

1 ex

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

ECOLE NATIONALE POLYTECHNIQUE

DEPARTEMENT : GENIE CHIMIQUE

المدرسة الوطنية المتعددة التقنيات
BIBLIOTHEQUE — المكتبة
Ecole Nationale Polytechnique

PROJET DE FIN D'ETUDES

EN VUE DE L'OBTENTION DU DIPLOME D'INGENIEUR D'ETAT

SUJET

OPTIMISATION ET RECONSTRUCTION
D'UN
RESEAU D'ECHANGEUR DE CHALEUR
DANS UNE UNITE DE DISTILLATION
DE PETROLE BRUT PAR ORDINATEUR

Proposé par :

D. DOUCHANOV

Etudié par :

S. HANINI

Dirigé par :

D. DOUCHANOV

PROMOTION : Janvier 1986

الجمهورية الجزائرية الديمقراطية الشعبية
REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE

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

ECOLE NATIONALE POLYTECHNIQUE

DEPARTEMENT : GENIE CHIMIQUE

المدسة الوطنية المتعددة التقنيات
BIBLIOTHEQUE — المكتبة
Ecole Nationale Polytechnique

PROJET DE FIN D'ETUDES

EN VUE DE L'OBTENTION DU DIPLOME D'INGENIEUR D'ETAT

SUJET

OPTIMISATION ET RECONSTRUCTION
D'UN
RESEAU D'ECHANGEUR DE CHALEUR
DANS UNE UNITE DE DISTILLATION
DE PETROLE BRUT PAR ORDINATEUR

Proposé par :

D. DOUCHANOV

Etudié par :

S. HANINI

Dirigé par :

D. DOUCHANOV

PROMOTION : Janvier 1986

E.N.P. 10, Avenue Hacem Badi - EL-HARRACH - ALGER



Département Génie chimique
Promoteur : D. DOUCHANOV
Elève Ingénieur: G. HANINI

دائرة الهندسة الكيماوية
الموجه : د. دوشانوف
م : ص - عيني

المدرسة الوطنية المتعددة التقنيات
المكتبة — BIBLIOTHEQUE
Ecole Nationale Polytechnique

الموضوع: إعادة هيكلة وتركيب مثالي لشبكة مبادلات حرارية في وحدة كيماوية لتكرير البترول الخام بالكمبيوتر .

الملخص : اهتم هذا البحث بدراسة إعادة هيكلة ومشكل التركيب المثالي لشبكات المبادلات الحرارية في الوحدات الكيماوية المعقدة - لقد اعطينا نظرة اجمالية لمختلف الطرق المستعملة لهذا الغرض والموجودة في تراث الهندسة الكيماوية هذا من جهة ، ومن جهة أخرى قمنا باعادة هيكلة شبكة من المبادلات الحرارية في وحدة كيماوية لتكرير البترول الخام وهذا باستعمال نص آلي بالكمبيوتر. وفي الاخير قمنا باعطاء نظرة اجمالية عن مدى اهمية الهيكلة في الاقتصاد .

Sujet : Reconstruction et optimisation d'un réseau d'échangeurs de chaleur dans une unité de distillation de pétrole brut par ordinateur.

Résumé: Ce présent travail étudie la reconstruction , le problème de synthèse optimale des réseaux d'échangeurs de chaleur dans les unités complexes de la technologie chimique. Dans un premier temps, on a donné un aperçu général sur les différentes méthodes qui existent dans la littérature; dans un deuxième temps, on a reconstruit un réseau d'échangeurs de chaleur dans une unité de distillation de pétrole brut, on utilisant un système de programme d'ordinateur. En conclusion, on a montré l'impact économique de la reconstruction des unités complexes de la technologie chimique.

الملخص : اهتم هذا البحث بدراسة إعادة هيكلة ومشكل التركيب المثالي

Subject: Computer reconstruction and optimization of a heat exchanger network within a plant of crude-petroleum distillation.

Summary: This actual works studio the reconstruction and the optimal synthesis problem of heat exchanger networks within complex chemical plants. First a general view of different methods existing in literature was given, then, a plant of crud-petroleum distillation including a heat exchanger network, was constructed using a system of computer program.

Finally, the economical impact of complex chemical plants reconstruction was shown.

Résumé: Ce présent travail étudie la reconstruction , le problème de synthèse optimale des réseaux d'échangeurs de chaleur dans les unités complexes de la technologie chimique. Dans un premier temps, on a donné un aperçu général sur les différentes méthodes qui existent dans la littérature; dans un deuxième temps, on a reconstruit un réseau d'échangeurs de chaleur dans une unité de distillation de pétrole brut, on utilisant un système de programme d'ordinateur. En conclusion, on a montré l'impact économique de la reconstruction des unités complexes de la technologie chimique.

الملخص : اهتم هذا البحث بدراسة إعادة هيكلة ومشكل التركيب المثالي

Subject: Computer reconstruction and optimization of a heat exchanger network within a plant of crude-petroleum distillation.

D E D I C A C E S

المدرسة الوطنية المتعددة التقنيات
BIBLIOTHEQUE — المكتبة
Ecole Nationale Polytechnique

- .. A ma mère qui a tant souhaité me voir arriver à cette étape et, à qui je souhaite une longue vie.
- .. A la mémoire de mon père, tombé au champ d'honneur pour la liberté de notre pays l'ALGERIE, que Dieu ait son âme. رَحْمَةُ اللهِ
- .. A la mémoire de tous les Martyrs, morts pour que vive l'ALGERIE, que Dieu ait leur âme. رَحْمَتُهُمْ سَمِ اللهُ
- .. A nos Grand-Parents.
- .. A ma sœur.
- .. A mes frères.
- .. A tous ceux qui ne sont chers.

هناء

R E M E R C I E M E N T S

Le présent travail a été effectué au Département de Génie Chimique et au Centre de Calcul de l'E.N.P. sous la direction de Monsieur D. DOUCHANOV, maître de conférences à l'E.N.P.

Qu'il trouve ici, l'expression de ma profonde gratitude pour la bienveillance avec laquelle il m'a prodigué ses précieux conseils et ce, au cours des fructueux entretiens quotidiens et pour la vaste expérience, dont il m'a fait profiter:

Je tiens à remercier très vivement Monsieur S.E. CHITOUR, Professeur - Directeur de l'E.N.P. pour l'honneur qu'il me fait, en acceptant de présider la commission d'examen.

Je remercie également Monsieur DELARBES, Professeur à l'E.N.P., d'avoir accepté de faire partie de la commission d'examen.

Mes remerciements vont aussi à :

- . Monsieur LAMRAOU,
- . Madame DJELAS,
- . Madame MEZIANI, d'avoir voulu juger ce travail.

Je ne saurais oublier toutes les personnes qui ont contribué à l'élaboration de ce travail ; qu'ils trouvent ici, l'expression de mes remerciements les plus sincères.

T A B L E D E S A B R E V I A T I O N S

- R. E. C. : Réseau d'échangeurs de chaleur.
- S.T.C. : Système de technologie chimique.
- S.C.A. : Système de commande automatique.
- D.D. : Début de distillation.
- D.T.M. : Différence de température minimale possible (t_{min})
-

TABLE DES MATIERES

المدرسة الوطنية المتعددة التقنيات
BIBLIOTHEQUE — المكتبة
Ecole Nationale Polytechnique

Chapitre	1 - INTRODUCTION.....	1
Chapitre	2 - QUELQUES ELEMENTS THEORIQUES SUR LA SYNTHÈSE DES S.T.C.....	2
2-1	Les étapes de réalisation de la synthèse d'un S.T.C.....	2
2-2	Les étapes de construction d'un modèle mathématique complet du processus chimique.....	3
2-3	Les étapes de conception d'une usine automatique.....	3
2-4	Le problème fondamental de la production.....	4
Chapitre	3 - OPTIMISATION DES PROCESSUS AVEC EMPLOI DES MODELES MATHEMATIQUES.....	5
3-1	Stades d'optimisation.....	5
3-2	Fonction économique.....	5
Chapitre	4 - APERÇU GENERAL SUR LA SYNTHÈSE SYSTEMATIQUE DES SYSTEMES DES R.E.C OPTIMALS.....	7
4-0	Synthèse systématique des procédés chimiques.....	7
4-0-1	Applications des techniques de la synthèse des R.E.C.....	7
4-1	Compréhension des problèmes de synthèse.....	7
4-2	Concomitance de la synthèse.....	7
4-3	Historique.....	8
4-4	Conclusion et importance.....	8
4-5	Synthèse systématique des R.E.C.....	8
4-6	Spécification du problème de la synthèse des R.E.C.....	9
4-6-1	Forme du R.E.C.....	9
4-6-2	But du problème.....	10
4-7	Représentation du problème.....	10
4-8	Tableaux des limites minimum des utilités utilisés en littérature.....	12
4-9	Algorithme de synthèse.....	12
4-9-1	Analyse préliminaire.....	13
4-9-2	Invention du réseau.....	15
4-10	Algorithme séquentiel de la décision des couplages.....	16
4-11	Diagrammes simultanés de décision de couplage.....	19
4-12	Réseau sélectionné.....	21
4-13	Evolution.....	23
4-14	Perspectives pour la synthèse des R.E.C.....	23
4-15	Autres applications.....	24
Chapitre	5 - FORMULATION MATRICIELLE POUR LES ECHANGEURS DE CHALEUR COMPLEXES.....	24
5-1	Introduction.....	24
5-2	Formulation matricielle généralisée.....	25
Chapitre	6 - SYNTHÈSE DES R.E.C OPTIMALS PAR L'ALGORITHME DE L'ARBRE DE RECHERCHE.....	29
6-1	Représentation matricielle des R.E.C dans la synthèse optimale.....	30
6-2	Synthèse par énumération.....	33
6-2-1	Méthode de la largeur en premier.....	33
6-2-2	Méthode de la profondeur en premier.....	34
6-2-3	Synthèse par énumération partielle.....	34
6-2-4	Génération du diagramme d'arbre de décision pour le 4SP1.....	37
6-2-5	Preuve.....	38
Chapitre	7 - UNE APPROCHE THERMODYNAMIQUE -COMBINATOIRE DE LA CONCEPTION DES R.E.C OPTIMALS.....	40
7-1	Faisabilité combinatoire.....	41
7-2	Faisabilité de la température désirée.....	43
7-3	Faisabilité topologique.....	43
7-4	Faisabilité de la charge thermique.....	43
Chapitre	8 - STRATEGIES DE LA DECOMPOSITION POUR LA SYNTHÈSE DES R.E.C.....	44
8-1	Avantage de la méthode.....	44
8-2	Etablissement du nombre minimum d'échangeurs.....	45

8-3	Exécution du couplage de la charge thermique.....	45
8-4	Etapas dans la méthode.....	45
8-5	Commentaires sur le problème 23SP1.....	45
Chapitre 9	RECONSTRUCTION OPTIMALE DU RESEAU D'ECHANGEUR DE CHALEUR EXISTANT DANS L'INSTALLATION.....	50
9-1	Introduction.....	50
9-2	Similitude entre les problèmes de reconstruction et d'élaboration d'un nouveau projet.....	50
9-3	Conditions imposées au problème.....	50
9-4	Spécifications du problème.....	51
9-4-1	Fonction de minimisation.....	53
9-5	Méthode choisie pour la reconstruction du réseau d'échangeur de chaleur.....	54
9-5-1	But de la méthode.....	55
9-5-2	Stratégie de la méthode.....	55
9-5-2-1	Contraintes thermodynamiques - combinatoires.....	55
9-5-2-2	Contraintes de restriction du couplage.....	56
9-5-2-3	Contraintes heuristiques utilisées.....	56
9-5-2-4	Contraintes prévues par l'expérience.....	56
9-5-3	Aspect informatique de la méthode.....	56
9-5-4	Aspect du calcul de la méthode.....	59
9-5-5	Stratégie du dessin automatisé des réseaux d'échangeurs de chaleur optimaux.....	59
9-5-6	Algorithme de la méthode.....	60
9-5-7	Représentation du problème.....	61
Chapitre 10	EXPLICATION DU SCHEMA INITIAL DE L'UNITE DE DISTILLATION DU PETROLE BRUT.....	61
10-1	Description.....	61
10-2	Fonctionnement.....	62
10-3	Dépendance physico-chimique.....	64
10-3-1	Effet des résidus contenus dans le pétrole sur la viscosité.....	64
10-3-2	Contenance d'eau et de sels dans le pétrole brut.....	64
10-3-3	Impuretés dans le pétrole.....	64
10-3-4	Quantité et qualité de l'eau.....	64
10-3-5	Dosage en soude.....	64
10-3-6	Degré d'émulsion d'eau et de soude.....	65
10-3-7	Rôle de la distance entre les électrodes.....	65
10-4	Bloc de la tour de fractionnement.....	65
10-4-1	Conditions de fonctionnement de K-1.....	65
10-4-2	Conditions de fonctionnement de L-2.....	66
10-5	Bloc de stabilisation et de rectification secondaire de la fraction d'essence.....	67
10-5-1	Conditions de fonctionnement de la colonne K-4.....	67
10-5-2	Conditions de fonctionnement de la colonne K-5.....	67
10-5-3	Conditions de fonctionnement de la colonne K-6.....	68
10-6	Bloc sous vide.....	68
10-6-1	Conditions de fonctionnement de la colonne K-7.....	69
10-6-2	Conditions de fonctionnement de la colonne K-8.....	70
Chapitre 11	NOEUD DE LA PREPARATION DU PETROLE BRUT.....	72
11-1	Préparation primaire du pétrole brut.....	72
11-2	Analyse de l'organisation de l'échange de chaleur dans l'installation existante.....	72
11-3	Augmentation de la température du pétrole brut dessalé et déshydraté à l'entrée de K-1.....	76
Chapitre 12	RESOLUTION DU PROBLEME DE LA RECONSTRUCTION DU RESEAU D'ECHANGEUR DE CHALEUR EXISTANT.....	85
12-1	Résolution.....	85
12-2	Analyse des résultats obtenus.....	87
12-3	Efficacité économique de la reconstruction.....	93
12-4	Calcul du four F-1 dans les conditions de reconstruction.....	
Chapitre 13	IMPACT ECONOMIQUE DE LA RECONSTRUCTION.....	94
Chapitre 14	CONCLUSION GENERALE.....	95



المدرسة الوطنية المتعددة التقنيات
BIBLIOTHEQUE — المكتبة
Ecole Nationale Polytechnique

1- INTRODUCTION

La réalisation et la planification des diverses activités d'un grand projet posent des problèmes complexes, en ce qui concerne leur

" sur coûts ", leur " gaspillage " leur ordonnancement et leur contrôle, spécialement lorsque les activités du projet doivent être réalisées suivant un ordre spécifique imposé par la technologie.

Cela exige une amélioration de ce projet qui nécessite une connaissance approfondie, et implique la possession de toutes les informations nécessaires, ainsi que les moyens puissants d'analyse et de calcul.

Il convient alors, de trouver des conditions économiques optimales qui sont un compromis entre les frais d'investissements et les frais opératoires, qui permettent finalement de faire un choix économique définitif.

Actuellement, et à cause de la crise mondiale de l'énergie, l'une des tâches principales de l'Industrie Chimique est la diminution de la consommation d'énergie.

L'essentiel de cette tâche consiste au maintien de l'équilibre thermodynamique dans le système envisagé, par une récupération totale de l'énergie dans des procédés physique et chimique, faire une nouvelle répartition de cette énergie dans l'appareillage d'échange de chaleur et l'utilisation rationnelle des agents réfrigérants et chauffants pour céder l'excès ou ajouter le déficit d'énergie.

L'augmentation du revenu national passe par une diminution des investissements primaires et cela par la voie d'une reconstruction des capacités de production. Les progrès scientifique dans les S. T. C. dépendent pour une large part de la création de nouveaux procédés. Il s'agit aussi d'améliorer ce qui existe afin d'assurer les meilleurs résultats économiques ; voilà pourquoi, il est nécessaire d'organiser l'échange de chaleur dans les installations de technologie chimique par une reconstruction optimale des réseaux d'échangeur de chaleur existants.

2. Quelques éléments théoriques sur la synthèse des S.T.C.

2.1. Les étapes de réalisation de la synthèse d'un S.T.C.

La synthèse d'un S.T.C. se fait suivant les étapes suivantes:

- 2.1.1 -L'étape de la mise en accord et de la répartition des courants, où l'on détermine les courants de matière et d'énergie dans le système, et où l'on choisit les charges des appareils en résolvant les équations des bilans.
- 2.1.2.-L'étape du choix et du calcul de l'équipement technologique, durant laquelle on calcule les dépenses en capital sur le système.
- 2.1.3. -L'étape de l'élaboration d'un modèle de coût du système, où l'on détermine toutes les dépenses à la création du système, on formule une fonction économique objective et on examine les diverses variantes possibles pour les schémas de production.
- 2.1.4 -L'étape de l'optimisation de la fonction économique par variation des paramètres qui figurent dans le modèle de coût; L'achèvement des calculs à cette étape est associé au choix du schéma technologique de production, dont le but final est de déterminer le fonctionnement optimal de tout le système. La résolution du problème d'optimisation avec l'ordinateur, permet d'effectuer plus vite l'optimisation des appareils, mais exige, à cette fin, un supplément de connaissances et de méthodes mathématiques en optimisation et en programmation.

2.2. Les étapes de construction d'un modèle mathématique complet de processus

Le modèle mathématique complet d'un processus comprend :

- 2.2.1. - Les variables fondamentales du processus
- 2.2.2. - Les liaisons entre variables fondamentales en régime stationnaire
- 2.2.3. - Les contraintes sur le processus
- 2.2.4. - Le critère d'optimalité
- 2.2.5. - Les liaisons entre variables fondamentales en régime non stationnaire (Voir figure - 2.2.).

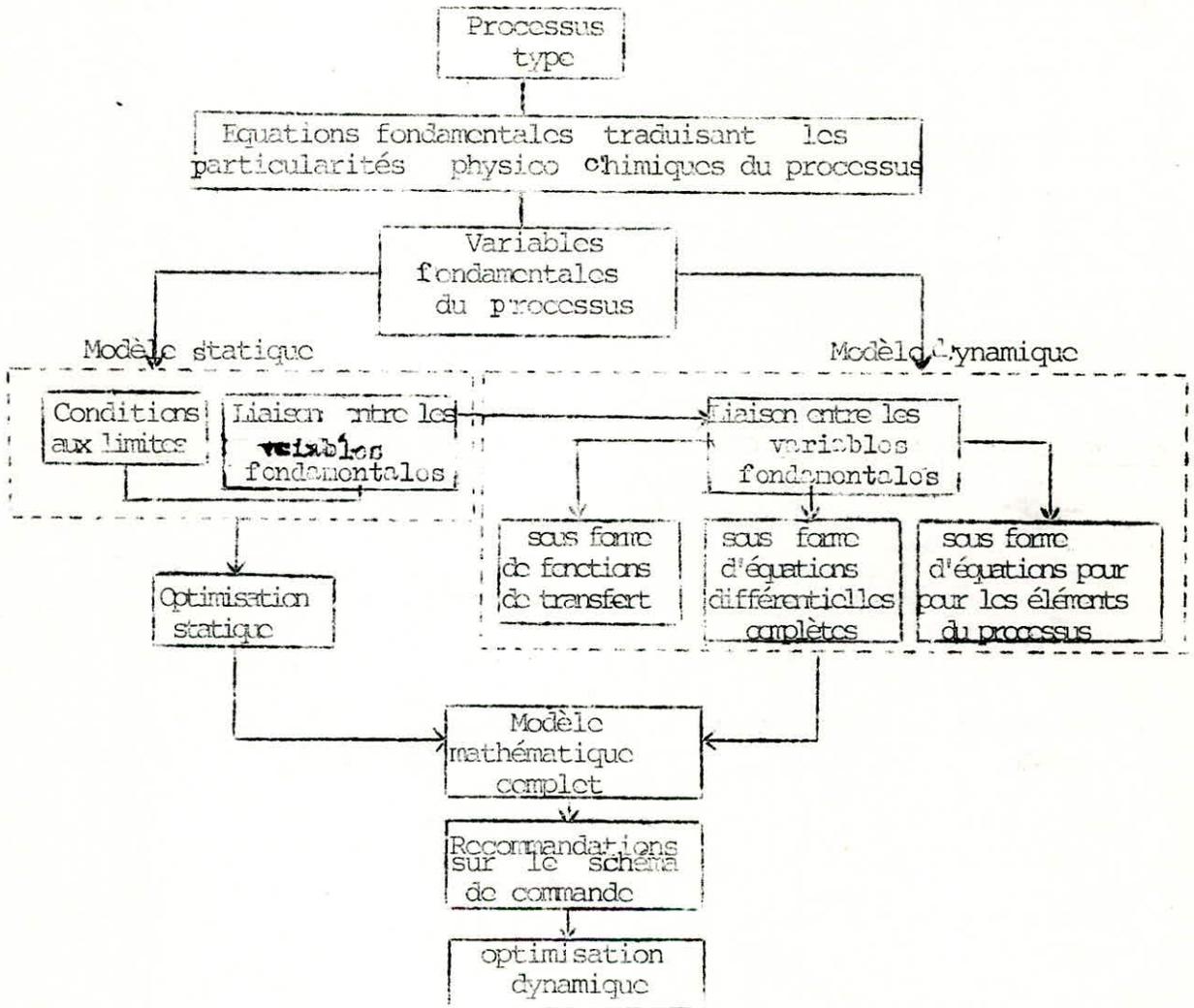


Fig . 2.2.

