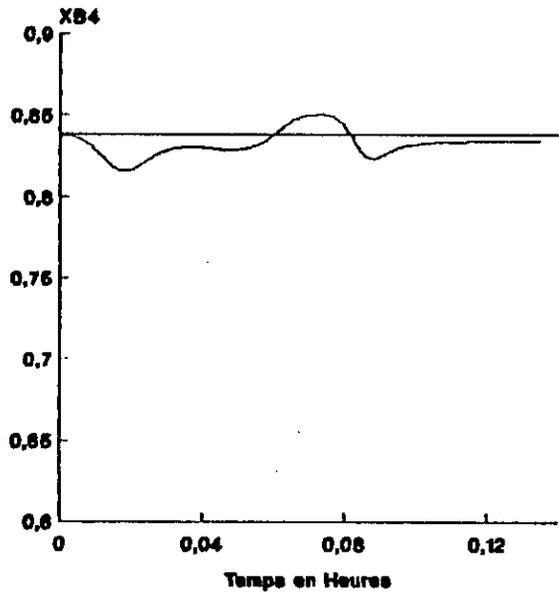
— [b]

Réponse de XB4 à une Variation de XF4 de 10% pendant une durée de .01 Heure



— [c]

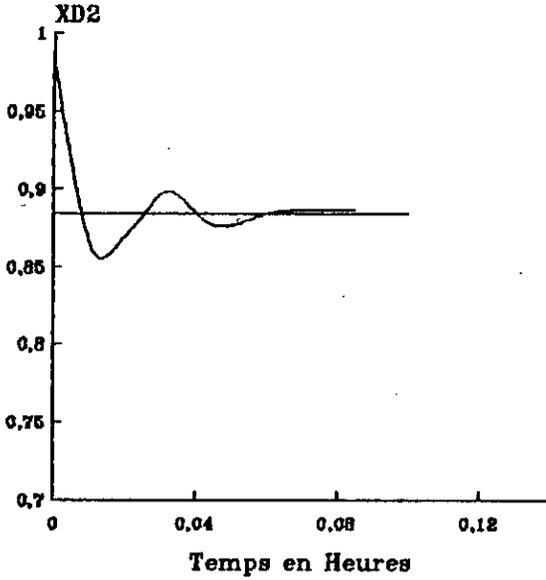
Réponse de XB4 à une Variation de XF4 de -10% pendant une durée de .01 Heure



— [d]

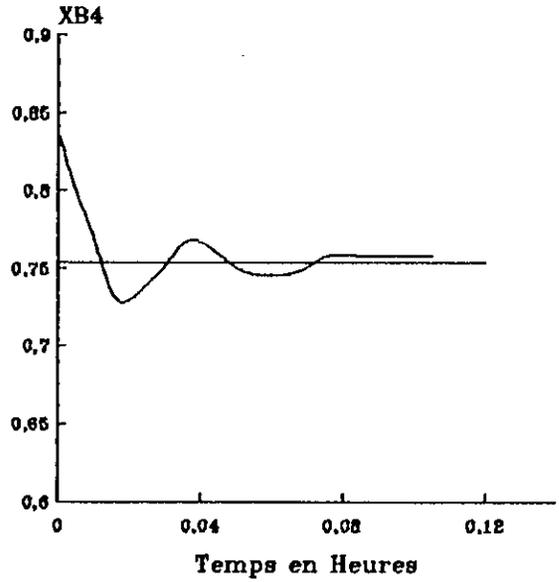
Figure 3.19 Modele des températures

Réponse de XD2 à une Variation de consigne de -10%



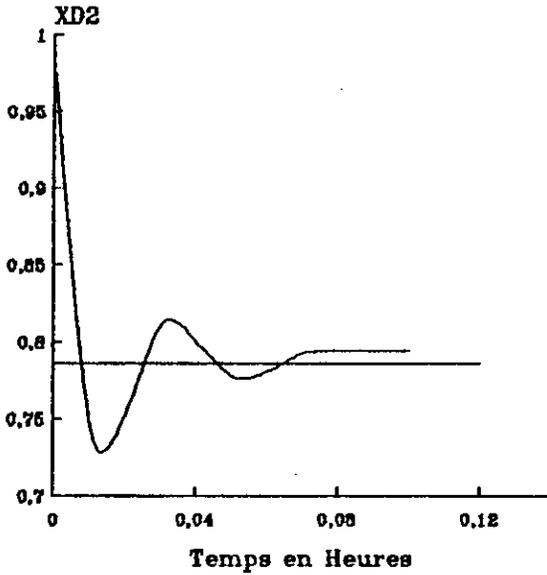
— [a]

Réponse de XB4 à une Variation de consigne de -10%



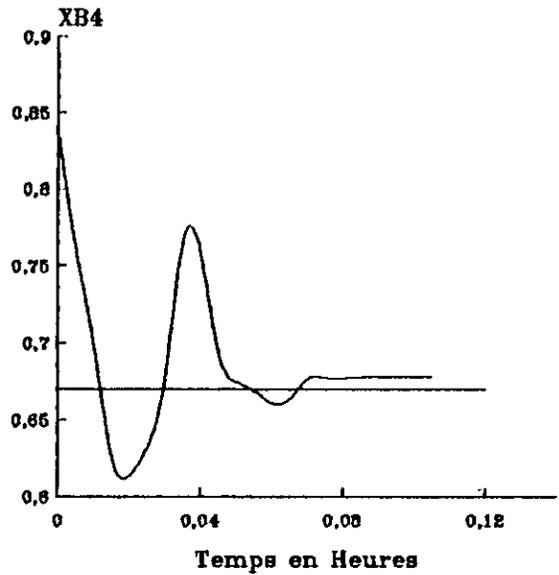
— [b]

Réponse de XD2 à une Variation de consigne de -20%



— [c]

Réponse de XB4 à une Variation de consigne de -20%



— [d]

Figure 3.20 Modèle des températures

Chapitre IV

IV) COMMANDE DE LA COLONNE PAR LA METHODE VARIATIONNELLE

IV-1) METHODE VARIATIONNELLE

La méthode développée dans cette partie est une commande optimale basée sur le calcul variationnelle [3],[28]. Elle se distingue des autres méthodes par son critère d'optimisation qui n'est pas quadratique. Cette technique consiste à trouver une commande vectorielle u^* qui appliquée à l'entrée de notre système dynamique : minimise un critère de la forme :

$$J = \int_0^T (h(\mu) + (\mu')^2) dt \quad (4-1)$$

où :

$$h(\mu) > 0 \quad \mu = 0 ;$$

$$\text{et, } \mu = (Y_0 - C.X)^T \cdot Q \cdot (Y_0 - C.X) ;$$

Q étant une matrice symétrique définie et positive tandis que X, Y, Y_0 représentent respectivement: le vecteur d'état du système non linéaire, la sortie du système, et la trajectoire de sortie à poursuivre. Le système à régler est régi par des équations de la forme :

$$X' = f(X, U, t)$$

(4-2)

$$Y = C.X$$

Le paramètre μ représente donc une mesure de la distance entre les sorties réelles et les sorties désirées, tandis que $h(\mu)$ est la fonction de pénalisation de cette distance d'erreur.