2.3. Les étapes dans la conception d'une usine automatique

On peut, dans la conception d'une usine automatique, distinguer les étapes suivantes :

- 2.3.1. Elaboration du schéma technologique du processus
- 2.3.2. Elaboration du S.C.A. du processus technologique
- 2.3.3. Etude des possibilités de transférer, en tout ou en partie, les fonctions du S.C.A. au processus lui-même
- 2.3.4. Corrections du projet, etc...

Actuellement, la plus grande difficulté, que pose le passage à la réalisation d'une usine automatique, est le problème de fiabilité de l'appareillage du processus, et des éléments des S.C.A. Vient ensuite le problème de la quantité et de qualité de l'information, dont on dispose, et de la rapidité de son traitement. (1, 2, 3)

2. Le problème fondamental de la production

Le problème fondamental de la production consiste à obtenir un produit donné avec un équipement de coût ^{minimal} et une utilisation maximale des matières et de l'énergie ; c'est à dire, avec un minimum de dépenses en capital. Ce but peut être atteint en choisissant de façon optimale l'équipement technologique nécessaire et en élaborant pour l'ensemble, un schéma technologique rationnel. Voir fig. (24.) qui représente la Hiérarchie d'une production chimique.

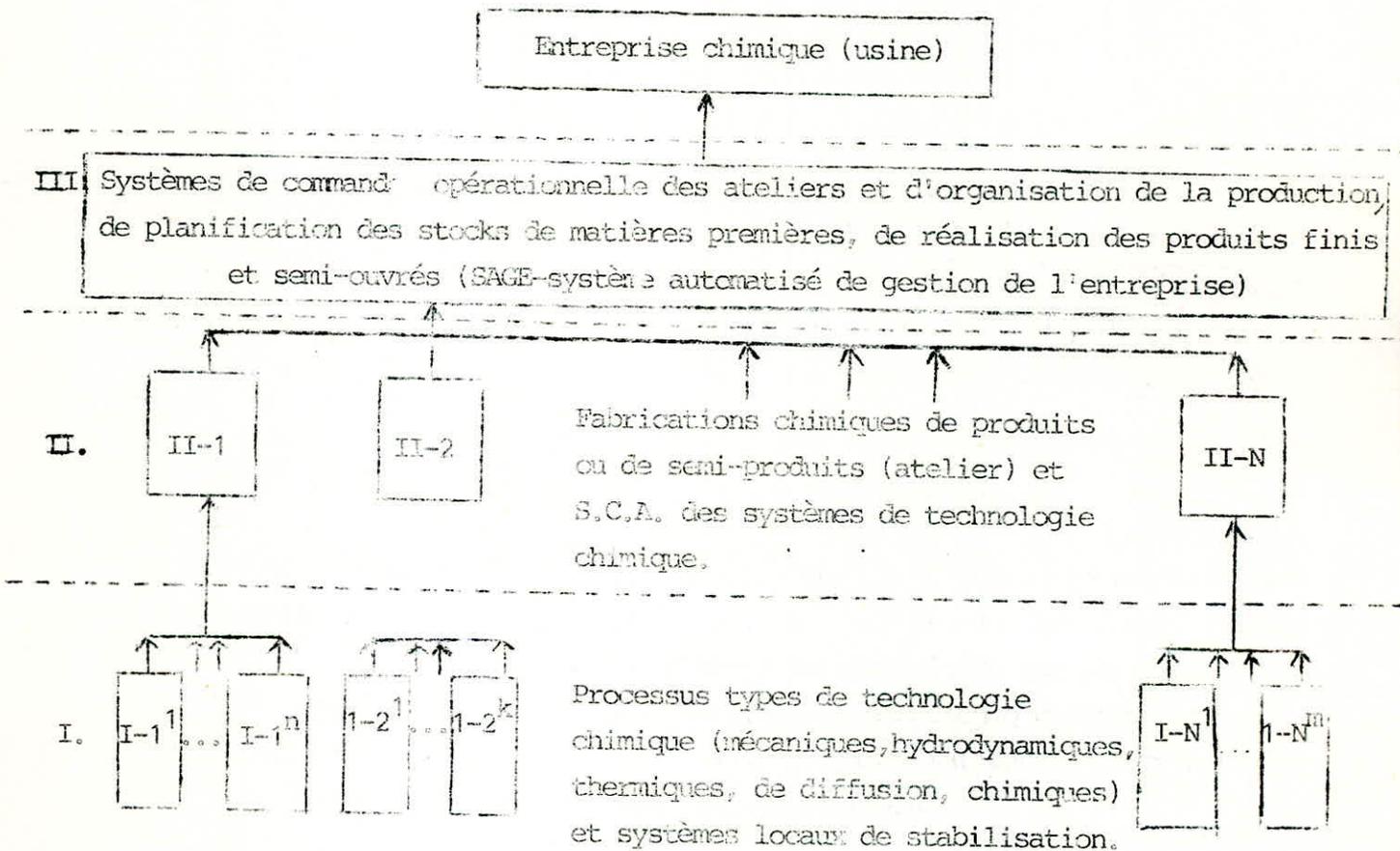


Fig. (24.)

La méthode de l'analyse des systèmes apparait, de plus en plus, comme l'unique voie possible pour étudier scientifiquement tous les processus nouveaux, qui sont en cours d'élaboration, cette méthode permet aussi de réduire fortement dans l'industrie, les délais de réalisation, des études de laboratoire.

3. Optimisation des processus avec emploi des modèles mathématiques

L'optimisation d'un processus quelconque consiste à trouver l'optimum d'une fonction donnée, qui correspond aux conditions optimales de conduite de ce processus. Le problème de l'optimisation se ramène à trouver l'extrémum (maximum ou minimum) de la fonction économique. Pour évaluer l'optimum, il faut :
d'abord : choisir le critère d'optimisation.

Exemple :

Critère technologique : Le maximum de production enlevée par unité de volume de l'appareil.

Critère économique : Le coût minimal du produit pour une productivité donnée.

Il est bon de noter que la question de l'optimisation se pose dans les cas où, étant donné deux ou plusieurs caractéristiques qualitatives qui influent de façon différente sur des processus variables, il faut résoudre par un compromis, le problème de la caractéristique à améliorer de préférence, en équilibrant l'influence de l'une par celle de l'autre ; par exemple, l'efficacité du processus par sa productivité, la qualité par la quantité, les stocks d'unités de produit par leur réalisation, la productivité par les dépenses, etc... (5,4,6)

3.1. Les stades d'optimisation

On distingue deux stades d'optimisation :

3.1.1. L'optimisation statique : elle résoud les questions de création et de réalisation du modèle optimal d'un processus.

3.1.2. L'optimisation dynamique: elle résoud les questions de création et de réalisation du système de commande optimale de ce processus.

3.2. Fonction Economique (d'utilité).

Elle traduit la façon, dont le critère d'optimisation dépend des paramètres qui influent sur sa valeur ; cette fonction peut être donnée soit sans contraintes soit avec contraintes sur les valeurs de certains paramètres.

L'optimisation se développe grâce, d'une part à de nouvelles méthodes d'analyse des systèmes, d'autre part à l'utilisation de l'informatique qui permet le traitement d'un nombre considérable de données.

Tableau : 3.1.

Systematisation des methodes d'optimisation applicables
aux processus de la technologie chimique

Méthodes d'optimisation	caractère du processus et problèmes à résoudre
<u>METHODS ANALYTIQUES</u>	
<ul style="list-style-type: none"> . Recherche analytique de l'extremum . Méthode des multiplicateurs de Lagrange. . Méthodes variationnelles . Principe du maximum de Pontriaguine 	<ul style="list-style-type: none"> . Processus déterministes décrits par des fonctions différentiables. . Processus déterministes décrits par des fonctions différentiables avec contraintes en forme d'égalités. . Critères d'optimalité en forme de fonctionnelles. Résolution des équations d'Euler. Réacteurs adiabatiques à plusieurs couches. Régime optimal de température des réactions exothermiques réversibles en couches de déplacement idéal ; régime optimal de température des réacteurs chimiques en présence de contraintes sur le domaine de variation des températures, etc... . Large classe de problèmes (en particulier, problèmes de commande optimale).
<u>METHODES DE PROGRAMMATION MATHEMATIQUES</u>	
<ul style="list-style-type: none"> . Programmation géométrique . Programmation linéaire . Programmation dynamique 	<ul style="list-style-type: none"> . Optimisation des fonctions algébriques. . Problèmes typiques, problème de fabrication avec gain maximal de différents produits pour différents types de matières premières ; problème d'emploi optimal de l'équipement ; problème de transport. . Processus à plusieurs stades : processus de rectification, d'extraction, d'absorption/Cascade de réacteurs, couches adiabatiques à plusieurs sections, interactions dans une chaîne d'appareils, etc. Processus markoviens.
<u>METHODES DU GRADIENT</u>	
<ul style="list-style-type: none"> . Toutes les variantes 	<ul style="list-style-type: none"> . Les plus générales des méthodes d'optimisation des fonctions linéaires et non linéaires, sans contraintes et avec contraintes linéaires et non linéaires. La plupart des processus complexes de la technologie chimique ; systèmes séparés et cascade d'appareils avec liaisons croisées.
<u>METHODES AUTOMATIQUES AVEC MODELES A AUTOREGLAGE</u>	
<ul style="list-style-type: none"> . Toutes les variantes 	<ul style="list-style-type: none"> . Systèmes complexes de la technologie chimique.
<u>METHODES STATISTIQUES</u>	
<ul style="list-style-type: none"> . Analyse de régression . Analyse de corrélation . Méthodes de Brandon, de Box et Wilson, etc... 	<ul style="list-style-type: none"> . Systèmes à description non déterministe. . Optimisation et planification de l'expérience.

4. Aperçu général sur la synthèse systématique des systèmes R.E.C. optimaux

4.0. Synthèse systématique des procédés chimiques

Les différentes techniques de la synthèse des R.E.C.

- 1. Techniques de décomposition;
- 2. Techniques Heuristiques;
- 3. Optimisations directes;
- 4. Techniques Evolutionnaires.

4.0.1. Applications de ces techniques

- 1. Synthèse des R.E.C.
- 2. Séquence optimale de distillation des mélanges
- 3. Réseaux de réacteur
- 4. Procédés chimiques entiers.

4.1. Les problèmes de synthèse comprennent :

- 4.1.1. - Un développement d'un schéma
- 4.1.2. - Un moyen pour évaluer les solutions
- 4.1.3. - Une stratégie pour chercher le nombre des alternatives possibles.

Le nombre des solutions efficaces ou valides dépendent énormément de la nature du problème de la synthèse.

4.2. La synthèse concerne les cinq parties essentielles du processus, qui sont :

- 4.2.1. - Le chemin de la réaction chimique
- 4.2.2. - Les systèmes de séparation
- 4.2.3. - Les R.E.C.
- 4.2.4. Le schéma d'écoulement
- 4.2.5. - Réseaux des réacteurs

Un progrès appréciable a été fait dans la synthèse des systèmes de séparation et qui est basé sur la technologie de distillation quasi-idéale ; il y a eu également un progrès appréciable dans le développement des méthodes par ordinateur, en ce qui concerne la synthèse du chemin de la réaction, mais il reste beaucoup à faire pour les parties restantes afin qu'elles aient une importance industrielle.

4.3. Historique

La synthèse du processus, en tant que domaine de recherche, date d'une vingtaine d'années. Rudd et ses étudiants (1960) jugèrent que le problème de synthèse peut être ^{réalisé} par des approches systématiques.

Ils mirent au point un programme d'ordinateur appelé A.I.D.E.S. (Adaptative Initial Design Synthesizer ; Synthétiseur adaptable de conception Initiale), qui peut avec des informations limitées, développer presque automatiquement la structure préliminaire du schéma d'écoulement.

4.4. Conclusion et Importance :

Le problème le plus étudié par les ingénieurs chimistes a été probablement la synthèse des R.E.C. Des recommandations faites par des ~~services~~ (par ex. Linnhoff Turner, 1980), indiquant que les résultats dans ce domaine concernent, en effet, les économies importantes dans les deux coûts, à savoir d'opération et de capital. La conservation de l'énergie n'est pas un problème complètement résolu, puisque la plupart des efforts existants n'ont pas tenté de considérer la récupération et l'utilisation de l'énergie thermique et de l'énergie mécanique simultanément. (1980, 21)

Un second domaine, ayant reçu un intérêt considérable, est la synthèse du chemin de réaction. En ce qui concerne la découverte des meilleures étapes de réaction possibles, pour produire une grande molécule organique donnée. Un programme d'ordinateur existe maintenant pour aider dans cette tâche, mais elle est loin d'être résolue à cause de l'énorme difficulté d'évaluation d'une réaction qui n'a pas été expérimentalement étudiée.

4.5. Synthèse systématique des R.E.C.

La solution de ce problème de synthèse particulier a évolué substantiellement depuis sa première apparition. Bien que le problème ne soit pas résolu complètement, des résultats disponibles sont directement utilisables dans la conception d'un processus énergétique.

Trois résultats majeurs sont disponibles, avec deux d'entre eux obtenus par Hohmann (1971) et Lockhart.

Le Troisième avait été cité par les auteurs, mais n'a pas été explicité. Les deux premiers de ces résultats sont tels qu'on puisse prédire l'utilisation de services minimums, et le plus petit nombre probable d'échangeur de chaleur exigé antérieurement, pour développer une conception réelle du réseau.

Ces objectifs peuvent toujours être rencontrés dans des conceptions réelles, qui peuvent remplacer celles plus économiques. Linnhoff et Flower organisèrent et fournirent ces deux premiers résultats.

Le Troisième résultat majeur est qu'on peut localiser des restrictions dans la conception, qui empêchent l'intégration thermique supplémentaire, une fois de plus pour développer antérieurement une solution du réseau, et la découverte de retrécissements afin d'être utilisés pour modifier la conception du réseau (Linnhoff, Umade, Harada et Shirots, (1979).

Ces résultats sont industriellement significatifs et justifieraient de par eux-mêmes la recherche déployée jusqu'à ce jour sur le domaine entier de la synthèse du procédé.

4.5. Spécification du problème

4.5.1. : Forme du R.E.C.

Un groupe de courants du procédé sont donnés, pour chacun, sont spécifiés, une température d'entrée, une température de sortie désirée, un débit d'écoulement et une capacité calorifique; (l'effet de la température sur la capacité calorifique est toujours négligé, mais la plupart des algorithmes peuvent être modifiés aisément pour surmonter cette hypothèse). Aussi sont disponibles les courants de service, tels que la vapeur de chauffe et l'eau de refroidissement, mais ici, les débits d'écoulement ne sont pas spécifiés et ne sont pas typiquement limités.

Aussi, sont spécifiés des coefficients de transfert de chaleur, une corrélation du coût d'investissement de l'échangeur en fonction de sa surface, et finalement le coût annuel unitaire pour chacun des courants de service.

Un très grand nombre de configurations possibles de R.E.C. peut exister même pour un très petit problème (Motard et Westorberg, 1978). (277, 29)

Le nombre de cas possibles pour un schéma technologique de quatre (4) courants d'entrées est 4×10^3 , pour cinq (5) courants 3×10^5 et pour sept (7) courants 1×10^{18} .

4.6.2. : But du problème

Le problème de synthèse est de trouver le R.E.C. optimal qui a le moindre coût annuel, et qui amène chaque courant du processus de sa température d'entrée à sa température désirée. Les coûts englobent le coût d'investissement pour les échangeurs de chaleur converti en coût par an, et le coût annuel des accessoires.

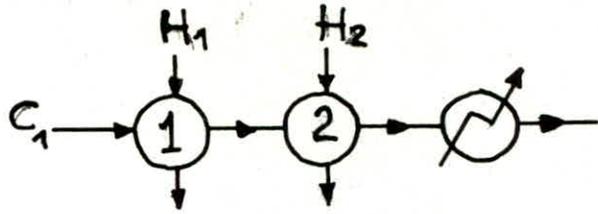
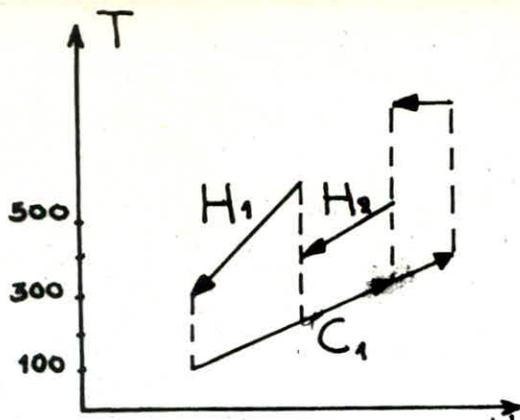
4.7. Représentation du problème

Différentes représentations ont été utilisées pour le développement des R.E.C. Peut être, la plus ancienne est le diagramme de "température/enthalpie" (19) (Whistler, 1948). La fig. 4.7.1. illustre cette représentation. La température (ordonnée) pour chaque courant, est tracée en fonction de son enthalpie (abscisse). L'échelle de l'enthalpie est seulement relative ; ainsi, les courants peuvent être déplacés à droite ou à gauche du diagramme ; Un couplage entre deux courants est représenté en plaçant un courant froid (celui qui va être chauffé dans le procédé), directement en dessous d'un courant chaud (celui qui va être refroidi). Là où les courants se chevauchent, la confrontation a lieu. Par construction, les parties en chevauchement sont en équilibre thermodynamique, le couplage est aussi faisable thermodynamiquement puisque le courant "chaud" est plus chaud que le courant "froid" dans tous les endroits, le long du processus de transfert. La distance verticale entre les courants, est la différence de température existante lors du couplage. La fig. 4.7.1.a illustre un ensemble de couplages et le R.E.C. correspondant, utilisant cette représentation.

.. Une seconde représentation introduite par Pho et Lapidus (1973) est la matrice simple du couplage, fig. 4.7.1.b. Ici, les réseaux sont limités à ceux, qui peuvent être représentés comme séquence ordonnée de couplage entre les courants, avec seulement un couplage, entre n'importe quelle paire de courants. (17)

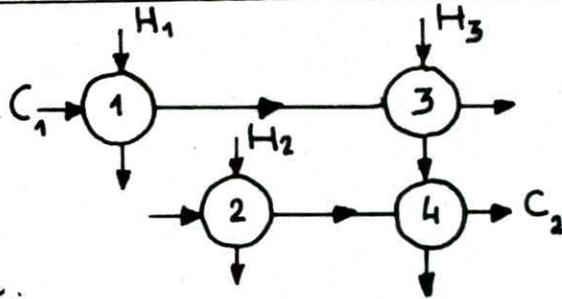
.. Une troisième représentation est le diagramme de contenance calorifique de Nishida, Kobayachi, Ichikawa (1974), fig. 4.7.1.c. Chaque courant est représenté par une "aire" avec l'échelle verticale qui est la température et la largeur de l'aire : "débit x capacité calorifique du courant à cette température". L'aire est donc : $Q = \int_{T_1}^{T_2} W C_p dT$, qui est la chaleur à ajouter ou à enlever du courant, par le réseau à concevoir. Un couplage entre deux courants est représenté en leur assignant des aires égales, une à partir du courant chaud et l'autre à partir du courant froid, vers le couplage. La fig. 4.7.1.c illustre un diagramme de contenance calorifique avec des couplages fixés et le réseau correspondant. Le diagramme température/enthalpie est l'intégrale du diagramme de contenance calorifique (R.E.C.).