Nous remarquons que : $\mu' = 2 \cdot (Y_0 - C \cdot X)^T \cdot Q \cdot (Y'_0 - C \cdot X')$

D'où , $\frac{1}{2} \cdot \mu' = -(Y_0 - C \cdot X)^T \cdot Q \cdot C \cdot f(X, U) + (Y_0 - C \cdot X)^T \cdot Q \cdot Y'_0$

En remplaçant μ' par son expression (4-7), nous obtenons la condition nécessaire d'optimalité :

$$\pm \frac{1}{2} \sqrt{(h(\mu) + K)} = - (Y_0 - C \cdot X)^T \cdot Q \cdot C \cdot f(X, U) + (Y_0 - C \cdot X)^T \cdot Q \cdot Y'_0 \quad (4-11)$$

L'indétermination du signe est levée par l'examen de la stabilité du système : μ peut être considérée comme une fonction de Liapunov, alors le signe "-" s'impose, au moins localement [26],[28].

Afin d'arriver à des solutions analytiques, nous nous intéressons à un type particulier de systèmes non-linéaires dont les équations peuvent se mettre sous la forme [4],[28].

$$f(X, U) = g(X) + B(X) \cdot U \quad (4-12)$$

l'équation (4-11) devient alors :

$$- \frac{1}{2} \sqrt{(h(\mu) + K)} = - (Y_0 - C \cdot X)^T \cdot Q \cdot C \cdot g(X) - (Y_0 - C \cdot X)^T \cdot Q \cdot C \cdot B(X) \cdot U + (Y_0 - C \cdot X)^T \cdot Q \cdot Y'_0 \quad (4-13)$$

Ainsi nous pouvons tirer l'expression analytique de la commande optimale :

$$U^*_{1} = |C \cdot B(X)|^{-1} \cdot (Y_0 - C \cdot X) \cdot \left\{ \frac{(Y_0 - C \cdot X)^T \cdot Q \cdot Y'_0 - (Y_0 - C \cdot X)^T \cdot Q \cdot C \cdot g(X)}{\mu} + \frac{\sqrt{(h(\mu) + K)}}{2\mu} \right\} \quad (4-14)$$

or, dans un espace de dimension finie, toutes les normes sont équivalentes. Prenons la trace comme norme :

$$\begin{aligned} \|(Y_0 - C.X).(Y_0 - C.X)^T.Q\| &= \text{trace} [(Y_0 - C.X).(Y_0 - C.X)^T.Q] \\ &= \mu \end{aligned} \quad (4-19)$$

On en déduit donc que :

$$\begin{aligned} \left\| \begin{array}{l} U^*_1 \\ (Y_0 - C.X) \rightarrow 0 \\ Y'_0 = 0 \end{array} \right\| &\leq \left\| [C.B(X)]^{-1} \right\| \cdot \left\| -C.g(X) \right\| \end{aligned} \quad (4-20)$$

Les deux commandes optimales U^*_1 et U^*_2 s'avèrent donc comparables au sens des normes autour d'un point stable. Nous allons quand même donner une préférence à la loi optimale U^*_1 car elle demande moins de calcul : elle ne nécessite pas le calcul de la matrice $(Y_0 - C.X).(Y_0 - C.X)^T . Q/\mu$

IV-2) APPLICATION A LA COLONNE A DISTILLER :

Rappelons l'expression de la commande donnée par l'équation (4-15)

$$U^*_1 = [C.B(X)]^{-1} \cdot [Y'_0 - C.g(X) + \frac{1}{2} \frac{\sqrt{h(\mu) + K}}{\mu} (Y_0 - CX)]$$

On prendra $h(\mu) = \mu^2$ $K = 0$

Pour notre problème on a une colonne à composante multiples (05 constituants), chaque constituant étant représenté par une équation d'état.

Dans cette colonne, on s'intéresse à la commande du constituant clé lourd X_{B4} et du constituant clé léger X_{D2} .

De plus dans l'équation (4-14) on a $Y_o = X_{B3}$ (variable de commande) qui est constante donc on aura $Y'_o = 0$.

On aura aussi $C.X$ qui sera égale à X_{B4} .

Donc finalement on aura :

$$U = QB = [-g_o(X) + 0.5.(X_{B3} - X_{B4})] / B_o(X)$$

D'où la valeur de la variable de controle :

$$QB = \frac{-151.039 * X_{1,4} + 210.665 * X_{B4} + 0.5 * (X_{B3} - X_{B4})}{20.208 * X_{B4}} \quad (4-24)$$

IV-2-2) COMMANDE DE LA CONCENTRATION X_{D2} :

Des équations (1-16), (1-17), (1-18), on obtient :

$$X'_{D2} = (V_{NT,2} * Y_{NT,2} - DV * Y_{D2} - (R+DL) * X_{D2}) / MD \quad (4-25)$$

$$V_{NT,2} = (HLD * R + HV_{NTM1} * V_{NTM1} - H_{LNT} * L_{NT}) / HV_{NT} \quad (4-26)$$

$$R+DL = V_{NT} - DV \quad (4-27)$$

Finalement, on trouve :

$$X'_{D2} = 106.203 * Y_{NT,2} - 106.256 * X_{D2} + [0.037 * X_{NT,2} - 0.042 * X_{D2}] * R \quad (4-28)$$

avec $g(X) = 106.203 * Y_{NT,2} - 106.256 * X_{D2}$

$$b(X) = (0.0037 * X_{NT,2} - 0.042 * X_{D2})$$

$$U = R$$

D'où la valeur de la variable de commande R :

$$R = \frac{-106.203 * X_{NT,2} + 106.256 * X_{D2} + 0.5 * (X_{D1} - X_{D2})}{[0.037 * X_{NT,2} - 0.042 * X_{D2}]} \quad (4-29)$$

Remarque : Pour le cas des variations de consigne , on sera confronté à un problème de poursuite. On choisira alors une trajectoire de la forme $Y_0 = Ke^{-t/\tau}$; Et il ne nous restera plus qu'à remplacer Y_0 et Y_0 par leur valeurs dans l'équation (4-15) lors du calcul des commandes QB et R.

IV-2-3) ESSAIS DE SIMULATION :

Lors de nos essais de simulations, nous utilisons les travaux de simulation du fonctionnement réel de la colonne munie de la commande variationnelle, afin de pouvoir comparer les résultats des essais de simulation effectués dans les mêmes conditions que les deux réglages précédents.

Il est simulé donc les réponses aux variations des différentes perturbations :

- du débit d'alimentation FL de 10%, -10%, 20%, -20%, 40%, -40% (Figure 4.1 ,4.2)
- des concentrations XF2 et XF4 de 10%, -10% (Figure 4.4)
- de la température d'alimentation TF 10%, -10% (Figure 4.3)

et les réponses aux variations de consignes (Figure 4.5)

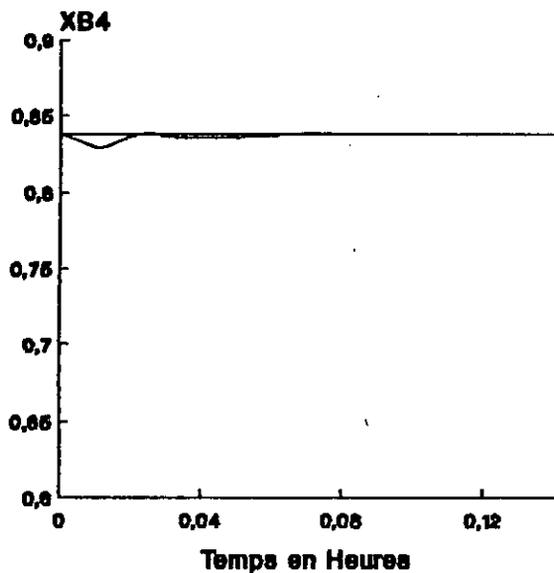
L'analyse des résultats obtenus par la commande variationnelle nous permet de constater :