REPRESENTATION des R.E.C

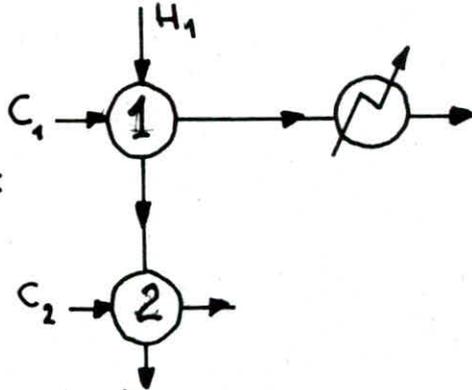
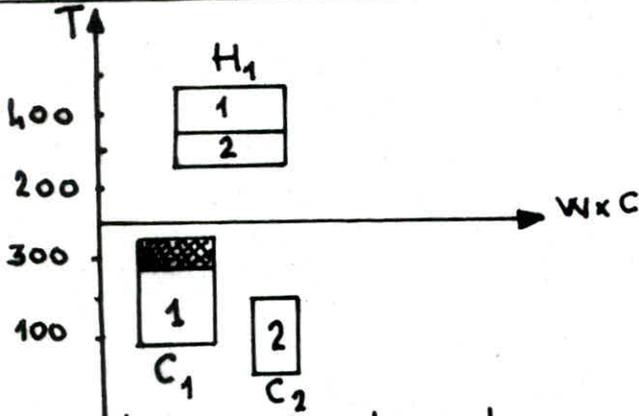


a/ diagramme de température enthalpie

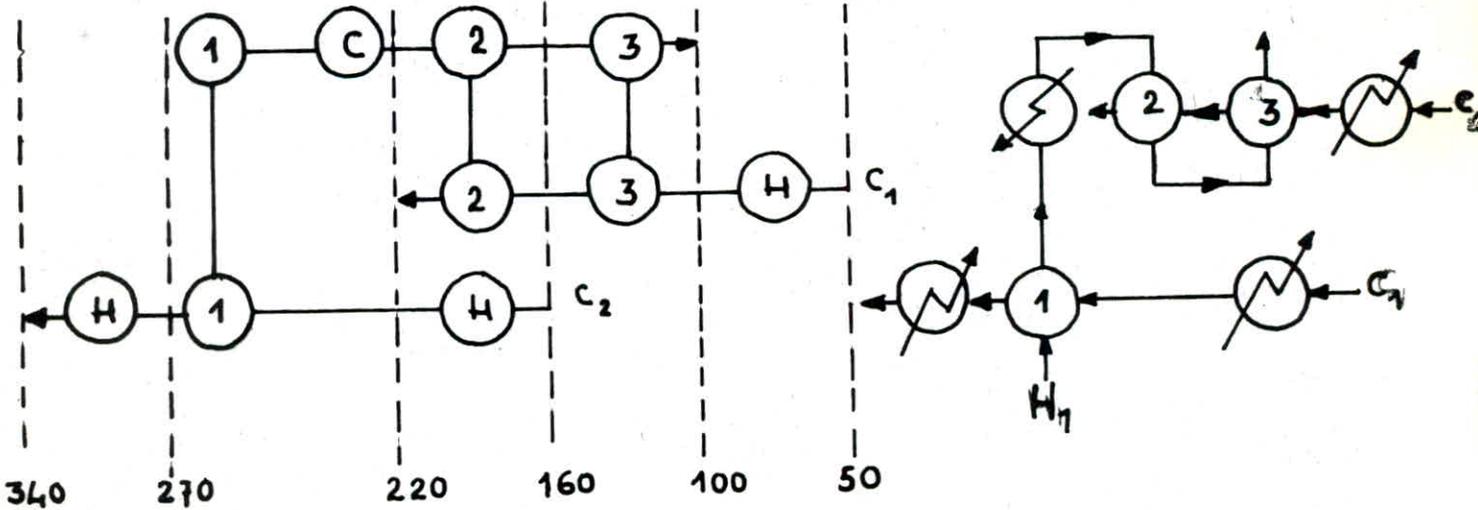
	H ₁	H ₂	H ₃
C ₁	1		3
C ₂		2	4



b/ Représentation matricielle.



c/ diagramme de contenance calorifique.



d/ Diagramme des intervalles de température.

Fig 4-7-1

.. Une autre représentation très commode par Linnhoff et Flower (1978) illustre directement la structure du réseau , Fig 4.7.1.d. Un couplage est indiqué en plaçant une paire de cercles sur chaque courant et en les connectant avec une ligne verticale.

4-8- Tableau des limites d'utilités minimum utilisées en littérature.

1. - Différence nette de chaleur entre l'échauffement nécessaire pour les courants froids et le refroidissement, nécessaire pour les courants chauds.
2. - Pareil au point 1, mais modifiée pour tenir compte des portions de courants plus froids (plus chauds) que n'importe quel courant froid (chaud) existant.
3. - Limite exacte tenant compte de la température uniforme minimale permise dans l'approche.
4. - Limite exacte tenant compte de la température uniforme minimale (et) des couplages non permis.
5. - Pareil au Point 4, mais avec des températures d'approches minimum permises dépendant du couplage.

4.9. Algorithme de synthèse

Le problème de synthèse du R.E.C. peut être partitionné commodément en trois étapes majeures, comme suit :

I Analyse préliminaire pour établir des objectifs et des limites.

II Invention du réseau,

III Evolution

Les deux premières de ces étapes peuvent être subdivisées, toutes deux dans le même ensemble de sous-étapes :

- A. Partitionner le problème de synthèse
- B. Fusionner les sources de chaleur et puits équivalents
- C. Sélectionner les couplages "courant/courant"
- D. Sélectionner les réseaux capables de produire les couplages désirés.

4.9.1. Analyse préliminaire

L'analyse préliminaire nécessite l'établissement des objectifs pour le réseau à concevoir.

Ces objectifs sont :

1. Le nombre minimum des services nécessaires ;
2. La surface minimum exigée, en supposant tous les coefficients de transfert de chaleur égaux ;
3. Le probable, mais non garanti, plus petit nombre d'échangeur de chaleur nécessaire.

L'expérience a montré que les réseaux satisfaisant les objectifs (1) (3) sont économiquement des solutions très attirantes. L'objectif (2) est toujours approché seulement mais non atteint par les solutions optimales.

L'objectif de services minimum a été fixé de cinq manières ; quelques unes d'entre elles établissent seulement des limites inférieures.

Le tableau 4.8. récapitule les alternatives.

Une limite évidente (point 1) est d'établir la différence en chaleur nécessaire pour chauffer les courants froids et la chaleur disponible quand on refroidit les courants chauds ; la limite a été quelque fois légèrement redéfinie (point 2), où on tient compte des courants froids qui exigent l'échauffement au-dessus de toute température existante, à l'aide de courants chauds du processus (ou des courants chauds exigeant un refroidissement au-dessus de toute température existante, à l'aide de courants froids du processus (Rathore et Powers, 1975 ; Nichida et Lapidus, 1977, Grossman et Sargent, 1978). (18,23)

Ceux-ci tiennent compte de la différence entre l'échauffement et le refroidissement exigés, et des niveaux de température des courants. L'essentielle de la méthode de l'établissement de la limite d'utilité minimum (point 3) est de fusionner tous les courants chauds dans un seul "super-courant" chaud, et tous les courants froids dans un seul "super-courant" froid. Traçant ces deux "super-courants" sur le diagramme température/enthalpie, on déplace le super-courant froid sous le super-courant chaud jusqu'à ce que la distance verticale minimale devienne exactement égale au ΔT minimum admise partout dans le R.E.C. qui peut être à la limite nulle, ou jusqu'à ce que l'un des super-courants soit entièrement couplé avec l'autre (Umeda, Itoh et

B. Linnhoff, D. Mason et Westerberg ont calculé les services minimum nécessaires. L'extension permet d'exclure des couplages entre des paires de courants donnés, soit en totalité, soit sur une certaine gamme de température (point 4). Ils ont aussi étendu les idées pour permettre à la température d'approche minimum d'être différente pour chaque couplage (point 5). Ils ont observé que le problème peut être formulé dans un programme linéaire comme étant un problème "écoulement dans le réseau". L'objectif de la surface minimum (Nishida, Kobayashi, Ichakawa et Hohmann, 1971) peut être atteint assez rapidement en utilisant les super-courants. Nous raffinons légèrement les idées, ici. (22,24,26)

Si on introduit les utilités nécessaires et si tous les coefficients de transfert de chaleur sont assumés égaux, la solution appelée "surface minimum" correspond à un échangeur contre-courant. Le calcul de la surface entraîne l'intégration : $A = \int \frac{1}{U} \frac{dQ}{\Delta T}$ où "A" est la surface, "U" le coefficient de transfert de chaleur, Q la chaleur transférée et ΔT la distance verticale entre les deux courbes des super-courants, au point où l'incrément de chaleur (dQ) est transféré. Le nombre d'échangeurs nécessaires dans un réseau est généralement inférieur de 1 au nombre de courants engagés dans les deux super-courants, y compris les courants d'utilité (Hohmann, 1971).

Si on souhaite accomplir l'échange de chaleur entre les courants, chaque couplage proposé dans une séquence ordonnée doit éliminer totalement un des courants le composant. Dans la Fig. 4.9.1., le premier départ du couplage à gauche est de 50 unités de chaleur en éliminant le couplage froid. Ce couplage quitte le courant chaud avec 55 unités de chaleur encore à échanger. Ces 55 unités sont totalement éliminées dans la seconde étape du couplage, etc.. Notons que 4 étapes du procédé peuvent avoir lieu, pour chaque étape, un courant est éliminé, excepté pour la dernière, quand les deux courants sont éliminés, tous deux, à cause du bilan global de chaleur (Linnhoff, Mason, 1979). Les étapes de l'analyse préliminaire pour les méthodes existantes sont compatibles avec les quatre sous-étapes (de A jusqu'à D) établies auparavant.

Pour établir des limites d'utilités et/ou des limites de surfaces, le problème est toujours subdivisé selon les intervalles de température.

Premièrement, si Δ_{min} , une température d'approche minimum prescrite, est ajoutée à toutes les températures des courants froids.

Les températures d'entrée et de sortie imposées pour tous les courants, y compris ceux des services, sont rangées dans un ordre décroissant. Chaque paire de températures sur la liste représente un intervalle pour les courants chauds. Les intervalles de courants froids sont pareils, mais avec des températures décroissant par Δ_{min} . Si aucun couplage n'est exclu par le concepteur, à l'intérieur de chaque intervalle, les courants peuvent être fusionnés pour produire des super-courants chaud et froid.

La dernière étape considérée pour calculer les utilités minimum est de sélectionner les couplages parmi ces super-courants fusionnés. Avec seulement un courant chaud et un courant froid, le couplage est une étape triviale ; aucun réseau réel ne peut être proposé, alors l'étape n'est pas exigée pour l'analyse préliminaire.

4.9.2. Invention du réseau :

Comme établi auparavant, l'étape de l'invention du réseau peut aussi être subdivisée en quatre sous-étapes :

- A. Partitionner le problème de synthèse .
- B. Fusionner les sources et les puits de chaleurs équivalents.
- C. Sélectionner les couplages "courant/courant".
- D. Sélectionner le R.E.C. capable de produire les couplages désirés.

Ce ne sont pas toutes ces sous étapes qui font nécessairement, partie de chaque algorithme existant. Le partitionnement, s'il y a lieu, est de deux sortes. Le problème peut être subdivisé en intervalles de température^(IT), comme expliqué déjà lors de l'analyse préliminaire. La méthode de Linhoff et Flower (1978) utilise ce partitionnement. Si on fait une préanalyse et on a localisé une restriction de température dans le problème, on peut aussi partitionner ce dernier en deux sous problèmes, un au-dessus de la contrainte, et un au-dessous.

La chaleur ne peut être échangée entre ces deux partitions, si on souhaite développer des réseaux exigeant une utilisation de services minimum.

Une classe d'algorithmes (Nichida, Kobayachi et Ishikawa ; 1971) (22) propose ensuite, que les courants de chaleur équivalente soient fusionnés. Cette étape est exactement celle de produire des super-courants mentionnés avant, et ainsi déplace ces algorithmes dans une classe, exécutant une analyse préliminaire pour trouver la surface minimale désirée pour le problème.

Ensuite, les différents algorithmes sélectionnent les couplages "courant/courant" (ou "super courant/super courant") à faire. Certains accomplissent cette étape comme une séquence des décisions de couplage alors que d'autres font leurs décisions de couplage "courant/courant" en parallèle.

4.10. Algorithmes séquentiels de la décision des couplages :

Pour les algorithmes de cette classe, les principales questions qui se posent sont :

• La stratégie de recherche employée, comment sélectionner le prochain couplage, et que signifie "couplage" ?

• Le tableau 4.10 récapitule l'ensemble des stratégies de recherche des heuristiques : sélectionner le couplage suivant, des restrictions de couplages et des règles de sélection de la chaleur utilisée par les divers algorithmes.

4.10.1. Stratégie de recherche employée (tableau 4.10)

1. Enumération totale
2. Branche et Limite
3. Heuristique
4. Autres

4.10.2. Heuristiques utilisées (si point 3 est employé)

1. Sélectionner le courant chaud ayant la plus haute température d'entrée et le courant froid ayant la plus haute température désirée (de sortie)
2. Sélectionner le courant chaud ayant la température de sortie la plus basse et le courant froid ayant la température d'entrée la plus basse.

3. Sélectionner le couplage donnant la valeur minimale à D.T.H.
4. Sélectionner le couplage donnant la valeur minimale à la limite supérieure du coût global du réseau.

4. Restriction de couplage

1. Ne pas admettre la fidivision du courant
2. Ne pas admettre le recyclage du courant
3. Interdire les couplages n'entraînant pas l'utilisation de services minimum fixés
4. Rejeter les couplages n'entraînant pas des réseaux ayant le nombre minimum d'unités fixé.

4. Décision sur la sélection de la chaleur des courants

(h : pour le courant chaud ; c : pour le courant froid)

- 1 h_c - Prendre "la chaleur de" ou fournir "la chaleur à" l'extrémité chaude du courant
- 2 h_c prendre "la chaleur de" ou fournir "la chaleur à l'extrémité froide du courant
- 3 h_c Prendre "la chaleur de" ou fournir "la chaleur à" la partie intermédiaire du courant. (29)

Heuristique : méthode de résolution des problèmes à n variables, dans laquelle on progresse par pas de calcul vers la solution finale. La méthode consiste à fixer une valeur initiale à chaque variable et d'estimer l'erreur, puis faire varier cette valeur pas par pas jusqu'à la minimisation de cette erreur. (38)

L'essentiel de ces algorithmes est de développer un "arbre" de réseaux où le noeud initial est le réseau sans couplage. Tout échauffement et refroidissement sont faits explicitement ou implicitement par les utilités, pour ce noeud. Les "descendants" de ce noeud sont tous les réseaux contenant exactement un seul couplage. Leurs "descendants" contiennent deux couplages, etc..

Un des premiers algorithmes (Pho et Lapidus, 1973) suggère le développement de l'arbre entier des réseaux que les règles permettent de générer, mais l'arbre devient excessivement grand pour une méthode de 10 courants. Il propose une procédure faillible dite procédure "d'apparence-amont" pour réduire, à une dimension pratique, le nombre de branches de l'arbre à examiner. D'autres, proposent d'utiliser une méthode de "branches et de limites" (Mc Gaillard, 1971 ; Rathore et Powers, 1975 ; Grossman et SARGENT, 1978 ; Greenkorn, Koppel et Rogharan ; 1978) pour chercher l'arbre. Pour utiliser cette méthode on doit estimer une borne inférieure sur le coût pour tous les noeuds émanant d'un noeud donné. (17)

Cette borne inférieure est toujours le coût annualisé du capital pour les échangeurs de chaleur déjà engagés dans le réseau, plus le coût des utilités encore exigées. En calculant les utilités minimum, utiliser l'une des limites d'utilités 1 à 3. Les plus rapides, mais évidemment les plus faillibles algorithmes utilisent simplement l'un des heuristiques 1 à 4 pour sélectionner le couplage qui suit. Un nombre de couplages possibles est rejeté par des restrictions de couplage.

La reconduite dans le couplage a lieu quand deux courants échangent la chaleur dans deux (ou plus) échangeurs non contigus. Si l'algorithme était développé avec la possibilité de calculer la borne d'utilisation de services minimum, il peut éliminer tout couplage qui, étant fait, pouvait empêcher d'atteindre cette borne. Une détection d'un tel couplage est faite en mettant au point le couplage, et ensuite en faisant fonctionner une analyse préliminaire pour les courants non couplés pour estimer les services minimum qui seront nécessaires avec eux. Si cette prédiction indique un accroissement dans l'utilisation des services, le couplage est à exclure.

L'algorithme peut aussi ne pas admettre des couplages ne permettant pas d'avoir le nombre minimal d'unités d'échange de chaleur. Pour atteindre une telle solution, chaque couplage dans la séquence doit éliminer un des deux courants entièrement, et laisse un simple redi-
sue de l'autre (Greenkorn, Koppel et Roghavan, 1978). Si le couplage ne peut accomplir une telle élimination à cause des limitations de température, il ne nécessite pas d'être considéré. Les options de sélection de la chaleur peuvent avoir un effet important sur le réseau développé. Les premiers algorithmes confrontent la portion la plus chaude du courant chaud à la portion la plus froide du courant froid ; cette décision de couplage est la plus thermodynamiquement irréversible, laissant la sortie chaude du courant froid et/ou la sortie froide du courant chaud pour un échauffement ou un refroidissement ultérieur. Pouton et Donaldson (1974) passent pour être les premiers à avoir préconiser la confrontation de l'extrémité chaude du courant chaud à la partie la plus chaude du courant froid. Cette règle de sélection de la chaleur est tout à fait raisonnable pour les réseaux au dessus de l'ambiance, comme elle est thermodynamiquement réversible, et elle tend à permettre aux services chauds de température plus basse d'être utilisés. Elle fait ceci en utilisant des services froids à température plus basse. Cet échange est sensible puisque les services chauds au dessus de l'ambiance sont plus chers que les services froids.

Certains des derniers articles décrivent des algorithmes séquentiels exigeant une utilisation des services minimum et accomplissant simultanément tout ceci dans un nombre minimum imposés d'unités d'échangeur de chaleur (Greenkman, Koppel et Raphaven ; 1978 ; Guines, Rychener et Westerberg, 1980).

4.11. Diagramme de décisions simultanées de couplage.

Deux approches, publiées jusqu'à présent, établissent des décisions de douplage "simultamément". La première est une des plus anciennes, elle utilise une méthode basée sur l'algorithme "d'arrangement" par programmation linéaire (Koler et Parker, 1969, Kobayashi, Umeda et Ichikawa, 1971 ; Cena, Ilustachi et Natali ; 1977). (22)

La seconde est l'algorithme thermodynamique - combinatoire de Flower et Linnhoff (1980).

Dans l'approche par l'algorithme d'arrangement, chaque courant est partitionné en premier, en un ensemble de sous courants d'habitude bien petits ; chacun des sous courants ayant une chaleur massique $W = C_p \times G$ de "Q" unités.

Kesler et Parker (1969) et Cena, Mustachi and Natali (1977) exigent que ce partitionnement soit séquentiel (équivalent à la non division du courant), alors que Kobayachi, Umeda et Ishikawa (1971) permettent le partitionnement parallèle (équivalent à la division du courant). "Q" est choisie telle que chaque courant soit partitionné dans une approximation adéquate à un nombre entier de sous courants. Des services sont aussi ajoutés comme un nombre en plus de sous courants ; chacun encore, avec une contenance de chaleur de "Q" unités. Le problème d'arrangement est d'assigner les sous courants chauds aux sous courants froids dans une manière qui minimise la somme des coûts associés à chacun des arrangements. Des contraintes excluant certains arrangements sont ajoutées volontier, et elles reflètent des considérations thermodynamiques (le sous courant chaud doit être plus chaud que le sous courant froid). Elles pourraient aussi représenter des restrictions de l'utilisateur. Très rapidement un grand nombre de sous courants et de contraintes sont générés, même pour des petits problèmes. Heureusement, "l'algorithme d'arrangement" de la programmation linéaire est efficace pour le traitement des grands problèmes. Le coût d'un arrangement est l'aspect le plus important de cette approche. Il peut facilement inclure le coût des services, en assignant comme une part du coût d'un couplage engageant un sous courant de service, le coût des "Q" unités de ce service. Le coût doit aussi inclure le coût annuel de la surface de l'échangeur de chaleur, mais les coûts de la surface devraient refléter les dimensions globales de l'échangeur de chaleur, puisque les grands échangeurs coûtent beaucoup moins par unité de surface que les petits échangeurs. Malheureusement, les dimensions globales sont inconnues à priori ; aucune solution correcte du point de vue mathématique n'a été proposée pour ce dilemme.

Les solutions résultant de cette approche exigent plus de travail, car elles stipulent des arrangements de petits sous courants aux sous courants. Il en est ainsi jusqu'à ce que l'utilisateur traduise celles-ci dans un ensemble pratique d'échangeur de chaleur correspondant seulement d'une manière approximative aux arrangements de sous courants. Apparemment, cette méthode conduit à d'assez bons résultats.

Comme mentionné ci-dessus, le second algorithme de décisions simultanées de couplage est l'algorithme thermodynamique combinatoire.

Cet algorithme génère tous les R.E.C. satisfaisant les restrictions de couplage. Il est facilement démontré que de tels réseaux sont acycliques ; il en est ainsi, si on ne tient pas compte de la direction des écoulements du courant, et ensuite on trace le circuit de tuyauteries pour un tel réseau ; on ne peut pas trouver un chemin qui part avec un échangeur de chaleur donné et qui y retourne ultérieurement. La Fig. 4-9-1 peut aider à ajouter foi à cette propriété.

Ensuite, comme un compteur kilométrique remboursant les kilomètres, l'algorithme génère toutes les structures de couplage (dont l'un est illustré dans la fig 4.9.1), qui ne contiennent pas de cycles. Notons que ceci est une étape "parallèle" de décision de couplage, non "séquentielle". Ensuite en calculant la charge thermique pour chaque couplage, des structures entières sont éliminées si les charges thermiques suggérées par ces couplages ne sont pas toutes positives (elles exigent que la chaleur doit toujours être transférée des courants chauds aux courants froids). Finalement, l'algorithme met au point systématiquement les R.E.C. pour chaque structure de couplage. Aucune subdivision n'est permise. Les températures sont calculées et la structure est acceptée uniquement si les températures sont satisfaisantes d'un bout à l'autre ; ceci étant, des forces d'entraînement dues à une température plus grande que Δ_{\min} imposée, se produisent dans tous les couplages.