- l'existence toujours de la dyssimétrie de fonctionnement,
- des réponses très satisfaisantes lors des variations de consignes,
- des réponses très satisfaisantes lors des variations de perturbations,

Il est aussi important de constater que cette dernière technique permet d'assurer un très bon réglage aussi bien pour les petites variations que pour les grandes variations (jusqu' à 40% Figure 4.2)

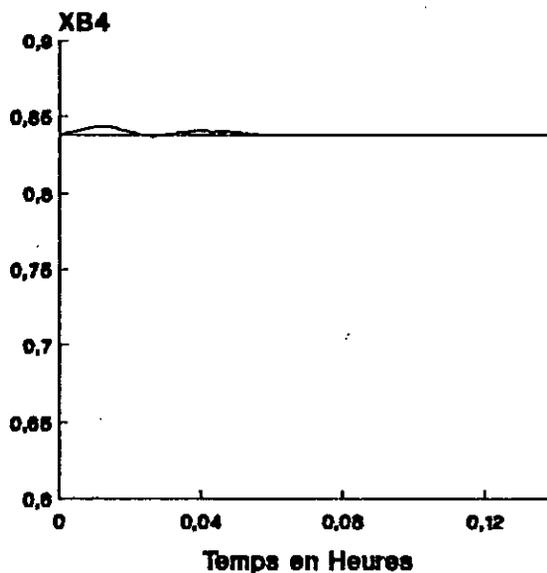
Les résultats montrent aussi que la commande par la méthode variationnelle permet d'améliorer les performances. En effet les dépassements sont plus faibles, la rapidité est meilleure (temps de réponse), et l'écart de réglage est éliminé même pour les grandes variations de consigne et de perturbations.

Réponse de XB4 à une Variation de FL de 10% pendant une durée de .01 Heure



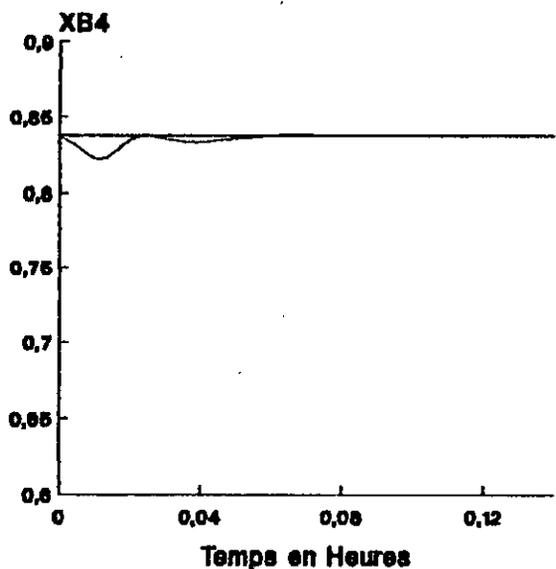
— (a)

Réponse de XB4 à une Variation de FL de -10% pendant une durée de .01 Heure



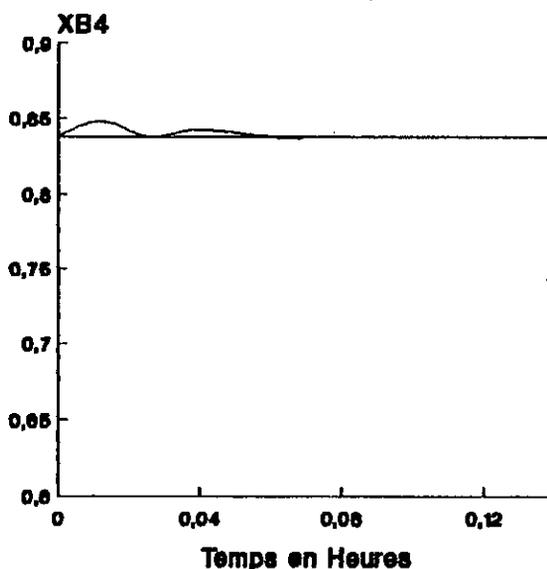
— (b)

Réponse de XB4 à une Variation de FL de 20% pendant une durée de .01 Heure



— (c)

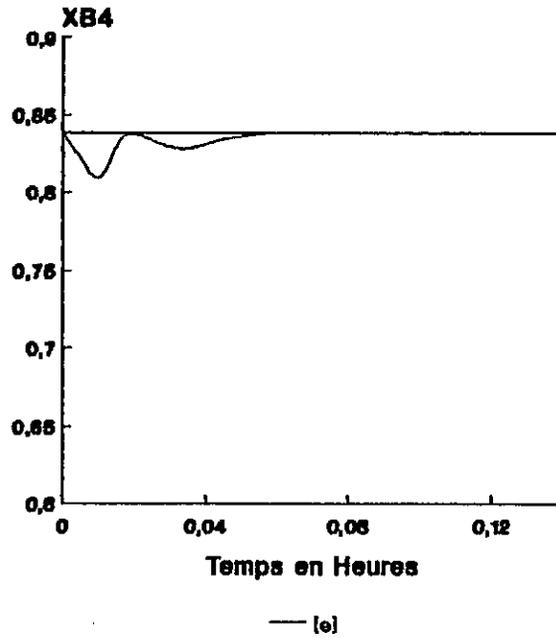
Réponse de XB4 à une Variation de FL de -20% pendant une durée de .01 Heure



— (d)

Figure 4.1 Méthode variationnelle

Réponse de XB4 à une Variation de FL de 40 % pendant une durée de .01 Heure



Réponse de XB4 à une Variation de FL de -40% pendant une durée de .01 Heure

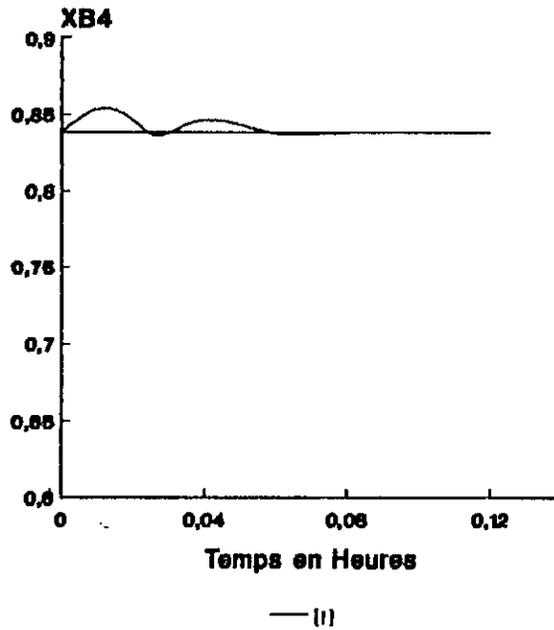
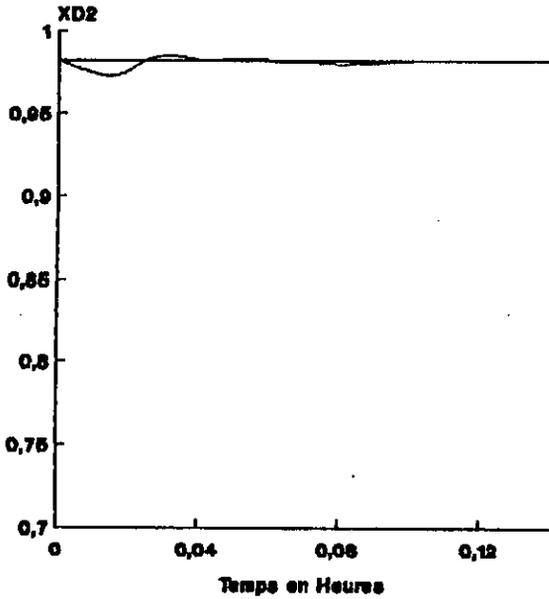