L'algorithme peut se terminer sans aucune structure satisfaisante. Il est apparemment très rapide, avec un problème de 10 courants (10SP1) en élaborant quelques 800 solutions possibles, et en étant résolu dans environ cinquante secondes sur un système D.E.C.-10 de "Computer" (Linnhoff, 1980) (29)

4.12. Réseau sélectionné

L'étape finale de chacun des algorithmes est de sélectionner le R.E.C. Pour des algorithmes séquentiels de décisions de couplage, cette étape est accomplie en même temps que les décisions de couplage sont faites. Pour l'algorithme de couplage parallèle, c'est une étape séparée. L'algorithme de Nishida, Kobayachi et Ishikawa (1971), où les chaleurs équivalentes sont fusionnées (confondues), sélectionne uniquement ce que les sources de chaleur confondues fournissent aux puits de chaleur confondus. (22)

Assujéti aux lignes de conduites données, l'utilisateur doit choisir entre les alternatives possibles pour développer le réseau réel.

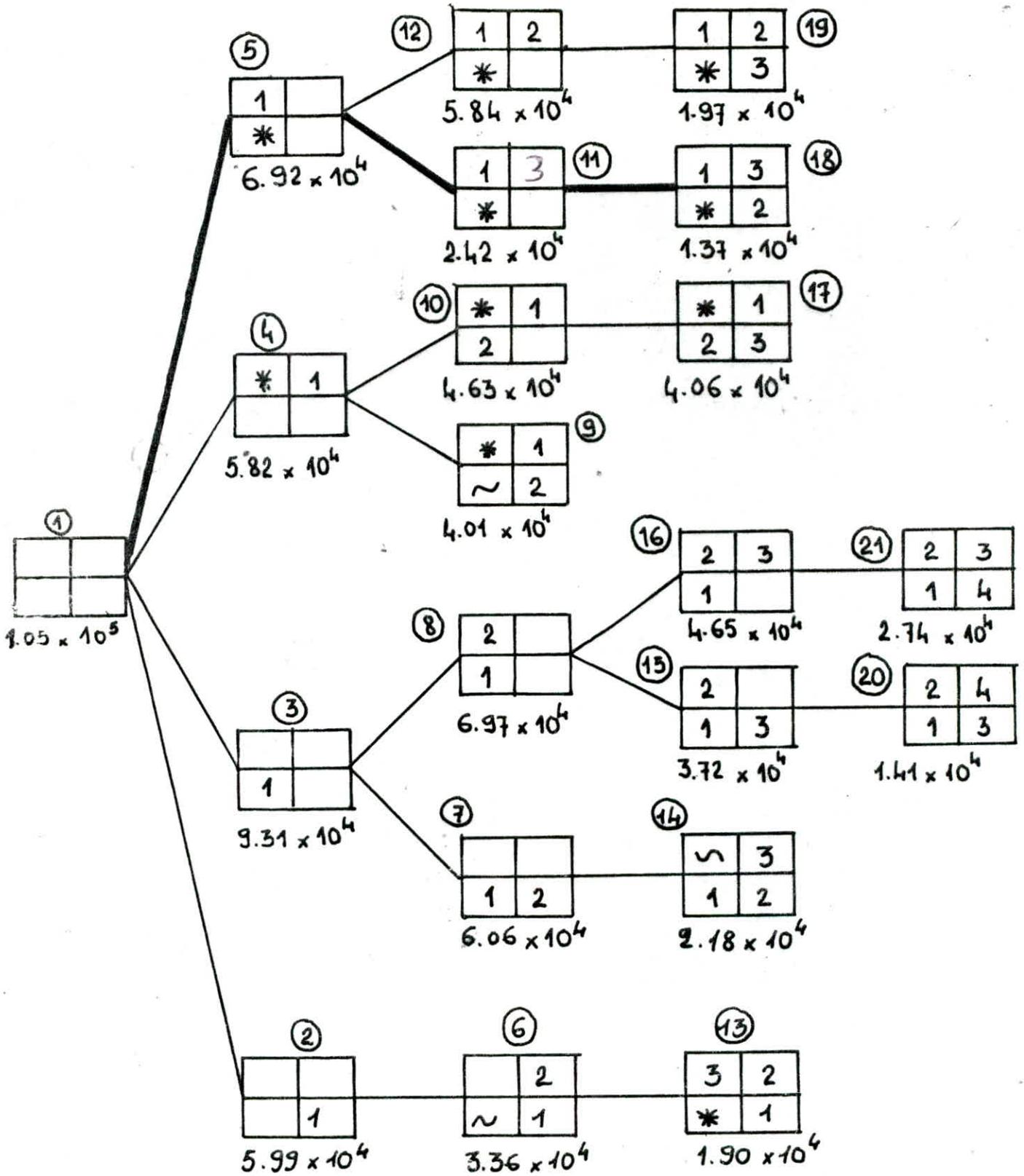


Fig 6-2-4 Arbre de base réduit du problème 4 SP1

4.13. Evolution

Plusieurs publications présentent des étapes pour aider à améliorer un R.E.C., une fois celui-ci développé. Une des premières publications faite par Mc Gaillard et Westerberg (1972), présente une méthode pour déterminer si une modification d'un schéma d'écoulement d'un processus entraîne un autre schéma amélioré sans exiger pour cela que le schéma original soit pleinement optimisé.

Shah et Westerberg (1975) présentèrent un organigramme pour le développement du R.E.C. évolué, plus quelques règles d'évolution pour modifier le réseau très légèrement. L'algorithme consiste à faire un petit changement ; s'il conduit à une amélioration, se déplacer au réseau amélioré et répéter. La décision cruciale a été quels types de modification constituent les petits changements : trois modifications furent suggérées. Nishida, Liu et Lapidus (1977) présentent un ensemble de règles évolutives pour améliorer des réseaux généralement développés avec l'aide du premier algorithme de la surface minimum. Cet algorithme exige qu'on développe un réseau contenant plus que les échangeurs de chaleur existants, et les règles d'évolution peuvent aider à réduire ce nombre d'échangeurs. (22,27,29)

La méthode de Linhoff et Flower "développement évolué" (1978) est un ensemble de règles, telles que celles développées pour leur méthode TI. Les règles montrent comment on reconnaît facilement si la petite étape mène à un réseau pratique du point de vue thermodynamique. Grimes (1980) utilise des heuristiques pour développer un réseau soumis aux contraintes impliquées par les restrictions de couplages. Deux règles d'évolution permettent ainsi de trouver des structures voisines, satisfaisantes aussi ces deux restrictions semblables de couplages. Grimes donne des théorèmes, qui montrent que toutes les structures semblables peuvent être atteintes, à partir d'une structure initiale quelconque, à l'aide de l'évolution, en utilisant uniquement ces deux règles. En utilisant ces règles manuellement, et alors en employant des notes d'utilisation, donc pratiques, l'auteur a amélioré plusieurs réseaux crus être optimaux par d'autres auteurs. Il améliora, par exemple, un réseau qui ne pouvait pas atteindre les objectifs de services minimum et de nombre minimal d'échangeurs. Il réduisit le nombre d'utilités minimum plutôt que le nombre minimal d'échangeurs comme d'autres ont fait avant lui.

4.14. Perspectives pour la synthèse R.E.C.

Le problème de l'utilisation de services minimum est résolu d'une façon adéquate, et il peut déjà être très utile en tant qu'outil industriel. La synthèse des R.E.C. qui utilise ces services minimum, et qui nécessite le nombre minimum d'échangeurs, est un problème bien compris et est en voie de devenir un problème résolu.

4.15. Autres applications

il est toujours nécessaire de considérer la synthèse des procédés chimiques avec les indices de performance auxiliaires, autres que le coût total, tels que le comportement dynamique, les considérations de contrôle, les spécifications de sûreté (équipements), l'incertitude des paramètres, etc...

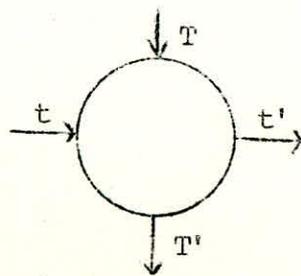
5. Formulation matricielle pour les échangeurs de chaleur complexes

La formulation matricielle introduite par Domingos pour le calcul de l'efficacité des assemblages d'échangeurs de chaleur est étendue au cas des échangeurs complexes, pour lesquels la restriction d'un mélange complet pour chaque fluide dans les courants d'entrée et de sortie et leurs propriétés sont discutées. La méthode peut être utilisée pour trouver des solutions explicites aux configurations d'intérêt pratique, qui sont analysées comme assemblages d'unités simples, couplées ensemble de différentes manières.

5.1. Introduction

A partir des hypothèses de constance des capacités de chaleur et des coefficients de transfert de chaleur (pas de changement de phase, distribution de température uniforme en entrée et sortie et pas de perte de chaleur), le comportement thermique d'un échangeur de chaleur peut être caractérisé par une matrice M qui relie les vecteurs de température d'entrée et de sortie par l'équation (1).

$$\begin{bmatrix} t' \\ T' \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} M_{11} & M_{12} \\ M_{21} & M_{22} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} t \\ T \end{bmatrix} \dots (5-1-1)$$



Les éléments de la matrice M_{ij} ne sont pas indépendants, l'invariance de translation des équations de transfert de chaleur par la variable température exige que l'équation (5-1-1) tienne (convienne) si toutes les températures varient dans une même grandeur constante, ce qui implique :

$$\sum_{j=1}^2 M_{ij} = 1, i = 1, 2, \dots \quad (5-1-2)$$

La deuxième loi de la thermodynamique nécessite que M ne soient pas négatifs, et à partir de (5-1-2) on a : $0 < M_{ij} < 1, \dots \dots (5-1-3)$

En plus, la conservation de chaleur peut s'exprimer sous la forme :

$$WC(t''-t) = WC(T-T') \dots \dots (5-1-4)$$

d'où

$$M_{11} + M_{21} / R = 1, \dots \dots (5-1-5) \text{ et } RM_{12} + M_{22} = 1, \dots \dots (5-1-6)$$

à partir de :

(5-1-2), (5-1-5) et (5-1-6); on obtient : $M_{21} = RM_{12}, \dots \dots (5-1-7)$

Les éléments M_{12} et M_{21} peuvent être identifiés comme les efficacités des fluides calandre-et-tube, ainsi M peut s'écrire de la façon suivante :

$$M = \begin{bmatrix} 1-p & p \\ P & 1-P \end{bmatrix} \dots \dots (5-1-8)$$

Dans la suite, un échangeur caractérisé par les équations précédentes est appelé échangeur de chaleur de base. Deux ou plus de ces échangeurs peuvent être assemblés de différentes manières pour former de nouveaux échangeurs de base, dont les propriétés de chacun sont reliées à celles des éléments constituants.

La formulation matricielle décrite est généralisée au cas des échangeurs de chaleur complexes, dans lesquels des nombres arbitraires de courants d'entrée et de sortie (chacun caractérisé par sa température et son débit calorifique) sont possibles à la fois pour le fluide de la calandre et le fluide des tubes. Le but de cette extension est double :

• D'une part, il permet un traitement plus réaliste des échangeurs dans lesquels l'un ou les deux fluides d'entrée et/ou de sortie ne sont pas complètement mélangés ; D'autre part, il fournit un outil de calcul des propriétés des configurations d'intérêt pratique, qui sont obtenues comme assemblages de ces unités multi-courants.

5.2. Formulation matricielle généralisée :

Dans le cas d'échangeur de chaleur complexe, les dimensions des vecteurs de températures d'entrée et de sortie sont $(n+N)$ et $(n'+N')$ respectivement, et M devient une matrice rectangulaire.

(n+N) X (n' + N') telle que :

$$\begin{bmatrix} t_1 \\ \vdots \\ t_{n'} \\ T_1 \\ \vdots \\ T_{N'} \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} M_{1,1} \dots M_{1,n} & M_{1,n+1} \dots M_{1,n+N} \\ \vdots & \vdots \\ M_{n',1} \dots M_{n',n} & M_{n',n+1} \dots M_{n',n+N} \\ \vdots & \vdots \\ M_{n'+1,1} \dots M_{n'+1,n} & M_{n'+1,n+1} \dots M_{n'+1,n+N} \\ \vdots & \vdots \\ M_{n'+N',1} \dots M_{n'+N',n} & M_{n'+N',n+1} \dots M_{n'+N',n+N} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} t_1 \\ \vdots \\ t_n \\ T_1 \\ \vdots \\ T_n \end{bmatrix} \dots (5-2-1)$$

Pour les mêmes raisons mentionnées dans l'introduction, les éléments de Matrice M_{ij} satisfont encore les contraintes :

$$\sum_{j=1}^{n+N} M_{ij} = 1, \quad j = \overline{1, N'+n'}; \dots (5-2-2) \quad \text{et} \quad 0 \leq M_{ij} \leq 1 \dots (5-2-3)$$

La conservation de chaleur peut être écrite donc, comme :

$$c \left(\sum_{i=1}^{n'} W_i t_i - \sum_{i=1}^n W_i t_i \right) = c \left(\sum_{i=1}^N W_i T_i - \sum_{i=1}^{N'} W_i T_i \right) \dots (5-2-4)$$

La substitution des températures de sortie de l'équation (5-2-1) dans (5-2-4) conduit à une équation homogène en t_i et T_i , qui pour être satisfaite pour toutes les valeurs possibles des températures d'entrée, nécessite de faire disparaître les coefficients correspondants. A partir de ceci, on obtient $n+N$ relations qui sont des généralisations des équations (5-1-5) et (5-1-6) et qui peuvent être écrites sous la forme :

$$\sum_{j=1}^{n'+N'} \hat{M}_{ij} = 1, \quad i = \overline{1, n+N} \dots (5-2-5) \quad \text{Avec} \quad \hat{M} = D^{-1} \bar{M} D' \dots (5-2-6)$$

Ici, "La barre" (-) dénote la transposition et D et D' sont les matrices diagonales des débits calorifiques d'entrée et de sortie de dimensions $(n+N) \times (n+N)$ et $(n'+N') \times (n'+N')$ respectivement, telles que :

$$D_{ij} = \begin{cases} c w_i & 1 \leq i \leq n \\ c W_{i-n} & n+1 \leq i \leq n+N \end{cases} \dots (5-2-7)$$

et similairement pour D' .

Observer que les débits d'entrée et de sortie des courants individuels ne doivent pas être les mêmes, et subissent seulement les contraintes de conservation de continuité. La matrice \hat{M} qui satisfait l'équation (5-2-5), tout à fait analogue à l'équation (5-2-2), peut être interprétée comme matrice décrivant le processus "d'écoulement opposé", c'est à dire un processus physique avec les mêmes géométries, fluides et débits que celui décrit par M , mais dans lequel, les directions de l'écoulement de tous les courants sont inversés (ainsi, les débits d'entrée deviennent les débits de sortie et vice versa). La preuve de cet état de chose impose, cependant, une élaboration qui est présentée en (34,33)

La matrice M peut être réécrite sous la forme :

$$\left[\begin{array}{ccc}
 \begin{array}{c} \varepsilon_1 (1-p_{1,1}) \dots \varepsilon_n (1-p_{1,n}) \\ \vdots \\ \varepsilon_1 (1-p_{n',1}) \dots \varepsilon_n (1-p_{n',n}) \\ \vdots \\ \varepsilon_1^{P_{n'+1,1}} \dots \varepsilon_n^{P_{n'+1,n}} \\ \vdots \\ \varepsilon_1^{P_{n'+N',1}} \dots \varepsilon_n^{P_{n'+N',n}} \end{array} &
 \begin{array}{c} \Delta_1^{P_{1,n+1}} \\ \vdots \\ \Delta_1^{P_{n',n+1}} \\ \vdots \\ \Delta_1^{(1-P_{n'+1,n+1})} \\ \vdots \\ \Delta_1^{(1-P_{n'+N',n+1})} \end{array} &
 \begin{array}{c} \Delta_N^{P_{1,n+N}} \\ \vdots \\ \Delta_N^{P_{n',n+N}} \\ \vdots \\ \Delta_N^{(1-P_{n'+1,n+N})} \\ \vdots \\ \Delta_N^{(1-P_{n'+N',n+N})} \end{array} \\
 \end{array} \right] \dots (5-2-8)$$

où ε_i et Δ_i sont les fractions des débits d'entrée des fluides de la calandre et des tubes respectivement définis par :

$$\left. \begin{array}{l}
 \varepsilon_i = w_i / \sum_{j=1}^n w_j \\
 \Delta_i = w_i / \sum_{j=1}^N w_j
 \end{array} \right\} \dots (5-2-9) \text{ tel que } \sum_{i=1}^n \varepsilon_i = \sum_{i=1}^N \Delta_i = 1 \quad (5-2-10)$$

la relation entre les paramètres $p_{i=j'}$ et $P_{ij'}$, définie par l'équation (5-2-8) [35]

NOTATIONS

- C, C' = Chaleurs spécifiques du fluide-calandre et fluide à l'intérieur des tubes, respectivement, $J / kg \text{ } ^\circ C$
- D, D' = Matrices des taux de capacité calorifiques (Chaleurs massiques) d'entrée et de sortie, $J / s \text{ } ^\circ C$
- δ, δ' = Fractions des débits massiques à l'entrée et à la sortie du fluide-calandre, sans dimension.
- Δ, Δ' = Fractions des débits massiques à l'entrée et à la sortie du fluide-tubes, sans dimension.
- M = Matrice liant les températures de sortie à celles d'entrée, sans dimension.
- \bar{M} = Transposée de la matrice M , sans dimension.
- \hat{M} = Matrice auxiliaire définie dans l'équation (5-2-6), sans dimension.
- n, n' = Nombres des courants du fluide de la calandre à l'entrée et à la sortie, sans dimension.
- N, N' = Nombres des courants du fluide dans les tubes à l'entrée et à la sortie, sans dimension.
- N_B = Nombre de chicanes dans les échangeurs à calandre du type E, ou nombre de chicanes dans chaque moitié des échangeurs du type J, mis à part la chicane centrale.
- N_{tn} = UA/WC , Nombre d'unités de transfert, référé au fluide de la calandre pour l'échangeur en entier, sans dimension.
- P = $(t' - t) / (T - t)$, efficacité du fluide de la calandre, sans dimension.
- P' = $(T - T') / (T - t)$, efficacité du fluide des tubes, sans dimension.
- P_{ij}, P'_{ij} = Paramètres définis dans l'équation (5-2-8), sans dimension.
- R = WC' / WC , rapport des taux de capacités calorifiques (Chaleurs massiques), sans dimension.
- t, t' = Températures d'entrée et de sortie du fluide-calandre, $^\circ C$
- T, T' = Températures d'entrée et de sortie du fluide-tubes, $^\circ C$
- U = Coefficient de transfert ou d'échange } de chaleur, $J/s \text{ } ^\circ C m^2$
- w, w' = Débits massiques d'entrée et de sortie du fluide-calandre, kg/s
- W, W' = Débits massiques d'entrée et de sortie du fluide-tubes, kg/s
- Indices :
- $i, j, 1, 2, 3$ = Etiquettes des courants ou indices des matrices.
- R = Indique une matrice réduite.

6. Synthèse des R.E.C. optimaux par l'algorithme de l'arbre de recherche.

La matrice de synthèse est une représentation compacte et efficace d'un R.E.C. acyclique et elle est utilisée pour générer un arbre de décision pour le problème d'échangeur de chaleur. Le réseau est localisé par l'énumération de l'arbre. (19)

Construction d'un diagramme d'arbre de décision dont les noeuds engloberont tous les systèmes pratiques et la localisation du noeud constitué d'un nombre déterminé d'échangeurs, au coût minimum, afin que la température de sortie de chaque courant primaire soit atteinte.

La fonction objective du coût annuel pour la minimisation est exprimée par l'équation suivante :

$$J = \delta \left\{ \sum_c a_{cH}^b H_i + \sum_j a_{Hj}^b + \sum_K a_{cK}^b \right\} + U \dots (1)$$

où δ = Taux d'amortissement annuel de l'investissement
 U = Coût d'utilités

La surface pour chaque échangeur est calculée par la rotation de la D.T.L.H.

M_h : Nombre de courants chauds $H_i, i=1, \overline{M_h}$
seront refroidis

N_c : Nombre de courants froids $C_j, j=1, \overline{N_c}$
seront chauffés

t_n : Température d'entrée du courant ($^{\circ}K$)

T_K : Température de sortie du courant ($^{\circ}K$)

W_K : Débit calorifique spécifique au courant $W/^{\circ}K$

6.1. Représentation matricielle des systèmes des échangeurs de chaleur dans la synthèse optimale :

Nous nous référons à un système d'échangeur de chaleur à n échangeur de chaleur, comme système à n étapes.

A une étape donnée de la synthèse, une paire de courants du procédé sera couplée et identifiée par l'entrée (i, j) de la matrice "A", dont les lignes et les colonnes représentent les courants froids et chauds respectivement. Si à la i^{ème} étape de synthèse, $C_i \cap h_j \neq \emptyset$, on a $a(i, j) = n$.

Un système d'étape M aura ainsi, M ($\neq 0$) entrées de valeurs 1 à M. La représentation qui convient au concept ci-dessus appelé matrice de synthèse, est montrée en fig. 6-1- b) pour les quatre (4) étapes de système de la fig. 6-1- a).

Les premières ligne et colonne de la matrice identifient les courants froids et chauds, les dernières ligne et colonne indiquent si les courants du procédé requièrent le service des réchauffeurs (H) ou des refroidisseurs (C) pour atteindre leurs températures spécifiques.

Ces courants, qui ont atteint leurs températures finales au début de la synthèse, et par conséquent, ne nécessitent pas des (H) et (C) à l'étape finale de la synthèse, sont caractérisés par le symbole (T), le bloc restant de la matrice de synthèse est la matrice "A" définie au début.

Les spécifications de cette matrice "A" détermineront uniquement la structure du réseau d'échangeur global. Un réseau d'échangeur de chaleur sera caractérisé soit par la matrice de synthèse ou sa matrice "A". Une matrice de synthèse peut servir à tester si un système existant peut être étendu pour inclure un échangeur additionnel. Ce procédé d'extension générera un nouveau système capable de réaliser les mêmes spécifications de conception, et par conséquent, une solution pratique.

Considérons la synthèse d'un système de n étapes, pour lequel on a ($C_i \cap h_{M+1} = (H)$, $C_{N+1} \cap h_j = (C)$ et $C_i \cap h_j = \emptyset$), il est possible d'introduire (n+1)^{ème} échangeur additionnel pour exécuter le couplage des courants C_i et h_j . La matrice "A", pour ce réseau de n+1 étapes, sera la même que pour le réseau à n étapes, sauf pour l'élément additionnel a (i, j). Par exemple, un réseau de cinq (5) étapes lequel peut être étendu à partir de (4) étapes de la fig. 6.1. a) est montré dans la fig. 6.1. c).

La dimension d'un problème est caractérisée par le nombre d'entrées dans sa matrice de synthèse ; exemple, 10 Sp1 aura une matrice 5 X 5, et un total de 25 entrées ; ceci représente la dimension maximale possible pour n'importe quel problème de dix courants.

La formulation de l'arbre de décision d'un réseau d'échangeur de chaleur prévoit des moyens efficaces de représentation du système pratique entier.

Un diagramme d'arbre de décision est un graphe enraciné à un noeud de départ, tel qu'il existe seulement un chemin à partir du noeud du départ aux autres noeuds.

Comme résultat de l'utilisation de la matrice de synthèse pour décrire un système d'échangeurs, les propriétés suivantes peuvent être soulignées :

Notons l'entrée qui est assignée à la valeur n, dans la nième étape de synthèse par (i_n, j_n) . Considérons deux entrées consécutives (i_{n-1}, j_{n-1}) et (i_n, j_n) , elles n'interagissent si et seulement si $i_n \leq i_{n-1}$ et $j_n \leq j_{n-1}$. Si aucune de ces inégalités n'est satisfaite, elles interagissent. Il s'ensuit que :

Théorème 1

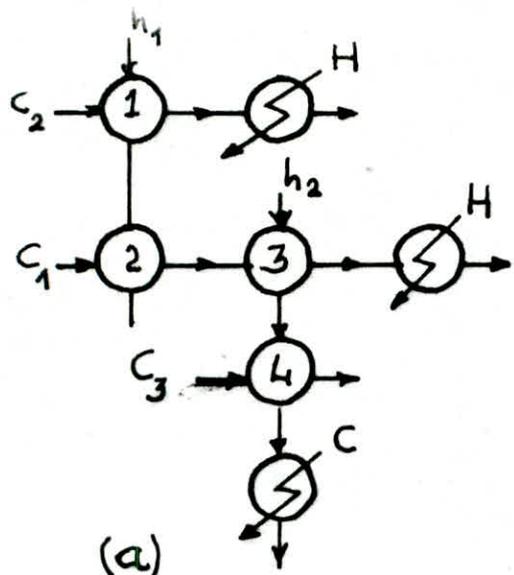
" Si les deux entrées (i_{n-1}, j_{n-1}) et (i_n, j_n) n'interagissent pas, le système auquel sont attribués $(i_{n-1}, j_{n-1}) = n-1$ et $(i_n, j_n) = n$ et le système avec (i_{n-1}, j_{n-1}) interagissent, les deux attributions résulteront en deux systèmes différents ". Au lieu d'identifier chaque entrée dans la matrice de synthèse par sa ligne i et sa colonne j, une transformation peut être définie

$$K = j + N_n (i-1) \quad \left\{ \begin{array}{l} i = \overline{1, N_c} \\ j = \overline{1, N_h} \end{array} \right.$$

Ceci permettra d'identifier chaque entrée (i, j) par un unique nombre K qui se range de 1 à N, ou $N = N_c \times N_h$. (Voir annexe).

Notons l'ensemble de toutes les entrées faisables dans la ième ligne et jème colonne par le signe S_1^n ; alors par définition, deux (2) entrées consécutives K_{n-1} et K_n interagissent si et seulement si $K_n \in S_1^{n-1}$. Aussi notons l'ensemble des entrées faisables dont la valeur K sont plus grandes que $K_n = j_n + N_n (i_n - 1)$ par S_2^n . Alors en attribuant la (n+1)ème étape de la synthèse après que l'étape n du système ait été synthétisée, une procédure simple est résumée par la règle suivante :

Fig : 6-1



(a)

	h_1	h_2	
C_1	2	3	H
C_2	1		H
C_3		4	T
	T	C	

(b)

	h_1	h_2	
C_1	2	3	H
C_2	1	5	H
C_3		4	T
	T	T	

(c)

La dimension d'un problème est caractérisée par le nombre d'entrées dans sa matrice de synthèse : exemple, 10 Sp1 aura une matrice 5 X 5, et un total de 25 entrées ; ceci représente la dimension maximale possible pour n'importe quel problème de dix courants.

La formulation de l'arbre de décision d'un réseau d'échangeur de chaleur prévoit des moyens efficaces de représentation du système pratique entier.

Un diagramme d'arbre de décision est un graphe enraciné à un noeud de départ, tel qu'il existe seulement un chemin à partir du noeud du départ aux autres noeuds.

Comme résultat de l'utilisation de la matrice de synthèse pour décrire un système d'échangeurs, les propriétés suivantes peuvent être soulignées :

Notons l'entrée qui est assignée à la valeur n , dans la nième étape de synthèse par (i_n, j_n) . Considérons deux entrées consécutives (i_{n-1}, j_{n-1}) et (i_n, j_n) , elles n'interagissent pas si et seulement si $i_n \neq i_{n-1}$ et $j_n \neq j_{n-1}$. Si aucune de ces inégalités n'est satisfaite, elles interagissent. Il s'ensuit que :

Théorème 1

" Si les deux entrées (i_{n-1}, j_{n-1}) et (i_n, j_n) n'interagissent pas, le système auquel sont attribués $a(i_{n-1}, j_{n-1}) = n-1$ et $b(i_n, j_n) = n$ et le système avec $a(i_{n-1}, j_{n-1})$ interagissent, les deux attributions résulteront en deux systèmes différents ". Au lieu d'identifier chaque entrée dans la matrice de synthèse par sa ligne i et sa colonne j , une transformation peut être définie

$$K = j + N_h (i-1) \quad \left/ \quad \begin{array}{l} i = \overline{1, N_c} \\ j = \overline{1, N_h} \end{array} \right.$$

Ceci permettra d'identifier chaque entrée (i, j) par un unique nombre K qui se range de 1 à N , ou $N = N_c \times N_h$. (Voir annexe).

Notons l'ensemble de toutes les entrées faisables dans la nième ligne et ième colonne par le signe S_1^n ; alors par définition, deux (2) entrées consécutives K_{n-1} et K_n interagissent si et seulement si $K_n \in S_1^{n-1}$. Aussi notons l'ensemble des entrées faisables dont la valeur K sont plus grandes que $K_n = j_n + N_h (i_n - 1)$ par S_2^n . Alors en attribuant la $(N+1)$ ème étape de la synthèse après que l'étape n du système ait été synthétisée, une procédure simple est résumée par la règle suivante :

" Soit une séquence K_1, K_2, \dots, K_n de synthèse, l'ensemble de toutes les entrées avec une attribution faisable de la (n+1)ème étape de synthèse, est donné par :

$$\{K_{n+1}\} = S_1^n \cup S_2^n \dots \gg$$

Ceci conduit à :

Théorème 2

" Si l'ensemble $\{K_{n+1}\}$ avec $n = 1, \overline{N-1}$ est utilisé dans la génération de l'arbre de décision pour le problème d'échangeurs, alors les noeuds de l'arbre contiendront tous les réseaux faisables".

6.2. . Synthèse par énumération

Une méthode efficace, par laquelle l'arbre de décision, pour un problème de réseau d'échangeur de chaleur peut être généré, a été décrite dans le but de localiser le noeud optimal, et cela en énumérant chaque noeud sur le calculateur. Une méthode, fréquemment utilisée pour énumérer tous les noeuds dans l'arbre, se fait par une procédure de tâtonnement (blind-search) (Milsson 1971). Cette méthode offre un chemin systématique par lequel tous les noeuds sont examinés d'une manière ordonnée. Dépendant de l'ordre dans lequel les noeuds sont générés, une procédure de tâtonnement peut être faite par les deux (2) méthodes :

1. Soit par la méthode de "la largeur en premier" (M.L.P) (Width first)
2. Soit par la méthode de "la profondeur en premier: (M.P.P)(Depth first)

6.2.1. . Méthode de la " Largeur en Premier " (M.L.P)

Dans la M.L.P., les noeuds sont étendus dans l'ordre dans lequel ils sont générés, c'est à dire que les noeuds au niveau de l'arbre sont générés séquentiellement ; jusqu'à ce que le dernier niveau de l'arbre soit atteint, ceci cause de sévères problèmes d'accumulation, car chaque noeud est caractérisé par une matrice, (à partir du point de vue de la programmation, elle est beaucoup plus simple que la (M.P.P)).

6.2.2. Méthode de "la profondeur en premier" (M.P.P.)

Dans la M.P.P., seulement les noeuds les plus récemment étendus sont générés les premiers ; et elle requiert le stockage d'au plus N_c noeuds seulement, où $N_c \leq N_c \times n$ est le nombre des niveaux de l'arbre dans le problème constitué de N_c courants froids et N_h courants chauds, c'est à dire qu'elle permet de rechercher chaque branche à la fin de l'arbre de décision.

Comme illustration, considérons l'arbre de décision montré dans la fig. (6-1-1). Dans la fig. (6-1-2) on a montré le sens de génération suivi par la M.L.P., et le nombre de chemins possibles (nombre de niveau d'arbre) par la M.L.P.

6.2.3. Synthèse par énumération partielle (S.E.P.)

Il est apparent que la méthode est équivalente à l'énumération directe de l'espace entier des solutions. En principe, cette méthode peut fournir une solution aux problèmes de synthèse d'échangeurs de toute dimension. Cependant, comme l'arbre de décision devient important, le temps de compilation pour l'énumération directe peut devenir prohibitif. (Le même problème est aussi rencontré dans le programme "jeu d'échecs"). Une solution possible à cette difficulté est de définir une fonction d'évaluation pour chacun des noeuds générés durant la synthèse ; Une telle fonction évalue la qualité de chaque noeud. Elle peut être utilisée pour orienter la recherche vers le noeud optimal en premier, en générant le noeud le plus prometteur, alors que les noeuds restants sont, soit retenus pour une expansion future, soit simplement supprimés des considérations ultérieures. Cette fonction d'évaluation peut être exacte ou tout simplement heuristique ; Dans le premier cas, l'optimalité est garantie, alors que dans le second la garantie de trouver le noeud optimal n'existe pas. Cependant, la procédure heuristique pourrait être beaucoup plus facile à utiliser. Le but de la fonction est de générer une énumération partielle à l'arbre de décision entier, pour qu'il y ait possibilité de localiser le noeud optimal.

Une méthode, qui emploie l'approche heuristique, sera détaillée ici pour la synthèse du système d'échangeur de chaleur optimal.

On définit un opérateur $f_n(\circ)$ qui, quand il opère sur un noeud, il y génère tous les noeuds descendants de 0 à n à partir du noeud y, les noeuds descendants de 0 à partir du noeud y sont définis comme y lui-même. Dans la fig (6-1-2), $f_2(5) = \{5, 12, 11, 19, 18\}$, noter que l'ensemble $f_n(y)$ forme lui-même un sous arbre enraciné au noeud y.

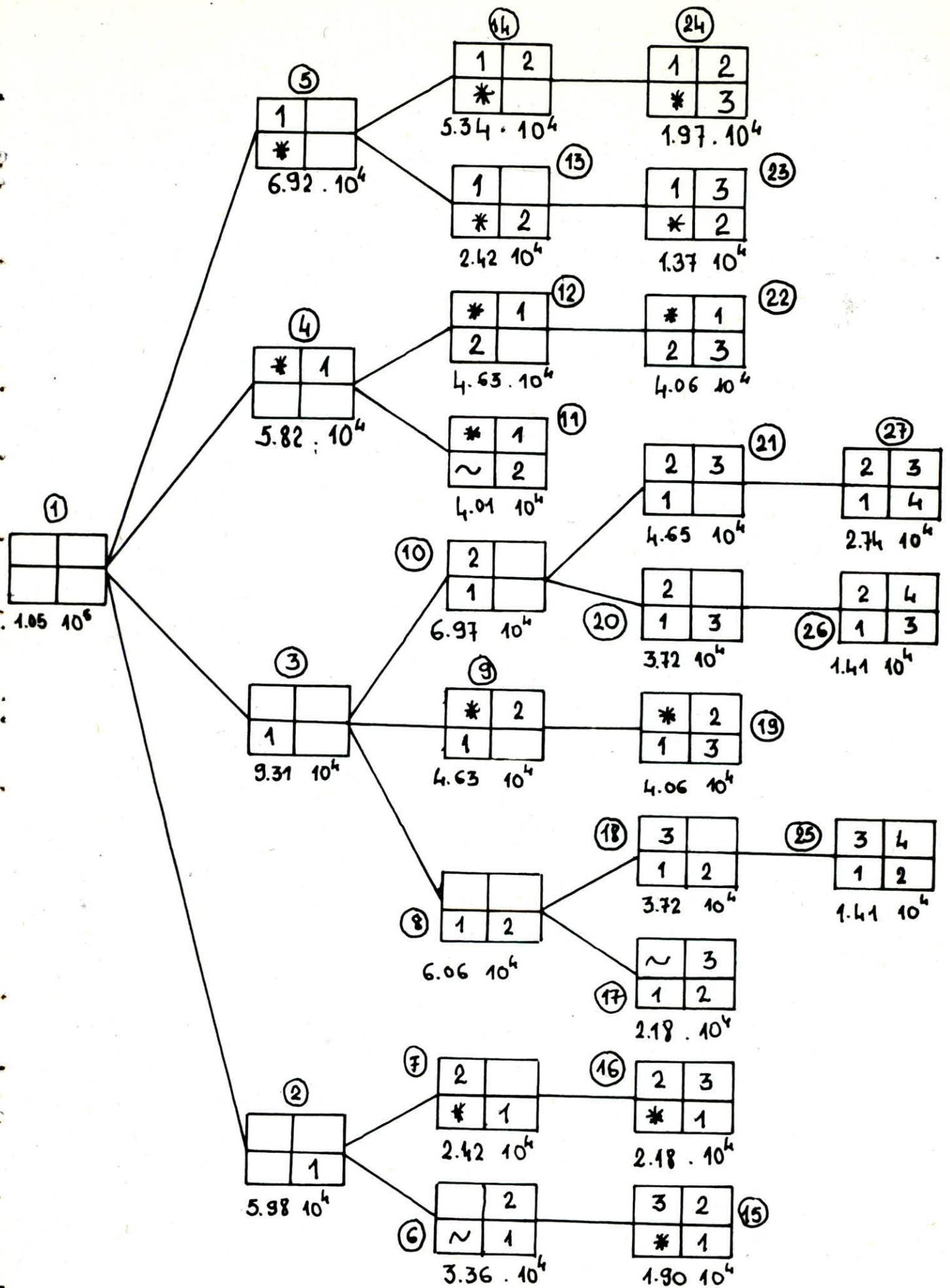


Fig 6a. Arbre de base du problème 4 SP1

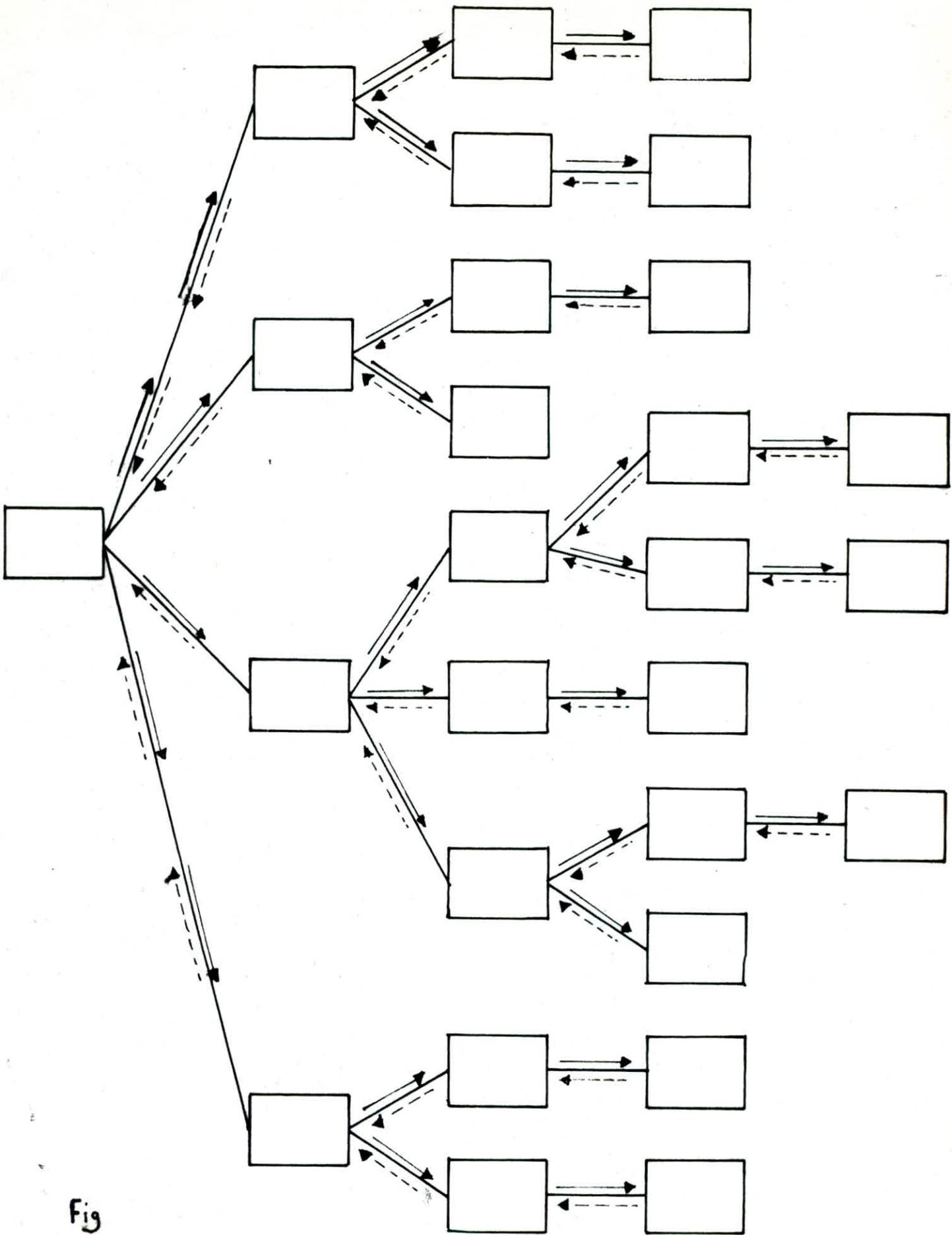


Fig
 Nombre de niveaux d'arbres \equiv Nombre de chemins possibles = 11
 Sens de génération suivi par la méthode de la largeur première

6-2-4 : Génération du diagramme d'arbre de décision pour le 4SP1.

On utilise la représentation de la matrice "A". Pour aider à l'interprétation, les a (i,j) dont les T (i,j) sont atteints seront notés par a (i,j) = * , ces entrées ne seront pas longtemps utilisées pour une synthèse ultérieure et cet (*) le long de la ligne pour une colonne correspondante notera le non faisabilité. Les a (i,j) = 0 restants indiqueront par conséquent de futures couplages possibles, c'est à dire futures (a,j) ≠ 0.

En outre, les a (i,j), dont les T (i,j) ne sont pas atteints, seront automatiquement désignées par les (H) ou (C).
Le coût de chaque noeud, représenté par une matrice "A", inclura le coût des échangeurs P_{ESi} comme calculé par (1) et il est de \$ 1.05.10⁵/année. Ceci est inscrit sous le 1er. noeud.

Pour la 1ère étape de la synthèse, des paires de courants , comme représentées par les 4 entrées vides du noeud 1, sont de possibles candidats pour le couplage; ceci peut être indiqué en assignant la valeur correspondante à chacune des 4 entrées vides. Si le couplage est faisable $\implies a(i,j) = n$, $n = \overline{1,4}$ si le couplage n'est pas faisable (par exemple $t_{CH}^o < t_{CC}^o$) $\implies a(i,j) = \sim$.

Dans la fig 6-1-1, les synthèses de 1 à 4 étapes ont été étendus à partir du 1er noeud du système existant, ils sont marqués comme noeud 2 à 5.