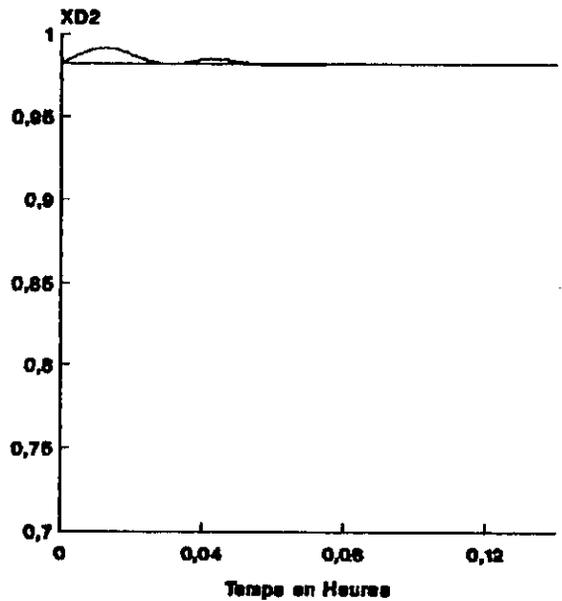
Figure 4.2 Méthode variationnelle suite

Réponse de XD2 à une Variation de FL de 10% pendant une durée de .01 Heure



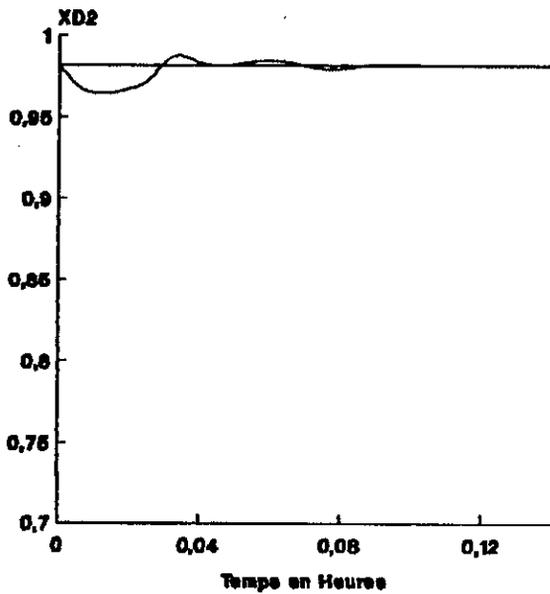
— [a]

Réponse de XD2 à une Variation de FL de -10% pendant une durée de .01 Heure



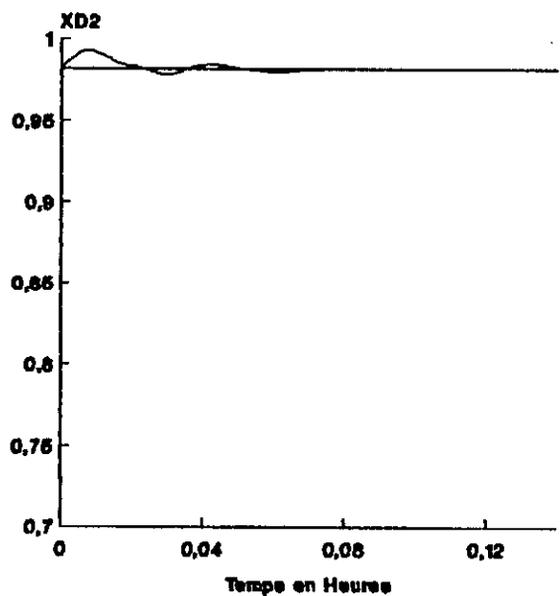
— [b]

Réponse de XD2 à une Variation de FL de 20% pendant une durée de .01 Heure



— [c]

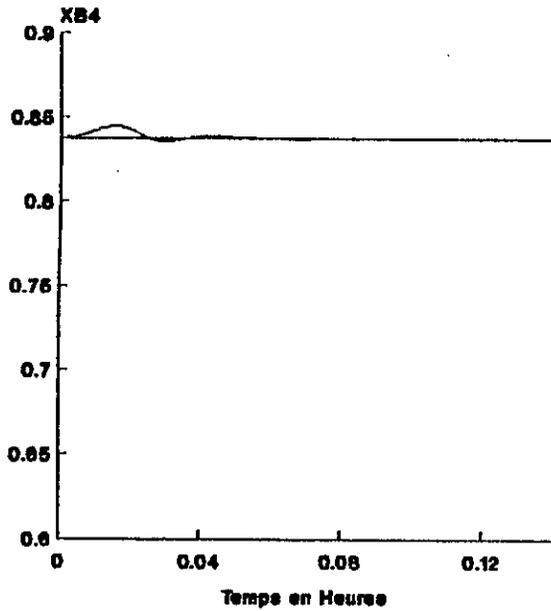
Réponse de XD2 à une Variation de FL de -20% pendant une durée de .01 Heure



— [d]

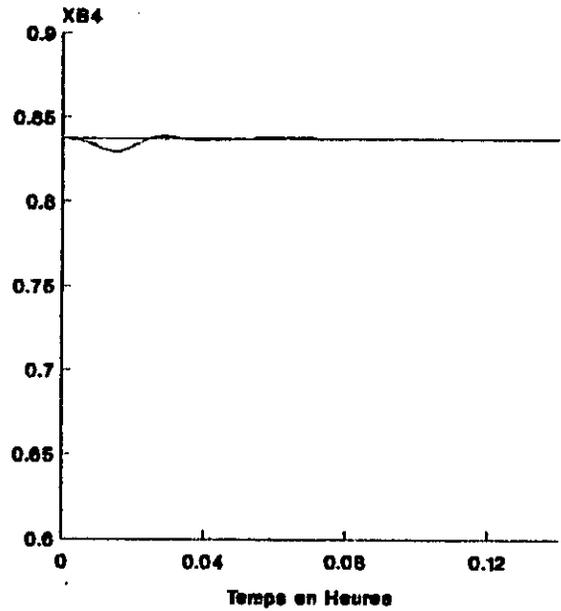
Figure 4.3 Méthode variationnelle

Réponse de XB4 à une Variation de TF de 10% pendant une durée de .01 Heure



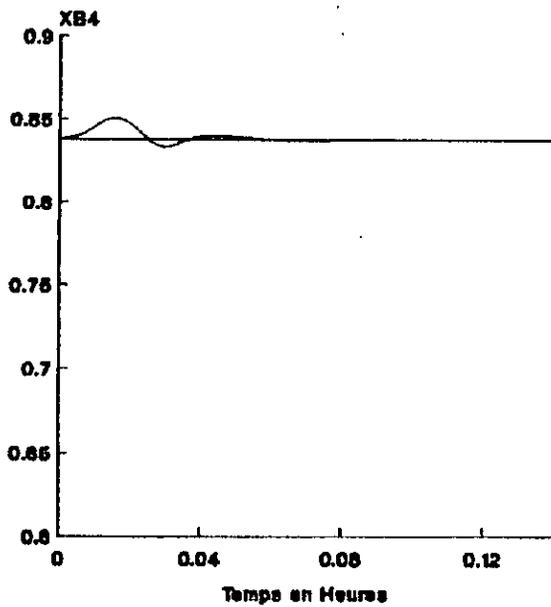
(a)

Réponse de XB4 à une Variation de TF de -10% pendant une durée de .01 Heure



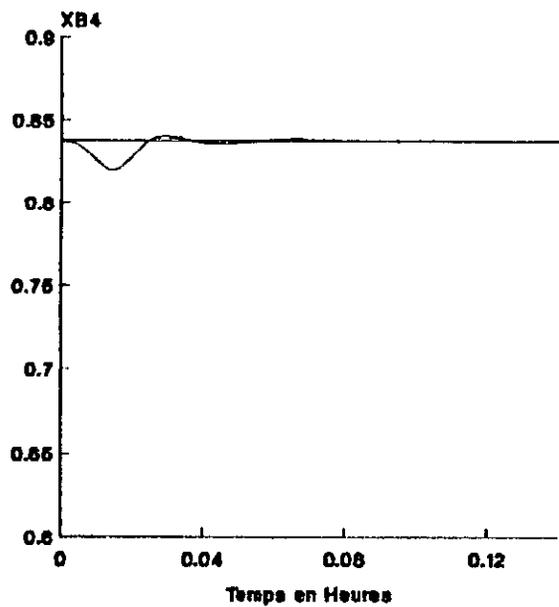
(b)

Réponse de XB4 à une Variation de TF de 20% pendant une durée de .01 Heure



(c)

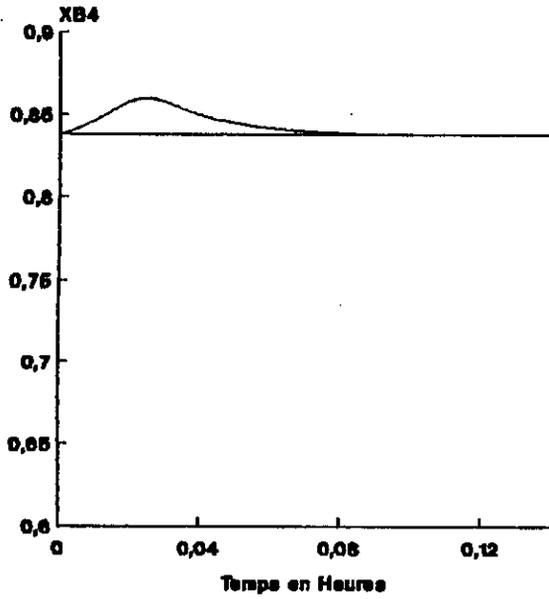
Réponse de XB4 à une Variation de TF de -20% pendant une durée de .01 Heure



(d)

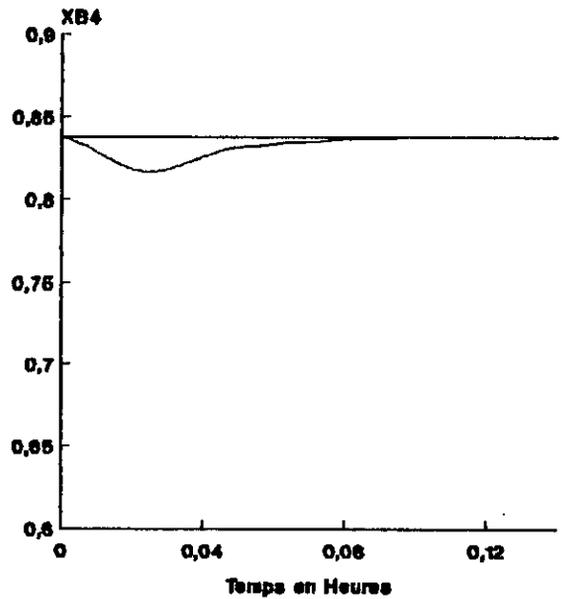
Figure 4.4 Méthode variationnelle

Réponse de XB4 à une Variation de XF2 de 10% pendant une durée de .01 Heure



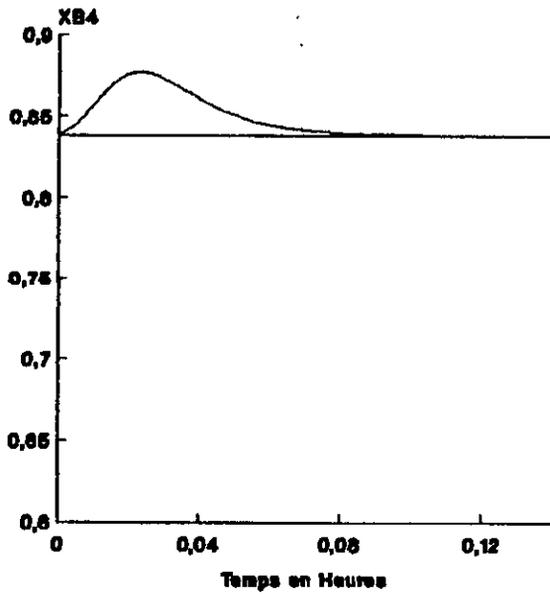
— [a]

Réponse de XB4 à une Variation de XF2 de -10% pendant une durée de .01 Heure



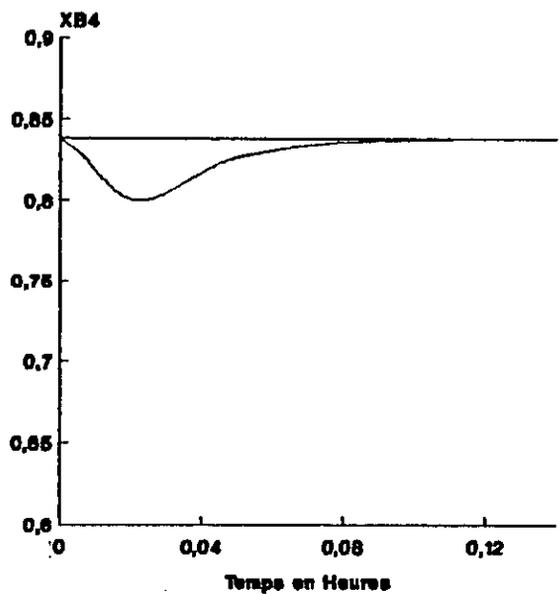
— [b]

Réponse de XB4 à une variation de XF4 de 10% pendant une durée de .01 Heure



— [c]

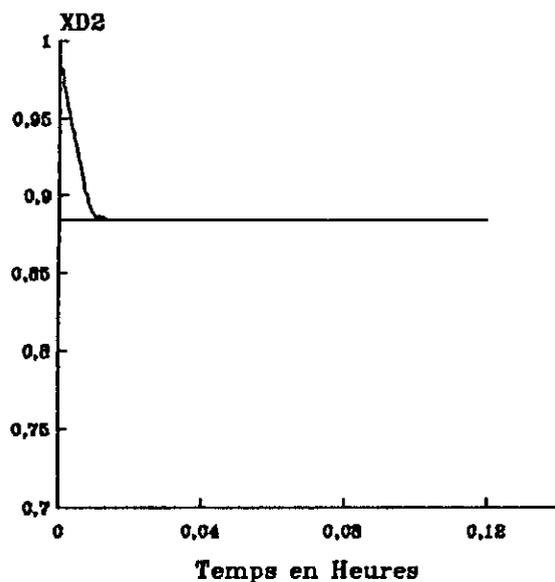
Réponse de XB4 à une Variation de XF4 de -10% pendant une durée de .01 Heure



— [d]