Pour le noeud 5, nous avons noté qu'après C 10h 1, le h 1 atteint sa température finale de 200° F, le symbole (*) est à l'entrée a (2,1). Puisque le noeud 5 a maintenant 2 entrées vides indiquant qu'autrement la synthèse est possible, la valeur 2 peut être assignée soit à l'entrée (1,2), soit à (2,2) résultant en noeud 13 et 14. Ce procédé d'expansion peut être répété avec tous les autres noeuds jusqu'à ce que toutes les entrées dans la matrice "A" soient remplies. La matrice "A" complètement remplie, indique l'achèvement des étapes de synthèse et par conséquent forme les noeuds à la fin de chaque branche d'arbre. Les résultats de la méthode sont au total de 27 noeuds, comprenant tous les systèmes d'échangeurs faisables avec les données de 4SP1.

Nous appellerons la fig 6-1-1 l'arbre de base. De cet arbre de base, il est clair que le noeud 23 représente le système optimal avec un coût annuel égal à \$ 13700/an, le même système optimal a été trouvé par Lee et AL (1970).

Le coût minimum tiré du programme d'énumération sert comme fonction d'évaluation pour le noeud y . En commençant par le noeud 1 de départ, le programme de R.B.C examinerait toutes les fonctions d'évaluation pour les noeuds descendants suivants et passe au noeud avec une fonction d'évaluation la plus petite. Au même moment, tous les autres noeuds générés avec des évaluations plus importantes seront mis de côté. Si le coût d'un noeud est égal à sa fonction d'évaluation, la recherche se termine et ce noeud est tenu comme étant le noeud optimal local. Comme illustration typique de cet algorithme d'énumération partielle, le problème 4SP1 a été résolu en utilisant $n = 2$, le résultat est la ligne en caractère gras dans la fig 6-2-4. Dans la fonction d'évaluation heuristique apparaît comme étant une technique extrême et puissante pour la résolution du problème de R.B.C.

6-2-5 : Preuve.

Laisser $\bar{K}_{n+1} \in \{K_{n+1}\}$ est considérons une séquence de synthèse

$$L = K_1 K_2 K_3 \dots K_{n-1} K_n \bar{K}_{n+1}$$

A partir des règles d'assignements, il est apparent que K_n et \bar{K}_{n+1} n'interagissent pas et $\bar{K}_{n+1} < K_n$. Alors, L viole les assignements de la convention et est non valable comme représentation .

Une représentation valide et équivalente à L serait $K_1 K_2 K_3 \dots K_{n-1} \bar{K}_{n+1} K_n$.

Donc, si un noeud est représenté par une séquence de synthèse $K_1 K_2 K_3 \dots K_{n-1} K_n$, seule la dernière entrée K_n est désirée dans le but d'assigner la valeur de K_{n+1} à partir de l'ensemble $\{K_{n+1}\}$. Par le théorème 2, la règle assignée ci-dessus ne genera pas seulement toutes les étapes $n+1$ faisable des systèmes, mais réduira substantiellement le nombre des noeuds en plus. Comme appliqué au 4SP1, les résultats de la règle dans l'arbre réduit montré dans la fig (6-2-4).

L'arbre consiste en seulement 21 noeuds et peut être montré comme étant le sous arbre de la fig 6-1-1.

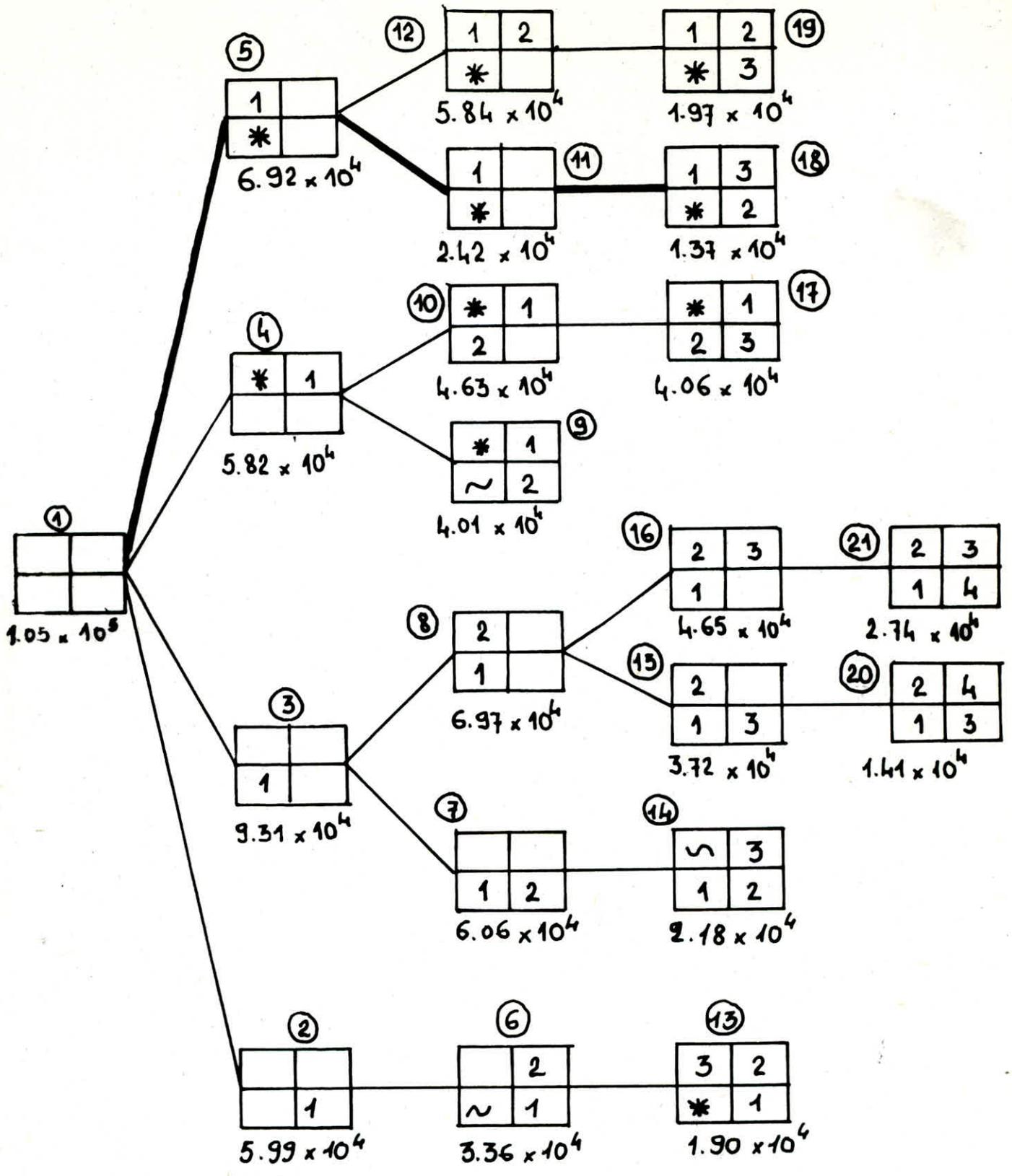


Fig 6-1. Arbre de base réduit du problème 4 SP1

7. Une approche thermodynamique-combinatoire de la conception des R.E.C optimaux

Il s'agit de trouver des réseaux qui permettent un recouvrement énergétique maximal avec des prix bas et un nombre minimal d'unités. Elle est basée sur les principes combinatoires et elle utilise des arguments thermodynamiques et topologiques pour réduire le problème combinatoire. Elle semble être également bien adaptée pour une application sur ordinateur, ainsi que pour un calcul manuel (19)

La méthode permet l'établissement de toutes les résolutions pour un problème particulier, sujet aux conditions suivantes :

- 1 Les réseaux sont soumis à une prescription, exemple "consommation minimum de matériel"
- 2 Les réseaux utilisent un nombre minimum d'unités
- 3 Les réseaux n'utilisent pas de séparation de courant;

Implantée dans l'ordinateur, la méthode apparait avoir une plus grande importance que n'importe quelle autre méthode combinatoire. Un inconvénient apparent de la méthode, est le fait que, lorsque des solutions du type spécifié ci-dessus n'existent pas, la méthode ne donne pas de réponse. Cette situation est rencontrée dans les problèmes, où la totalité du recouvrement de chaleur est difficile à réaliser. Cependant, une solution partielle d'un tel problème est rapidement obtenue au moyen de techniques existantes.

7.1.4 Faisabilité combinatoire

Le nombre minimum d'unités (N_{min}) pour la résolution du problème donné par Hohmann (1971), est :

$$N_{min} = N_H + N_C + N_{HS} + N_{CS} - 1 \dots\dots\dots (7-1-1)$$

où :

- : N_{HS} : Nombre de services chauds
- : N_{CS} : Nombre de services froids

Bien que ce nombre puisse ne pas être atteint dans certaines conditions (Linnhoff 1979), il est habituellement un objectif pratique dans la simplification des réseaux. Dans des circonstances exceptionnelles, la charge thermique d'un des échangeurs peut être identiquement nulle, entraînant un réseau encore plus simple.

Similairement, des gains importants sont faits en pratique, en négligeant les très petits échangeurs.

Le nombre des différents couplages possibles N_{poss} peut être évalué comme le démontre la fig (7-1-1)

il est exprimé par : $N_{poss} = (N_H + N_{HS}) \times (N_C + N_{CS}) - (N_{HS} - N_{CS}) \dots (7.1.2)$

Avec cette information, on peut aborder le problème combinatoire simple en trouvant tous les ensembles possibles (des N_{min}) couplages qui peuvent être formés en les sélectionnant à partir des N_{poss} couplages différents :

$$\binom{N_{min}}{N_{poss}} = \frac{N_{poss}!}{N_{min}! \times (N_{poss} - N_{min})!} \dots\dots (7.1.3)$$

Chaque ensemble représente une sélection de couplage qui peut permettre un recouvrement "d'énergie maximal/un nombre minimum d'unités". Cependant, ces ensembles de couplages, qui produiront des réseaux pratiques, doivent satisfaire à un nombre de contraintes venant des considérations topologiques et thermodynamiques. Cette approche est utilisée s'il est préférable d'éviter la génération des ensembles non pratiques de couplages, tous en même temps ; cependant, des procédures efficaces de contrôle peuvent être programmées. Quelques uns des arguments employés sont brièvement soulignés ci-dessous :

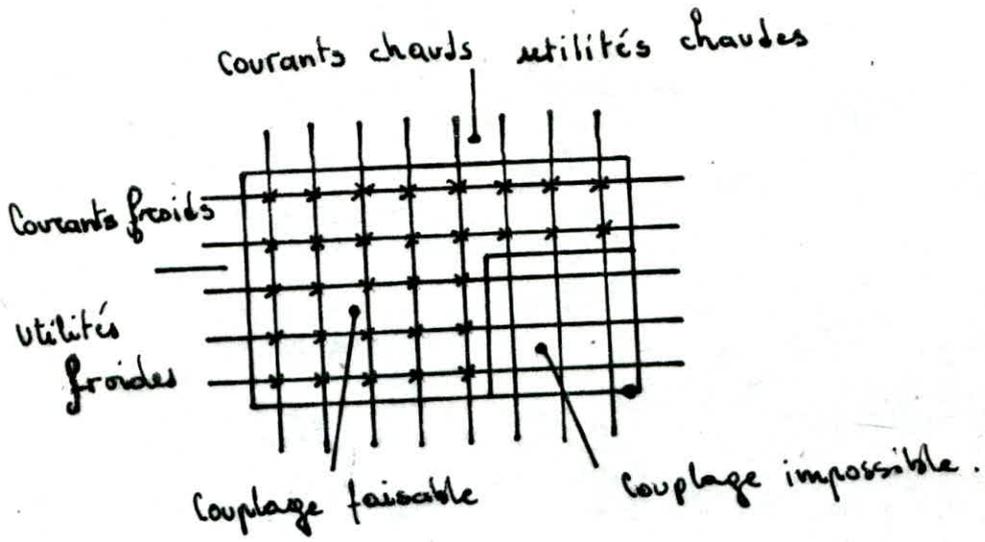


Fig. 7.11 Identification des couplages possibles dans un problème.

7-2. Faisabilité de la température désirée :

Chaque couplage, emmenant un courant à sa température désirée, doit mettre en jeu un courant ou un service dont la température d'entrée est comptable avec cette température désirée.

7-3 Faisabilité topologique

Chaque courant, ou service, doit être utilisé dans au moins un couplage.

Cette condition peut être utilisée pour déterminer un nombre d'ensembles plus petit que celui indiqué par l'équation (7-4-3) , mais la formule obtenue est plutôt complexe. Le problème de la dimension peut être réduit de plusieurs ordres de grandeur pour les grands problèmes, spécialement s'il y a une différence nette dans le N_n et N_c . Dans le cas du 1 OsP1, Linnhoff (1979) obtient approximativement 3×10^6 ensembles possibles de couplages, une fois que la condition de faisabilité topologique est renforcée.

Ceci est une solution favorable, comparée avec les 10^{25} évaluations requises pour garantir l'optimalité au moyen de l'algorithme de l'arbre de recherche "Tree Searching".

7.4 Faisabilité de la charge thermique

" Si un courant ou un service, est confronté une seule fois, son partenaire doit avoir une charge thermique égale ou supérieure. Une conséquence naturelle de ceci est que, dans n'importe quel réseau pratique, le courant, ou le service avec la plus grande charge thermique doit avoir au moins deux "couplages". De plus, le second plus grand courant, ou service, doit avoir au moins deux couplages, à moins qu'il soit confronté avec le plus grand courant, ou service, etc...".

Ces contraintes sont des conditions nécessaires pour la faisabilité, mais non suffisantes en elles-mêmes.

Un contrôle complet des charges thermiques doit montrer que tous les couplages ont des charges positives, alors que le fait de se conformer aux tests sur la température désirée n'élimine en aucune façon la nécessité des tests sur les croisements des températures dans les couplages.

Ces conditions sont naturellement bien connues, et forment la base de plusieurs méthodes de synthèse existantes, par exemple, la méthode de Ponton et Donaldson (1974) peut être considérée comme employant : la condition de température désirée dans le choix de chaque couplage, la condition de température désirée en tant que borne supérieure pour dimensionner chaque couplage, et la condition de charge pour limiter l'ensemble de couplages. Pour avoir le maximum d'avantages, il est nécessaire d'appliquer ces contraintes dans une manière assez flexible, pour réaliser la réduction du nombre de réseaux exigeant une évaluation détaillée.

8. Stratégie de la décomposition pour la synthèse des réseaux d'échangeur de chaleur

Flower et Linnhoff (1980) notent que lorsque la chaleur à transférer entre les courants chaud est froid et très petite, le N_{min} doit être plus grand que celui trouvé par l'équation (7-1-1).

Ils notent aussi, qu'occasionnellement, la solution peut être produite avec un nombre inférieur à N_{min} , et ils donnent un exemple de solution de 103 P1 montrant uniquement 9 unités. Linnhoff (1979) illustre la manière avec laquelle le nombre d'unités d'échangeur de chaleur peut être réduit, en divisant le problème en 2 composants séparément. (30)

8.1. Avantages de la méthode

- La stratégie de décomposition donne les avantages suivants :
1. Pour un problème donné, les solutions trouvées contiennent, un nombre d'unités inférieur au N_{min} donné par l'équation (7-1-1).
 2. De très grandes réductions des difficultés de calcul sont réalisées, facilitant la résolution de très grands problèmes, avec 20 courants ou plus.
 3. Les conceptions réelles basées sur les solutions résultantes, permettent une modularité indépendante, en simplifiant la tâche de contrôle.

8-2 Etablissement du nombre minimum d'échangeurs

Si on ignore les charges thermiques, et la comptabilité des températures des courants chauds et froids, il reste uniquement l'hypothèse que chaque courant doit être couplé au moins une fois ; le N_{min} est généralement comme suit :

$$N_{min} = \sup \{ N_h + N_{hs} + N_c + N_{cs} \}$$

ceci peut être considéré comme un nombre minimum "absolu" d'échangeurs ; par exemple, dans le problème 10 SP1, qui a Cinq courants froids et nécessite un service froid, d'où $N_{min} = 10$, mais le nombre absolu d'échangeurs est Six. Quand les températures des courants et les charges thermiques sont considérées, il est constaté qu'il est impossible de trouver une solution au 10 SP1 avec Six échangeurs. Cependant, il est préférable d'imaginer une stratégie, qui cherche délibérément à approcher ce minimum absolu. Ce qui est cherché est une division de problème complet en un ou plusieurs problèmes totalement indépendants, selon la position des sous ensembles couplés des courants chauds et froids, avec l'addition d'une utilité appropriée au reste, pour accommoder le déséquilibre résultant. Quand la préanalyse a identifié une restriction "Pinsh" dans le problème original, les solutions efficaces auront déjà la forme de deux réseaux déconnectés, chacun d'eux contiendra une utilité d'un type opposé.

8.3 Exécution du couplage de la charge thermique

Pour localiser les sous ensembles des courants chauds et froids, dont les charges thermiques sont confrontées, nous devons exécuter une énumération exhaustive et une comparaison de toutes les combinaisons de courants de chaque côté. Parceque les charges thermiques sont indépendantes l'une de l'autre, il est très improbable, en général, qu'une confrontation exacte de paires de sous ensembles des courants chaud et froid, soit trouvée. Cependant, pour les problèmes avec (10 ou plus) courants, un grand nombre de paires de sous ensembles peut être trouvé, lequel convient à une tolérance arbitraire de 1 %.

Ce couplage inexact peut être corrigé en ajustant la température désirée du courant. Par exemple, quand le couplage entre deux sous ensembles satisfait à 0,5 % de tolérance, la température désirée de chaque courant doit typiquement être ajustée aux environs de 0.5 K.

8.4 Etapas dans la méthode.

1. Construire les lignes composées de disponibilité de chaleur pour le problème original. Si le problème contient une restriction "Pinsh", il faut le décomposer en deux moitiés, l'une au dessus et l'autre en dessous du "Pinsh" (Linnhoff et Flower, 1980) et procéder par l'étape (5), si le problème ne contient pas de "Pinsh", continuer avec l'étape (2).

2. Générer tous les 2^{N_i} sous ensembles des courants chauds et relever la charge thermique pour chacun de ces sous ensembles. Chaque sous ensemble s'appellera " Partition " le restant correspondant à chaque " partition " et son " complément ". Faire la même chose avec les courants froids;

3. Comparer exhaustivement les charges thermiques des partitions chaudes et froides générées dans l'étape (2). Relever toutes les paires, dont les charges thermiques conviennent à la tolérance sélectionnée arbitrairement.

4. Construire les lignes composées de disponibilité de chaleur pour les sous problèmes, se composant du couplage des paires de partitions et le couplage de leurs compléments. Relever tous les cas où les partitions et les compléments montrent des différences de température minimale, excédant la température d'écart, proche de recouvrement thermique spécifiée dans le problème.

5. Si le nombre de courants dans le sous problème est grand, considérer une nouvelle décomposition et retourner à l'étape (2).

6. Pour chaque décomposition, qui ne répond pas à l'étape (4), on doit équilibrer les charges thermiques en ajustant légèrement les températures désirées du courant, selon quelque méthode convenable. Ces sous problèmes, qui restent avec l'élimination des partitions couplées à partir d'un problème original, déséquilibré, exigeront l'addition d'une utilité, sous trayant ainsi le besoins de modifier les températures désirées.

7. On essaie de construire les solutions du réseau des sous problèmes équilibrés, chacun d'eux présentant un N_{min} . Pour qu'un schéma de décomposition particulier soit valide, tous ces sous problèmes doivent donner des solutions avec un N_{min} approprié.

8. Sélectionner les meilleurs schémas de décomposition basés sur les coûts des solutions résultantes ou d'autres critères. Reconsidérer les schémas en générant d'autres solutions par l'adoption d'une tolérance inférieure à celle de l'étape (3).

8.5 Commentaires sur le problème 235 P1.

Les données du problème sont obtenues en combinant les problèmes existants dans la littérature et qui sont le 1OSP1, 6SP1 et 7SP2. Il est à noter que chacun de ces problèmes n'est pas en équilibre, par conséquent la méthode de décomposition n'exécutera pas la déconnection trivial dans les problèmes originaux. Les données des courants sont davantage modifiées pour éliminer les courants identiques et relaxer légèrement la température de recouvrement thermique demandé. Le 23SP1 n'admet pas une restriction " Pinch " aussi il ^{no} nécessite qu'un service froid, il est en premier l'objet d'une décomposition en paires d'étapes de sous problème voir fig 8.5.

Le nombre de combinaisons pour les 12 courants froids est $2^{12} = 4096$, pour les courants chauds c'est $2^{11} = 2048$ donnant un total $2^{23} = 8388608$ chemins pour décomposer le problème, puisque c'est un si grand nombre; des composants complés ont été nécessaires pour convenir à la tolérance de 10^{-6} dans la charge thermique.

L'algorithme décompose le problème en satisfaisant le degré d'équilibre de la charge thermique et la contrainte d'approche de recouvrement de chaleur de 10^{-6} .

Le 23SP1 se divise en 04 composantes dont chacune a un nombre minimum d'unités. Le service froid apparaît uniquement dans une composante et les courants dans les 03 autres ont tous leurs t° désirées réarrangées. Lors du réarrangement, le déséquilibre de la charge thermique apparaît dans les 2 côtés de la composante, c'est ainsi que certains courants dépassent légèrement leur t° désirée, alors que d'autres n'arrivent pas à égaler la leur. Dans les problèmes industriels, un scénario plus plausible pourrait se résumer à un problème dans lequel une tolérance de t° acceptable est assignée à chaque courant avec équilibrage de charge thermique fait de telle manière à minimiser le réarrangement de t° des courants qui ont des contraintes.

La solution cherchée nécessite 19 échangeurs, 4 de moins que le n min.

TABLEAU N° 8-5

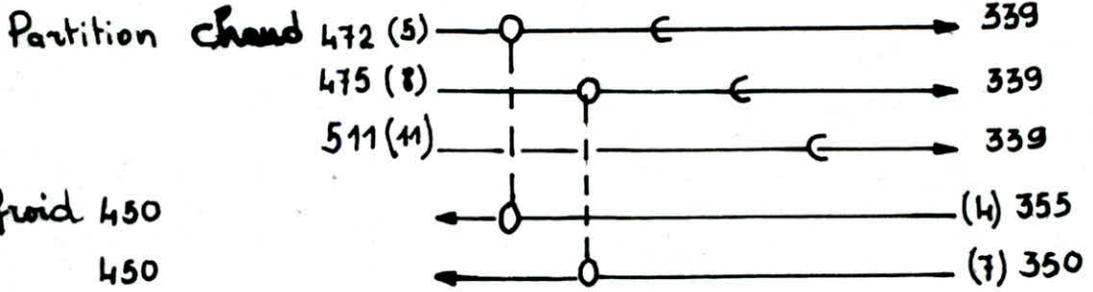
LES DONNEES DU PROBLEME 23 SP1

N°	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	
Courants Froids	Température d'entrée t (K°)	323	389	311	355	356	311	350	352	366	311	422	338
	Température desirée t' (K°)	423	495	494	450	478	490	450	468	478	489	478	411
	$W/K \times 10^{-3}$	7,620	6,080	8,440	17,280	13,900	8,440	17,280	18,900	18,900	8,440	21,780	13,840
Courants Chauds	Température d'entrée T (K°)	433	522	510	544	472	505	544	475	583	517	511	
	Température de sortie T'' (K°)	366	411	349	422	339	339	420	339	478	336	339	
	$W/K \times 10^{-3}$	8,790	10,550	14,770	12,560	17,730	14,770	12,560	17,730	12,530	8,320	6,960	

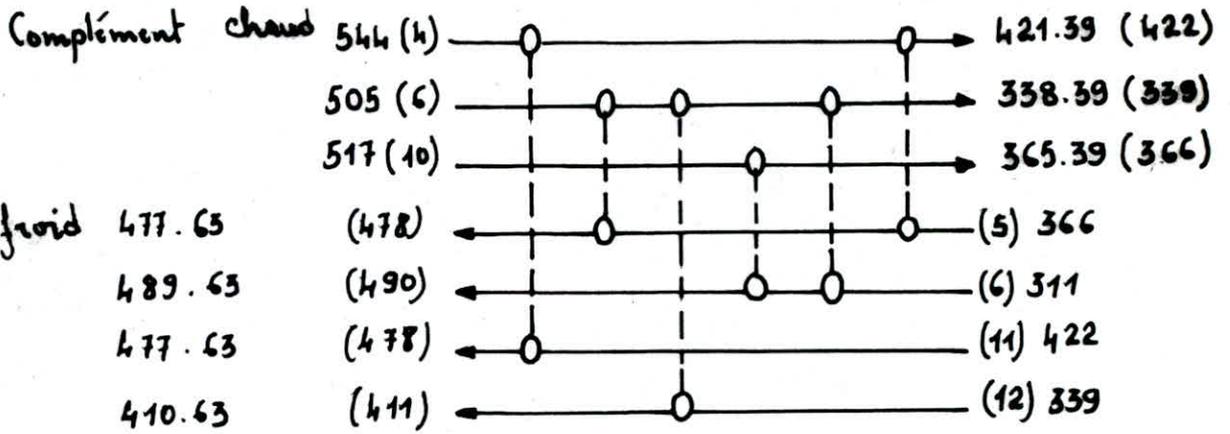
W : (débit du fluide x capacité calorifique du fluide)

Décomposition

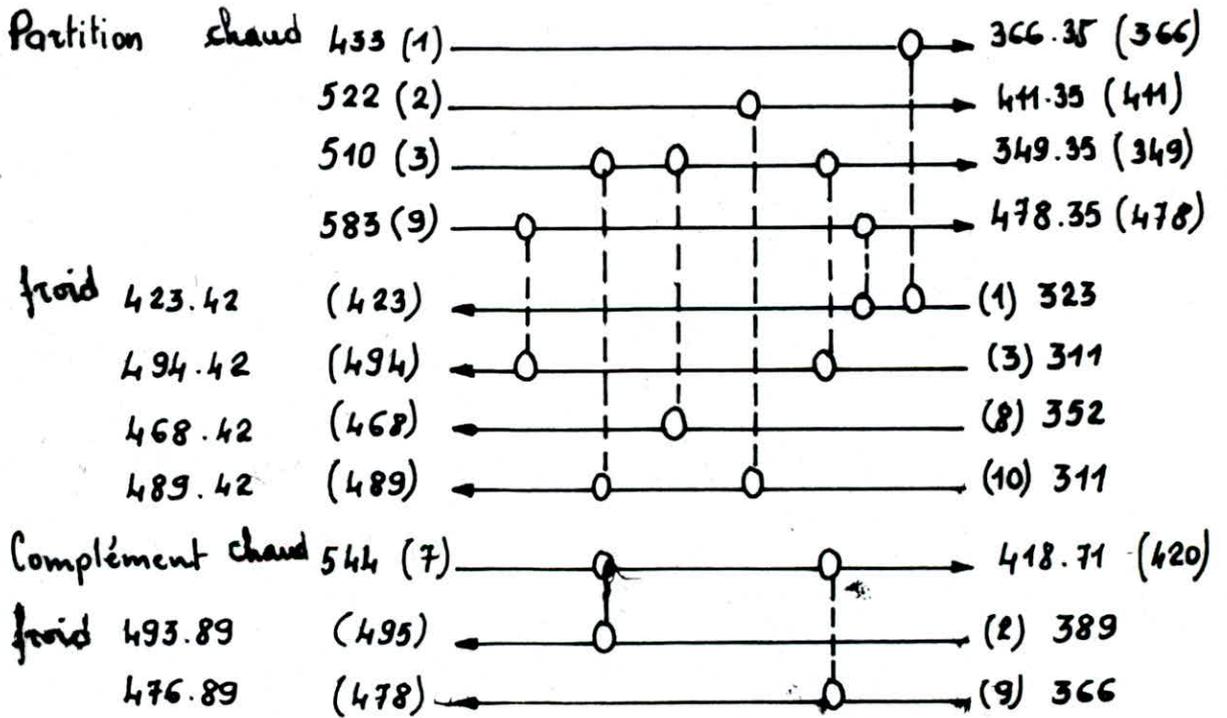
Décomposition



Partition



Complément



Fig

9. Reconstruction optimale du réseau d'échangeur de chaleur existant dans l'installation

9.1. Introduction

L'augmentation du revenu national passe par une diminution des investissements primaires, et cela par la voie d'une reconstruction des capacités de production, voilà pourquoi, il est nécessaire d'organiser l'échange de chaleur dans les installations de technologie chimique par une reconstruction optimale des réseaux d'échangeur de chaleur existant .

L'effet économique de la réalisation d'un système optimal vient d'abord de la possibilité de la réalisation d'un choix optimal dans l'ensemble général des variantes structurales possibles du système synthétisé.

Vu la question énergétique à l'échelle internationale, la question de reconstruction des systèmes reste une question importante. Les progrès scientifiques dans l'industrie chimique dépendent pour une large part de la mise au point de nouveaux procédés. (1,3,3,7,8)

Il s'agit aussi d'améliorer ceux qui existent, afin d'assurer les meilleurs résultats économiques. L'optimisation se développe grâce à de nouvelles méthodes d'analyse des systèmes d'une part, et d'autre part, à l'utilisation de l'informatique qui permet le traitement d'un nombre considérable de données.

9.2. Similitude entre les problèmes de reconstruction et l'élaboration d'un nouveau projet

D'un point de vue technique, les problèmes de reconstruction d'un réseau d'échangeur de chaleur et l'installation d'un nouveau projet se ressemblent à la seule différence que dans la reconstruction, on fait un gain appréciable de temps et par conséquent, le coût de l'installation est diminué (coût main d'oeuvre d'équipements, d'ouvrages...), et on bénéficie de l'étude du projet ultérieur.

Une autre différence existe, cependant, entre les deux problèmes, et elle réside dans le fait que lors de la reconstruction, on ne fait pas un dessin complet, comme dans le cas d'une construction nouvelle.

9.3. Conditions imposées au problème

Au niveau de l'installation de distillation de pétrole brut, on a imposé les conditions suivantes :

1. On utilise les échangeurs de chaleur à contre courants (calandre)
2. Il n'y a pas de changement de phase dans les courants
3. Les coefficients globaux de transfert de chaleur sont constants pour tous les types d'échangeurs
4. Une D.T.M. est définie pour tout le système
5. La quantité de chaleur minimale échangée est limitée
($Q_{\min} = 200 \text{ KJ}$)
6. Ne pas admettre la division du courant et ne pas admettre le recyclage du courant.

Car on veut un réseau d'échangeurs de chaleur optimal acyclique qui vérifie les contraintes suivantes :

" Quand deux courants sont couplés par un échangeur, ils doivent échanger autant de chaleur qu'il est techniquement possible, c'est à dire deux courants donnés seront couplés une seule fois à travers la séquence de synthèse ". (9,10,11,12,13,14,32)

7. Les dépenses d'exploitation concernent uniquement les dépenses de l'eau de refroidissement et la vapeur de chauffe.
8. Le prix de l'échangeur de chaleur est déterminé en fonction de sa surface d'échange, par la relation empirique suivante :

$$PE_{Si} = a A_{Si}^b \quad \left/ \begin{array}{l} a = 43 \\ b = 0,88 \end{array} \right.$$

avec

$$A_{Si} = \frac{Q_i}{K_{Si} \cdot \Delta t_m}$$

9. Le coût du réseau optimal est donné par les frais généraux
10. Les courants de chaque couple échange la quantité maximale de chaleur

9.4. Spécifications du problème

On se propose de sélectionner un réseau d'échangeur de chaleur pour transférer la chaleur dans un ensemble donné de courants du procédé, dont chacun est chauffé ou refroidi à la température désirée, à partir d'une source ou d'un puits de chaleur.

On spécifie R et U' chaque groupe de courants du procédé les données suivantes :

N_h courants chauds $h_i (i=1, \dots, N_h)$ seront refroidis de la température d'entrée t_{hi} à la température désirée T_{hi}

N_c courants froids $c_j (j=1, \dots, N_c)$ seront chauffés de la température d'entrée t_{cj} à la température désirée T_{cj}

Chaque courant "chaud/froid" se caractérise par son débit massique S_i, S_j et C_i, C_j

L'effet de la température sur la capacité calorifique est toujours négligé.

P L'utilité qui comprend la vapeur de chauffe et l'eau de refroidissement : $Su_k (k = 1, 2)$

Le coût d'investissement du i ème échangeur de chaleur \bar{e}_{S_i} est donné par la formule empirique $\bar{e}_{S_i} = a S_i^b$ avec : a, b des coefficients :

$$a_{S_i} = \begin{cases} a_1 & \text{pour l'échangeur de récupération} \\ a_2 & \text{pour l'échangeur de réchauffage} \\ a_k & \text{pour l'échangeur de refroidissement} \end{cases}$$

Les coefficients a_1 et a_2 se calculent par l'intermédiaire d'une régression de données et des catalogues pour les prix, les dimensions, les types et les détails d'appareillage. (19)

Le coût total des investissements et des services du réseau, qui doit être minimisé, peut être exprimé comme suit :

$$J = \delta \left\{ \sum_{i=1}^{N_h} \sum_{j=1}^{N_c} \left(\sum_{l=1}^L a_{S_l}^b \right) \right\} + \sum_L \sum_m U_L S_{U_L m} \dots (2-4)$$

ou simplement :

$$J = \delta \left(\sum_i a_{S_i}^b + \sum_j a_{S_j}^b + \sum_k a_{S_k}^b \right) + \sum_L \sum_m U_L S_{U_L m}$$

Le facteur de coût δ , dans l'expression du coût d'investissement des échangeurs $\bar{e}_{S_i} = a_{S_i}^b$ se trouve dans les limites $0 < b < 1$, dans la plupart des cas $b = 0.6$. Les deux inégalités suivantes peuvent être écrites :

$$a \sum_{i=1}^m A_{S_i}^b \geq a \left(\sum_{i=1}^m A_{S_i} \right)^b \dots\dots\dots 0 \leq b \leq 1 \dots\dots\dots (9-4-1)$$

et

$$a \sum_{i=1}^m A_{S_i}^b \geq \sum_{k=1}^n a \left(\sum_{i=1}^{j_k} A_{S_i} \right)^b \dots\dots\dots \begin{matrix} n < m \\ 0 \leq b < 1 \end{matrix} \dots\dots\dots (9-4-2)$$

$j_n = m$

ou simplement :

$$a \sum_{i=1}^m A_{S_i}^b \geq a \left(\sum_{i=1}^{j_1} A_{S_i} \right)^b + a \left(\sum_{i=1}^{j_2} A_{S_i} \right)^b + \dots + a \left(\sum_{i=k-1}^{j_k} A_{S_i} \right)^b + \dots + a \left(\sum_{i=n-1}^{j_n} A_{S_i} \right)^b$$

Celles-ci, 11.4.2. et 11.4.3., impliquant que, sans augmenter la surface d'échange, le coût d'investissement peut être réduit, et cela, dans le cas où plusieurs échangeurs peuvent être combinés en un seul, ou en un nombre plus petit.

Par exemple, l'équation 11.4.2. correspond au cas, où m échangeurs sont réduits à un seul. L'équation 11.4.3. correspond au cas, où m échangeurs sont réduits à n (n < m).

La synthèse du réseau d'échangeur de chaleur désiré dépend de la fonction objective du coût annuel.

9.4.1. Fonction de minimisation

La fonction objective du coût annuel pour la minimisation est exprimée par l'équation suivante :

$$C = C_k + C_v + C_D \dots\dots\dots (9-4-1-1)$$

ou

C_k - les dépenses constantes pour le réseau d'échangeur de chaleur synthétisé ;

C_v - Les dépenses variables, nécessaires pour l'exploitation de l'appareillage, liées avec l'utilisation des agents supplémentaires (\$ /an)

C_D - autres dépenses (\$ /an)

généralement : $C_k = (\delta_{\text{achat}} + \epsilon_{\text{amortissement}}) \left(\sum_i (PE_E)_i + \sum_j (PE_H)_j + \sum_k (PE_C)_k + \sum_l (L_l (PT_D)_l + (PI_S)_l) \right) \dots\dots\dots (9-4-1-2)$

ou δ_{achat} = coefficient du prix de rachat des appareils existants.

C_D : Dans la plupart des cas, C_D englobe les dépenses liées aux pertes hydrauliques, aux dépenses pour l'entretien des tuyaux, à la fondation en béton, à l'isolation, etc...

$S_{\text{amort.}}$: coefficient d'amortissement des appareils existants.

$PEE_i = A_{Ei}^b$: Prix de l'échangeur de récupération

$PEH_j = a a_{Hj}^b$: Prix de l'échangeur de chauffage

$PEC_k = a A_{ck}^b$: prix de l'échangeur de refroidissement

L_1 = longueur du L-tube supplémentaire en [m]

PT_D = prix des tubes à échanger

PI_S = prix de la matière d'isolation

$$- C_v = HR \sum_l \sum_v C_l G_{LV} \dots \dots (9.4.1.3.)$$

Avec

HR : Nombre d'heures de fonctionnement de l'appareil dans une année (Heures)

C_l : prix de l'agent "l" chauffant/ou refroidissant ($\$/AN$)

G_{LV} : débit massique de l'agent "chauffant/ou refroidissant" dans un rechauffeur ou refroidisseur supplémentaire "v" (kg/h)

9.5. Méthode choisie pour la reconstruction du réseau d'échangeur de chaleur

Jusqu'à présent, il n'existe pas de méthode dans la bibliographie, qui garantit la définition de l'extrémum dans le problème de synthèse d'un nombre arbitraire de courants, avec des limites supplémentaires.

Dans la plupart des cas, la synthèse est réalisée avec de grandes difficultés dans les calculs et avec beaucoup de limites, qui éloignent le problème de son application réelle, dans l'industrie.

A cause du caractère combinatoire du problème, (de grande quantité de pas nécessaires pour la résolution du problème) en vue d'une reconstruction optimale des réseaux d'échangeur de chaleur, il est nécessaire de faire le choix d'une méthode convenable, avec laquelle on peut résoudre le problème au moyen d'un calcul minimal. La méthode doit proposer les alternatives d'un choix d'une structure réseau d'échangeur de chaleur voisin de l'optimum, qui permet la reconstruction effective avec un changement minimal dans l'installation initiale ; cependant, ces ensembles qui produiraient des réseaux pratiques doivent satisfaire à un nombre de contraintes venant des considérations topologiques, thermodynamiques et heuristiques, et cela pour éviter de générer des ensembles non pratiques.

Dans notre cas, on utilise le mécanisme thermodynamique-combinatoire heuristique qui est une méthode efficace de résolution des problèmes pratiques. Elle permet de traiter des schémas acycliques ou cycliques, sans limitation.

9.1.1. Guide d'application

Le présent mécanisme thermodynamique-combinatoire heuristique a pour but de trouver une structure optimale du réseau d'échangeur de chaleur partant de l'installation initiale, et qui englobe les échangeurs caractéristiques, les refroidisseurs, les surchauffeurs et les dimensions des appareils de telle façon qu'on ait :

1. Un recouvrement minimal de l'énergie échangée entre les courants chauds et froids,
2. Un coût annuel minimal des unités exigées dans la solution, plus le coût d'amortissement de l'équipement lui-même,
3. Utilisation maximale de l'équipement existant avec un chargement minimal des tubes, c'est à dire avec un chargement minimal dans l'installation initiale (un minimum de travail de montage nécessaire pour la liaison de l'équipement existant).

Cette méthode est basée sur les principes combinatoires, et elle utilise des arguments heuristiques, thermodynamiques et topologiques :

(1,2,8)

4. Un nombre minimal d'unités utilisées.

9.1.2. Caractéristiques de la méthode

Cette méthode est basée sur les contraintes suivantes :

9.1.2.1. Contraintes thermodynamiques-combinatoires

1. Faisabilité de la conception
2. Faisabilité de la charge thermique
3. Faisabilité de l'écoulement
4. Faisabilité des unités.

9.5.2.2. Contraintes de restrictions du couplage

1. - Ne pas admettre la division du courant
2. - Ne pas admettre le recyclage du courant
3. - Interdire les couplages, n'entraînant pas l'utilisation de services minimum fixés.
4. - Rejeter les couplages n'entraînant pas des réseaux ayant le nombre minimum d'unités fixé

9.5.2.3. Contraintes Heuristiques utilisées

1. - Sélectionner le courant chaud ayant la plus haute température d'entrée et le courant froid ayant la plus haute température désirée.
2. - Sélectionner le courant chaud ayant la température de sortie la plus basse et le courant froid ayant la température d'entrée la plus basse.
3. - Sélectionner le couplage donnant la valeur minimal à ΔT
4. - Sélectionner le couplage donnant la valeur minimale à la limite supérieure du coût global du réseau.

9.5.2.4. Contraintes prévues par l'expérience

On note ici, que les coûts d'investissement pour l'installation sont principalement influencés par le nombre d'unités, c'est à dire par le nombre de pièces d'équipement utilisées. Pour réduire le temps de calcul, il est possible de prendre en considération les contraintes du problème prévues par l'expérience; il faut tenir compte aussi des limitations physiques requises pour le tracé spécifique du courant du procédé, le comportement dynamique, les considérations de contrôle, les spécifications de fiabilité, l'incertitude des paramètres. etc. Comme exemples, les simplifications suivantes peuvent être utilisées dans la réduction de la taille du problème :

1. Eviter le couplage des courants qui induit la mise en marche et le problème de contrôle, par exemple reflux, et courant d'alimentation
2. Eviter le couplage des courants, qui sont physiquement trop loin les uns des autres.

9.5.3. Aspect informatique de la méthode

La méthode thermodynamique combinatoire heuristique (permet la définition de l'ordre principal pour le couplage des courants. Elle donne la possibilité de trouver un grand nombre de sous systèmes indépendants prouvant la fiabilité du réseau d'échangeur de chaleur synthétisé.

Elle permet le choix successif des couples optimaux des courants qui échangent la chaleur dans les échangeurs, de telle façon qu'à chaque étape de la procédure de synthèse, l'échangeur de chaleur calculé peut être remplacé avec un échangeur standard.

En fonction de la valeur du critère d'optimalité, la variante optimale dans chaque étape de synthèse est choisie par deux variantes du réseau d'échangeur de chaleur synthétisé. Ce choix est réalisé de manière à avoir le couple de courants au voisinage de l'optimum.

À chaque étape, le nombre d'unités standard augmente de 1 jusqu'à l'épuisement de ces unités dans le système. Après le remplacement de chaque échangeur de chaleur avec un échangeur standard, on fait un calcul de contrôle des couples de t^* définis en fonction des t^* des courants (parties des courants), pour chaque étape de synthèse.