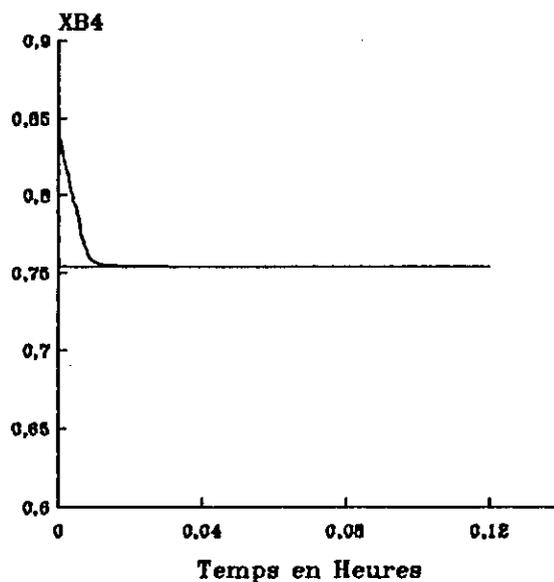
Figure 4.5 Méthode variationnelle

Réponse de XD2 à une Variation de consigne de -10%



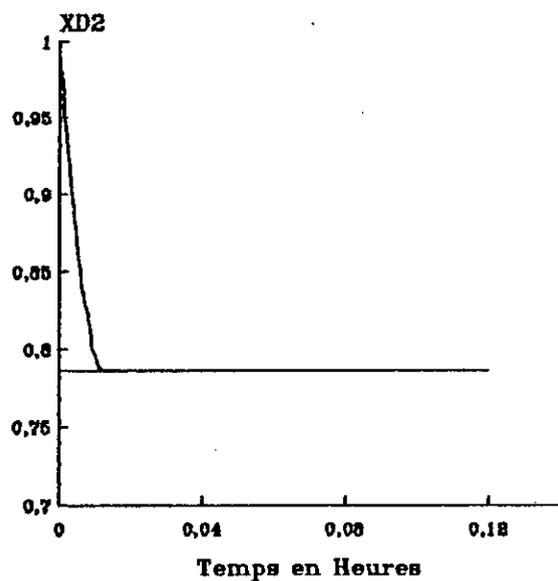
[a]

Réponse de XB4 à une Variation de consigne de -10%



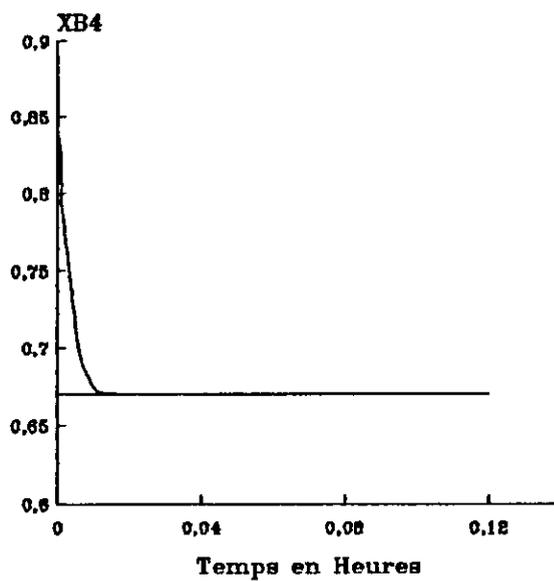
[b]

Réponse de XD2 à une Variation de consigne de -20%



[c]

Réponse de XB4 à une Variation de consigne de -20%



[d]

Figure 4.6 Méthode variationnelle

V - CONCLUSION

Contrairement à la colonne de distillation binaire qui a fait l'objet d'un grand nombre de travaux, la colonne à multicomposants reste insuffisamment étudiée. Par ces travaux de simulation, nous avons abordé la commande d'une colonne de distillation à composants multiples. Ainsi, nous avons appliqué trois types de commandes; d'une part par deux méthodes basées sur les modèles de représentation linéaires: modèle des concentrations et modèle des températures; et d'autre part par une méthode non-linéaire: la méthode variationnelle.

L'analyse des résultats de simulation montre que les réglages par les modèles des concentrations et des températures donnent des performances acceptables aussi bien lors des variations des consignes que des perturbations. Ces résultats sont très satisfaisants lors de petites variations; mais lors de grandes variations les performances se détériorent particulièrement dans le cas de la commande des températures.

Dans le cas des colonnes à distiller binaires, les deux types de commande présentent des résultats très voisins. Nous avons montré, dans le cas des colonnes à composants multiples, que la commande des concentrations assure de meilleures performances que celle de la commande des températures. Néanmoins, la commande des concentrations nécessite l'utilisation de capteurs de concentration qui sont d'une réalisation pratique délicate et coûteuse.

Il apparaît aussi de nos résultats de simulation que le réglage par la méthode variationnelle présente des résultats très

ANNEXE A

Au cours de l'élaboration du modèle mathématique de la colonne nous sommes amenés à utiliser une représentation des phénomènes physiques de base apparaissant au niveau de chaque plateau, c'est-à-dire l'équilibre liquide-vapeur. De plus les bilans enthalpiques nécessitent la connaissance de l'enthalpie des phases en présence. Il est donc indispensable de disposer d'un modèle des propriétés thermodynamiques du mélange distillé.

L'étude complète de ces propriétés et de leur représentation n'entre pas dans le cadre du travail présenté. Nous nous bornerons donc à rappeler les méthodes d'approche généralement utilisées pour l'élaboration des modèles thermodynamiques.

1) EQUILIBRES LIQUIDES-VAPEURS

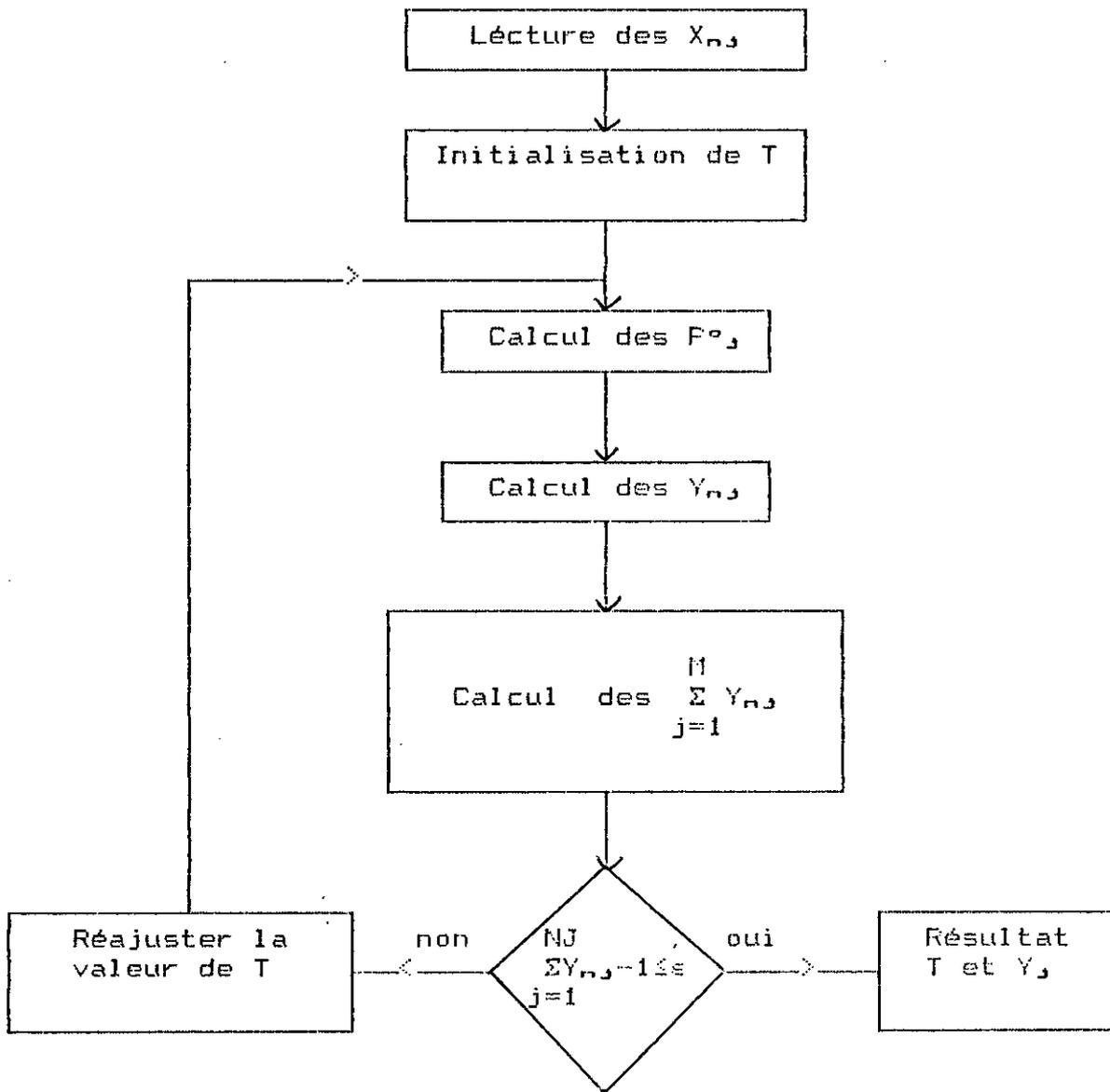
Le problème le plus commun est le calcul de la température d'ébullition : à savoir connaissant la pression P d'un système et la composition de la phase liquide, on cherche à déterminer la température du système et la composition de la phase vapeur.

Ici le système sera représenté par un plateau de la colonne

Vu leurs complexité, ce genre de problème fait appel généralement à des méthodes de calcul itératives [3],[16]

La méthode de calcul est la suivante :

ORGANIGRAME DE CALCUL DE LA TEMPERATURE D'EBULITION



Pour réajuster la valeur de T (déterminer une autre valeur de T).
On utilise la méthode de NEWTON [16], [18]

Pour cela, on définit la fonction $f(T) = P_e - P$ et on déterminera la valeur de T qui vérifie la condition $f(T) = 0$, la résolution de cette équation se fera par la méthode de Newton :

$$T_n = T_a - \frac{f(T_a)}{f'(T_a)}$$

Dans notre programme, la subroutine TEMP montre le déroulement des calculs.

Remarque :

Dans la pratique, l'équilibre liquide vapeur n'étant jamais atteint on utilise alors pour décrire le comportement réel des plateaux un coefficient d'efficacité dit coefficient de MURPRHEE [31] donné par :

$$EFF = \frac{Y_{n,j} - Y_{n-1,j}}{YY_{n,j} - Y_{n-1,j}}$$

$YY_{n,j}$: Fraction de vapeur du constituant j en équilibre de phase avec sa fraction liquide $X_{n,j}$

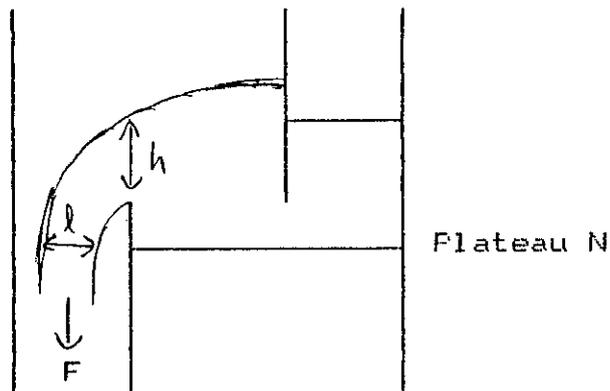
$Y_{n,j}$: fraction de vapeur sortant du plateau n

$Y_{n-1,j}$: fraction de vapeur entrant au plateau n

EFF : Coefficient de MURPRHEE

2) EQUATION DE MOUVEMENT

Les débits liquides sont calculés à partir de l'équation de Francis [6].



$$F = 3.33 l (h)^{3/2}$$

F = Débit

h : hauteur du débordement

l : épaisseur du débordement

Cette équation est aussi utilisée pour calculer l'accumulation liquide M_n sur chaque plateau.

Cette équation apparaît au niveau du programme principal lors du calcul de l'accumulation du liquide M_n au niveau de chaque plateau. Elle apparaît aussi au niveau de la sous-routine DEBIT qui est utilisée lors du calcul des débits L_n .

3) ENTHALPIES DES PHASES LIQUIDES ET VAPEURS DU MELANGE DISTILLE

Nous cherchons à obtenir la valeur de l'Enthalpie molaire de chaque phase liquide ou vapeur, connaissant la température, pression et la composition. On aura donc :

$$HL = f(P, T, X_j)$$

$$HV = f(P, T, Y_j)$$

P : pression

T : température

X_j, Y_j : compositions liquide et vapeur

HL, HV : enthalpies liquide et vapeur

Dans le cas des solutions liquides et vapeurs idéales la thermodynamique nous permet d'utiliser des relations simples données par :

$$HL = \sum_{j=1}^{NJ} CL_j \cdot (T - T_{ref}) \cdot M_j \cdot X_j$$

$$HV = \sum_{j=1}^{NJ} CV_j \cdot (T - T_{ref}) \cdot M_j \cdot Y_j$$

$$HVAP = (CV_j - CL_j) \cdot BPT$$

X_j : fraction molaire du composant j dans la phase liquide du plateau n

- Y_j : fraction molaire du composant j dans la phase vapeur du plateau n
- M_j : masse moléculaire
- T : température
- BPT : température d'ébullition
- HVAP : Enthalpie de vaporisation molaire
- CV : capacité calorifique de la composition vapeur
- CL : Capacité calorifique de la composition liquide
- HL : Enthalpie liquide
- HV : Enthalpie vapeur
- T_{ref} : Température de référence nulle pour notre étude

NOTATION

BPT	: Température d'ébullition du composant J	°F
DL	: Débit molaire de soutirage liquide de tête de colonne	moles/h
DM(N)	: Variation de l'accumulation molaire M(N)	
DX(N,J)	: Variation de la fraction molaire X(N,J)	
DS	: Diamètre de la colonne dans la zone d'épuisement	in
DR	: Diamètre de la colonne dans la zone de rectification	in
DV	: Débit molaire de soutirage gazeux de tête de colonne	moles/h
EFF	: Coefficient de MURPHEE	
FL	: Débit liquide de charge de la colonne	moles/h
FV	: Débit vapeur de charge de la colonne	moles/h
HCAPL(J)	: Capacité calorifique du composant J en phase liquide	Btu/lbm°F
HCAV(J)	: Capacité calorifique du composant J en phase vapeur	Btu/lbm°F
HVAP(J)	: Enthalpie de vaporisation molaire du composant J à la température d'ébullition	Btu/lbm
HVB	: Enthalpie vapeur au niveau du rebouilleur	Btu/lbm
HLB	: Enthalpie liquide au niveau du rebouilleur	Btu/lbm
HL(N)	: Enthalpie liquide quittant le plateau N	Btu/lbm
HV(N)	: Enthalpie vapeur quittant le plateau N	Btu/lbm
HVD	: Enthalpie vapeur au niveau du condenseur	Btu/lbm
HLD	: Enthalpie liquide au niveau du condenseur	Btu/lbm
J	: Numéro du composant J	
K(N,J)	: Coefficient d'équilibre du composant J sur le plateau N	
KCD	: Constante proportionnelle du régulateur au niveau du condenseur	
KCB	: Constante proportionnelle du régulateur au niveau du rebouilleur	
L(N)	: Débit liquide quittant le plateau N	moles/h
M(N)	: Accumulation liquide au niveau du plateau N	moles
MB	: Accumulation molaire liquide au niveau du rebouilleur	moles
MD	: Accumulation molaire liquide au niveau du condenseur	moles
MVB	: Accumulation liquide volumétrique au niveau du rebouilleur	ft ³
MVD	: accumulation liquide volumétrique au niveau du condenseur	ft ³

V(N) : Accumulation liquide volumétrique au niveau du plateau N ft³
MW : Masse Moléculaire du Composant J
N : Numéro du plateau N
NS : Numéro du plateau d'alimentation
NT : Nombre total de plateaux
N(J) : Nombre total de composants
PB : Pression au niveau du rebouilleur (psia)
PD : Pression au niveau du condenseur (psia)
P(N) : Pression au niveau d'un plateau N (psia)
QB : Quantité de chaleur fournie au rebouilleurs 10E06 Btu/h
QC : Quantité de chaleur prélevée au condenseur Btu/h
R : Débit molaire liquide reflux moles/h
TF1 : Température de la phase liquide au niveau de la charge °F
TFV : Température de la phase vapeur au niveau de la charge °F
T(N) : Température au niveau du plateau N °F
TB : Température au niveau du rebouilleur °F
TD : Température au niveau du condenseur °F
TAUDO : Constante Intégrale du regulateur au niveau du condenseur h
TAUBO : Constante Intégrale du régulateur au niveau du rebouilleur h
TM1 : Paramètre du découpleur M1
TM2 : Paramètre du découpleur M2
V(N) : Débit molaire vapeur au niveau du plateau N moles/h
VB : Débit molaire vapeur au niveau du rebouilleur moles/h
VP1 : Pression de vapeur à la température T1 (psia)
VP2 : Pression de vapeur à la température T2 (psia)
WHR : Epaisseur du débordement au niveau de la zone de rectification in
WHS : Epaisseur du débordement au niveau de la zone d'épuisement in
WLR : Hauteur du débordement au niveau de la zone de rectification in
WLS : Hauteur du débordement au niveau de la zone d'épuisement in
XB(J) : Fraction molaire du composant J dans la phase liquide au
niveau du rebouilleur

- XF(J) : Fraction molaire du composant J dans la phase liquide de la charge
- X(N,J) : Fraction molaire du composant J dans la phase liquide au niveau plateau N
- XD(J) : Fraction molaire du composant j dans la phase liquide au niveau du condenseur
- YD(J) : Fraction molaire du composant J dans la phase vapeur au niveau du condenseur
- YF(J) : Fraction molaire du composant J dans la phase vapeur de la charge
- Y(N,J) : Fraction molaire du composant J dans la phase vapeur au niveau plateau n

BIBLIOGRAPHIE

- [1] BORNARD Guy, " Contribution à l'étude des modeles de colonne à distiller". Thèse de Docteur Es-Science INPG Grenoble, 1971
- [2] BERN J.B., " Identification en Temps réel d'une Colonne à Distiller pilote". Thèse de Docteur-Ingenieur - INPG Grenoble, 1972
- [3] MONNIER B. " La commande multimodèle . Contribution à la commande d'une classe de procedés dynamiques industriels dans les grands domaines de fonctionnement". These de docteur Ingenieur. INPG Grenoble, 1977
- [4] GAUTHIER J.P., " Modelisation des colonnes de distillation" Note Interne . Laboratoire d'automatique de Grenoble 1980 Grenoble, 1980
- [5] STATHAKI A, " Dynamic Simulation of a Multicomponent Distillation Column with Asymmetric Dynamics". The Canadian Journal of Chemical Engineering. Vol 63, 1985.
- [6] DJELLAS N. "Simulation et analyse energetique; application à la colonne de distillation". These de doctorat INPL Nancy, 1988
- [7] MARSHALL W.R., "Application of Differential equations to Chemical Engineering problems ".University of Delaware, New York, 1949.
- [8] VOELTER H. "Plant and Process Dynamic Characteristics" PP 73-96 Butterworths, London, England ,1957
- [9] ROSENBROCK H.H. " Calculation of transient behaviour of distillation columns". British Chemical Engineering,1958

- [10] REDMAKER O. and RIJNSDORP J.E., Paper 5 section VII Fifth World Petroleum Congress, New York, May 1959
- [11] TETLOW N.J., " A Generalized Model for the Dynamic behavior of a distillation column." A.I.Ch.E Journal, Vol 13 n°3, 1967
- [12] DISTEFANO G.P " Mathematical Modeling and Numerical Integration of Multicomponent Batch Distillation Equation". A.I.Ch.E Journal Vol 14, n°1, 1968.
- [13] MICHAEL G. " Unsteady State Behavior of Multicomponent Distillation Columns" A.I.Ch.E Journal; Vol 10 n°11, 1970
- [14] WUITHIER P. "Le Pétrole: Raffinage et Génie Chimique" Edition Technip, 1972.
- [15] LUYBEN W.L., " Process Modeling, Simulation and Control for Chemical Engineers". Mc Graw Hill, 1973
- [16] HOLLAND D. " Fundamental of distillation ". Mc Graw-Hill Book Company, 1981
- [17] FOULARD, GENTIL et SANDRAZ, " Commande et Regulation par Calculateur Numerique". Ed Eyrolles, 1984
- [18] HADJ ARAB "Influence du processus reactif sur les conditions operatoires de la distillation " These de Magister, IAP Boumerdes, (A paraitre).
- [19] OUSSEDIK N., "Development of a rigorous plate to plate distillation Computer program" These de Magister I.A.F Boumerdes, 1988 .

- [20] CHILTON & PERRY , " Chemical Engineering Handbook"
Mc Graw-Hill, 1971
- [21] LUYBEN H.L., " Distillation Decoupling" A.I.Ch.E. Journal
Vol 16 n°2 , 1970
- [22] WALLER K.V.T. "Decoupling in Distillation" A.I.Ch.E Journal
Vol 20 n°3, 1974
- [23] CHIEN I-LUNG, SEBORG D.E., MELLICHAMP D.A. "Self-Tuning
Control with Decoupling." A.I.Ch.E. Journal, Vol 33 n°7, 1987
- [24] Mc AVOY T.J., "Connection between relative Gain and Control
Loop Stability and Design." A.I.Ch.E Journal, Vol 27 n°4 1981
- [25] LANG S.J., GU X.Y., CHAI T.Y., "A Multivariable Generalized
Self-Tuning Controller with Decoupling Design" I.E.E.E.
Tans. aut. cont., AC-31, 1986
- [26] GRIFFEN W.J. " Modern Control Theory " Mc Graw-Hill, 1970
- [27] SANLEY B., QUIN Jr C. "Controller Design for Integrating
and Runaway Process Involving Time Delay " A.I.Ch.E. 1989
- [28] SAGE A P & WHITE C.C . " Optimun Systems Control "
Prentice Hale, 1977