La méthode thermodynamique combinatoire heuristique comporte 3 parties principales :

1. L'obtention d'un réseau d'échangeur de chaleur avec des modèles simplifiés d'échangeurs
2. La comparaison de la structure optimale avec celle qui doit être reconstruite : ce qui nous permet, après la comparaison, de séparer les parties identiques du réseau d'échangeur de chaleur optimal et du réseau d'échangeur de chaleur existant.
3. La résolution du problème du dessin optimal du réseau d'échangeur de chaleur avec les autres courants initiaux ou leurs parties.

La méthode utilise l'arrangement de l'ensemble des courants chauds $I_{ch} = \{i/i = \overline{1, n}\}$, et celui des courants froids $I_{fr} = \{j/j = \overline{1, m}\}$. Ces courants sont rangés respectivement dans l'ordre décroissant de leurs températures finales et initiales de telle manière que les courants couples aient le même numéro d'ordre dans leurs ensembles respectifs, c'est à dire, $i = i = \overline{1, 2}$ etc... Cela permet de définir l'arrangement optimal des éléments de l'ensemble des courants froids.

Afin de limiter le nombre important de permutations possibles, on utilise deux heuristiques.

La première permet de définir l'ordre principal du couplage des courants. Et avec un tel ordre, il est possible de disposer d'une approximation initiale pour la résolution du problème d'optimisation. La classification de toutes les variantes possibles existe dans la Thèse de M. BELKEBIR, SI MOUSSA (synthèse des R.E.C. optimaux par ordinateur).

Pour choisir la permutation optimale (qui représente une variante de la permutation principale) parmi le nombre limité de permutations possibles, il est nécessaire de fixer l'ordre des éléments de l'ensemble des courants chauds, et de faire varier l'ordre des éléments de l'ensemble des courants froids.

La deuxième heuristique auxiliaire provenant de permutation principale, pour la détermination des permutations possibles. Elle se réalise par le déplacement du nombre limité de ces éléments consécutifs. Dans ce cas, chaque permutation diffère de la précédente par le numéro de l'élément du premier rang, mais avec conservation de l'ordre décroissant. L'arrangement optimal des éléments de l'ensemble des courants froids se fait étape par étape ; chaque étape englobe la synthèse totale du nombre défini des variantes du réseau d'échangeur de chaleur en fixant un couple optimal de courants. Chaque variante d'une étape donnée diffère des autres par le numéro de l'élément placé au premier rang dans l'ensemble des courants froids. En même temps, les éléments restants de cet ensemble conservent les ordres désirés initialement de telle façon qu'à chaque étape, on définit le courant optimal correspondant au courant chaud ayant la plus haute température d'entrée (c'est à dire au courant chaud qui se trouve à la première place de cet ensemble). Par conséquent, le courant froid, dans chaque couple optimal, est choisi par les trois premiers éléments de l'ensemble des courants froids. On prend, comme variante optimale de chaque étape, la variante ayant un critère d'optimalité minimal pour le réseau d'échangeur de chaleur synthétisé. On retient le N° des premiers couples des courants respectifs comme la variante optimale. Et les parties des courants qui n'échangent pas la chaleur entre elles, sont exclues de la partie initiale. La synthèse de la variante de chaque étape (sauf la première) commence avec le couplage des courants choisis. La procédure d'optimisation se termine avec l'épauement des couplages. Pour définir une variante optimale, il est nécessaire de synthétiser deux variantes du réseau d'échangeur de chaleur, excepté dans la première étape de la procédure de synthèse.

La meilleure variance, synthétisée dans l'étape précédente, joue le rôle de la troisième variante. En se basant sur cette méthode, on a mis au point le programme GLAW 3 pour la synthèse optimale automatisée des réseaux d'échangeur de chaleur.

La fig. (9.-5-3) représente l'organigramme de la stratégie mentionnée au paragraphe (9.-5-3). Pour la fig 9 5.3 voir Annexe

9.5.4. Aspect du calcul de la méthode

La méthode d'élaboration du projet de la reconstruction optimale du réseau d'échangeur de chaleur est commode pour l'automatisation. Elle se base sur :

1. Méthode thermodynamique combinatoire heuristique
2. Stratégie de dessin automatisé des réseaux d'échangeur de chaleur optimaux.

Cela permet l'utilisation d'un ensemble de programme (GLAW 3).

Le programme GLAW 3 utilise 3 matrices :

Deux matrices principales, celle des courants chauds et celle des courants froids (TH, TC) et une troisième matrice structurale de reconstruction (MSR), qui représente la structure du réseau d'échangeur de chaleur synthétisé. Les cases non nulles de ces matrices aux coordonnées identiques, contiennent les informations correspondant aux échangeurs de chaleur, qui réalisent l'échange de chaleur entre courants identiques. Suite à une comparaison des matrices, il nous est permis d'effectuer une séparation facile et rapide des unités d'échanges subsistantes dans le réseau d'échangeur de chaleur optimal. Dans ce cas, il faut faire un contrôle supplémentaire de la surface d'échange de chaleur. Pour l'explication du programme GLAW 3, voir organigrammes - Annexe.

9.5.5. Stratégie de dessin automatisé des réseaux d'échangeurs de chaleur optimaux

Le dessin optimal est un procédé de résolution des problèmes scientifiques ou techniques de synthèse et d'optimisation du S.T.C. Il comporte trois parties principales :

1. Définition de la topologie optimale
2. Correction de la topologie optimale selon le choix réalisé
3. Choix ou calcul du dessin des éléments optimaux

Il faut noter que le dessin optimal comporte deux étapes :

Première étape : Etape du dessin extérieur du S.T.C.

Cette étape est liée à la résolution des questions générales, et comporte

- 1.. L'organisation de la topologie technologique
- 2.. Etude des propriétés du S.T.C. et l'environnement
- 3.. L'influence de l'environnement sur le S.T.C.
- 4.. Définition du régime de travail, assurant l'interaction optimale entre les éléments du S.T.C.

Deuxième étape : Etape du dessin intérieur du S.T.C.

Dans cette étape, on examine les questions liées aux résolutions techniques des différents éléments principaux du S.T.C.

1. Comportement physique et technologique de l'appareillage
- 2.. Définition des paramètres technologiques et constructifs des éléments
- 3.. Régimes technologiques et leur fonctionnement.

9..5.6. - Algorithme de la méthode

L'essentiel de l'algorithme de la méthode est le suivant :

- 1.. La décision de reconstruction du réseau d'échangeur de chaleur existant est prise en se basant sur une analyse technique ou économique détaillée.
- 2.. Elaboration des banques de données pour les unités d'échanges, qui se trouvent dans le réseau d'échangeur de chaleur existant
- 3.. Le codage de la structure du réseau d'échangeur de chaleur existant par la M.S.R.
- 4.. L'introduction des données nécessaires pour la réalisation de la synthèse du réseau d'échangeur de chaleur optimal
- 5.. Réalisation de la synthèse optimale du réseau d'échangeur de chaleur par l'utilisation de la méthode.
- 6.. Comparaison du schéma du réseau d'échangeur de chaleur optimal obtenu avec celui qui existe, en se basant sur la MS et la MSR.
- 7.. Elimination des appareils (qui réalisent l'échange de chaleur entre les mêmes courants du schéma optimal et existant), en considérant les banques de données concernant les échangeurs de chaleurs existants.
- 8.. Séparation des parties des courants ou des courants, qui échangent la chaleur dans les unités d'échange identiques et préparation de l'information initiale pour la réalisation du nouveau dessin optimal.

9. A chaque étape de la synthèse optimale, on choisit un échangeur de chaleur standard.

10. L'analyse de l'avant projet de la reconstruction et la prise de décision en vue de sa réalisation.

9.5.7. Représentation du problème

On a choisi la représentation matricielle, dont les réseaux sont limités à ceux qui peuvent être représentés comme séquence ordonnée des couplages entre les courants, avec seulement un couplage entre n'importe quelle paire de courants. Cette représentation est semblable à celle donnée par Pho et Lapidus, mais elle se diffère dans la possibilité de compter le chauffage intermédiaire dans le réseau synthétisé; ceci permet de suivre l'ordre de couplage des courants, de représenter le réseau d'échangeur de chaleur synthétisé et une interprétation géométrique facile.

10. Explication du schéma initial de l'unité de distillation du pétrole brut

La première opération subie par le pétrole brut est la distillation initiale dans une installation de fractionnement appelée "Topping".

Cette unité de raffinage sépare le brut en plusieurs fractions, ou "coupes", constituant la matière première des installations ultérieures, qui les transformeront en produits commerciaux. (7, 9, 10, 11, 12, 13, 14)

Dans l'unité combinée, décrite dans la fig 10-3 (13), la distillation permet d'obtenir les coupes suivantes :

Gaz - Pour réseau de gaz combustible,

Coupe C_3/C_4 - Matière première pour butane/propane,

Essence légère (Esso) stabilisée - base pour carburant-auto,

Térébentine minérale,

Gas Oil atmosphérique - pour constitution carburant-diesel

White-spirit - solvant de peinture, un certain nombre de fabrications spéciales,

Mazout - combustible

Pour la fig 13 voir Annex.

10.1. Description

L'installation présentée à la fig 10-3 (13) comporte :

Une installation d'électro-dessalage et de deshydratation [BL-1]

Une tour de fractionnement primaire [K-1, K-2, K-3] [BL-2]

Une tour de fractionnement secondaire de l'essence [K.4, K.5, K.6] [BL-3]

Une tour de fractionnement sous vide du Mazout [K.7, K.8] [BL.4]

Deux fours (F.1., F.2)

Un ensemble d'échangeurs de chaleur, réchauffeurs T.i, $i = \overline{7, 22, 24}$,
des réfrigérants (T-J, $j = \overline{25 - 39}$) ; des condenseurs (T-k, $k = \overline{1, 6}$),

Un ensemble de bacs de condensat (ballon de reflux) E-n, $n = \overline{1, 7, 10, 11}$

Un ensemble de pompes destinées à alimenter en pétrole brut, à
faire circuler les produits dans l'unité et à les évacuer vers le
stockage (H-i, H-i-a) $i = \overline{1, 24}$.

10-1. - initial représente le schéma fonctionnel d'une unité de distillation :
10-2. - Fonctionnement

Le pétrole brut, qui contient au maximum 2 % d' H_2O et 2,3 g/l de dif-
férents sels minéraux est véhiculé par la pompe (H-1 ; H-1a), en même temps
au niveau de cette dernière, on le dose en eau et par les composés suivants :

1,1 % de solution aqueuse de démulgateur (OP-10)

10 % de solution aqueuse de NaOH, qu'il faut ajouter dans le cas
d'une réaction acide,

30 % d'eau industrielle, dont 70 % passent par l'échangeur
(T-39) dans la ligne après (E-1)

Les solutions de soude NaOH et du démulgateur (OP-10) se préparent
directement à l'atelier).

La pompe H-1 (H-1a) aspire le pétrole brut et le refoule dans les
échangeurs suivants :

-- T.12 - Diésel (2 x 180 m²)

-- T.13 - (Circulation de la fraction se fait à partir de K-2)
3 x 180 m². : courant venant de K-2)

-- T.14 - White Spirit 1 x 182 m² : courant venant de
K-3) ;

-- T.15 - Fr (330 - 370°) 1 x 112 m².

Le pétrole brut à la température de 96°C pénètre dans l'Installation d'Electrodes
dessalage et déshydratation (I.E.D.H.) (E-1, E-2), qui fonctionne selon les
conditions suivantes :

$$E - 1 \left\{ \begin{array}{l} P = 11 \text{ bar} \\ T = 96^\circ \text{C} \end{array} \right. \quad E - 2 \left\{ \begin{array}{l} P = 9,5 \text{ bar} \\ T = 90^\circ \text{C} \end{array} \right.$$

Le procédé dans l'installation d'électro dessalage et deshydratation, repré-
sente une destabilisation et une dégradation de l'émulsion par l'intermédiaire
du démulgateur (OP-10).

Le pétrole brut subit deux lavages, et son émulsion est dégradée à deux re-
prises avant d'entrer dans un champ électrique fourni par deux électrodes. Il
est recueilli en fin d'opération à une température de 96° C et une pression de
(9,5 - 11) bars.

Déssalé et déshydraté, le pétrole brut doit contenir au maximum un pourcentage de
50 mg/l de sels et 0,2 % d'eau.

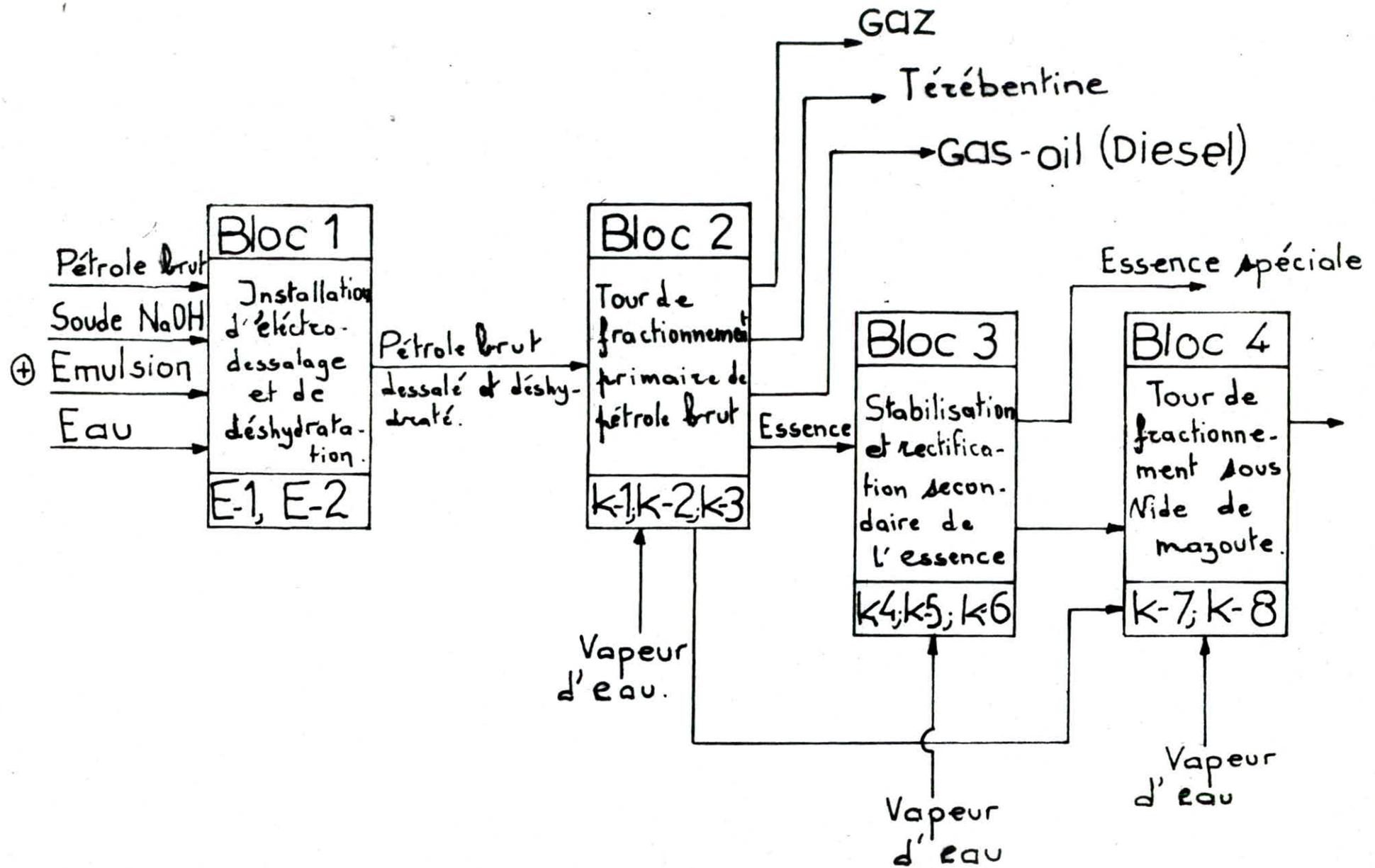


Fig 1: schéma fonctionnel d'une Unité de distillation initiale sous vide de pétrole brut.

10-3. Dépendance physico-chimique

- 3. Le procédé d'électro dessalage et deshydratation dépend des propriétés physiques et chimiques du pétrole brut, et en même temps du degré de dispersion de l'émulsion

10.3.1. Effet des résidus contenus dans le pétrole sur la viscosité

La viscosité augmente avec l'augmentation des "résidus" dans le pétrole brut ; c'est pour cette raison que le dessalage des pétroles lourds est difficile.

Pour diminuer la viscosité du pétrole, il est nécessaire d'augmenter la température du procédé. Il faut noter que l'augmentation de la température est limitée par la pression de vapeur dans les électro deshydrateurs.

10.3.2. Contenance d'eau et de sel dans le pétrole brut

Il n'existe pas une dépendance entre les sels dans le pétrole et la possibilité d'émulsion. Les facteurs principaux du procédé de dessalage sont :

dispersion d'émulsion

présence des facteurs d'émulgation physique et chimique

Les caractéristiques physiques et chimiques du pétrole.

10.3.3. Impuretés dans le pétrole

Si le pétrole contient plus d'impuretés mécaniques (particules solides), l'émulsion est plus stable ; les impuretés se condensent à la surface de la frontière des phases, autour des gouttelettes d'eau en créant une enveloppe forte (augmentation de la tension superficielle), d'où, le procédé (Electro Dessalage et Deshydratation) devient difficile, car il nécessite des températures et des intensités de courant électrique plus élevées. En plus, les impuretés mécaniques glissent sur la surface des isolateurs, et diminuent la stabilité électrique, entraînant alors une anomalie technique.

10.3.4. Quantité et qualité de l'eau

Si la quantité d'eau de lavage augmente, on a un bon dessalage et une bonne évacuation des impuretés. En général, on ajoute entre 5 et 15 % d'eau de lavage pour le pétrole. Il est à noter que l'augmentation supplémentaire de l'eau est limitée à cause du risque d'avoir un court-circuit ou une défaillance des électrodes.

10.3.5. Dosage en soude (Na OH)

On utilise le dosage en soude pour neutraliser les acides organiques et en même temps, pour augmenter la qualité de l'émulsion.

En général, on travaille dans les limites de (5 - 10 %). La limite est due à la double condition suivante :

- 1 . Si le dosage est inférieur à 5 %, on a une corrosion de l'appareillage,
- 2 . Si le dosage est supérieur à 10 %, on a un court circuit et une défaillance des électrodes.

10.3.6. Degré d'émulsion d'eau et de soude

Il dépend de la pression avec laquelle le pétrole entre dans l'installation, généralement, la pression va se maintenir dans l'étendue (0,2-1,2 bar). En dépassant cette limite, on a une micro dispersion de l'émulsion qui se dégrade difficilement, et qui empêche le passage de courant.

10.3.7. Rôle de la distance entre électrodes

la distance entre les électrodes joue un rôle considérable dans la dégradation de l'émulsion. Dans notre cas, la distance varie entre 300 et 400 mm. La diminution de la distance provoque une augmentation du gradient de tension, et une possibilité d'avoir un court-circuit.

10.4. Bloc de la tour de fractionnement primaire du pétrole

Le pétrole sort de l'installation d'électrodessalage et d'essuyage (I.E.D.H.) dessalé et déshydraté. Il passe dans le bloc de la tour de fractionnement primaire, en traversant les échangeurs suivants :

- T.16. Produit de recyclage vers K-7
- T.17. Distillat de K-8
- T.18. Distillat avec une viscosité moyenne, venant de K-8
- T.19. Produit de recyclage vers K-7
- T.20. Distillat visqueux, venant de K-8
- T.21. Goudron, venant de K-7

Après, il pénètre dans la colonne K-1.

10.4.1. Conditions de fonctionnement de K-1

- $P = 4 \text{ bar}$ (pression dans la colonne)
- $t_s = 135^\circ \text{C}$ (température au sommet de la colonne)
- $t_c = 195^\circ \text{C}$ (température au fond de la colonne)

Du sommet de cette colonne (K-1), sortent les vapeurs avec D.D. de 140°C et entrent dans le condenseur (T-1). Le condenseur qui sort, s'accumule dans le bac (E-1) (Ballon de ref¹).

A l'aide de la pompe H-3 (H-4 a), les fractions non stabilisées sont refoulées de nouveau dans la colonne (K-1) pour arrosage.

L'autre quantité de cette fraction est envoyée dans la colonne K-4, au niveau des plateaux N° 20, 22 et 25, en traversant l'échangeur T-10 (vers la tour de fractionnement secondaire). La pompe (H-2) aspire le résidu du fond de la colonne K-1, et le refoule vers les fours (F-1, F-2). Sortant du four F-1, le résidu est injecté dans la colonne K-2 à une température de 340°C au niveau du plateau N° 6; une partie du résidu sortant du F-2 à $T = 350^\circ \text{C}$ est recyclée dans la colonne K-1, au niveau du plateau N° 5 ; l'autre partie est injectée dans la colonne K-2.

10.4.2. Conditions de fonctionnement de K-2

P = 1,7 Kg/Cmf

$T_s = 125^\circ \text{C}$

$T_f = 330^\circ \text{C}$

Du sommet de la colonne K-2, sort la vapeur de la fraction (50-160° C). La vapeur d'eau, qui entre dans le condenseur T-2, se condense et se refroidit à la $t = 80^\circ \text{C}$. Le condensat est stocké dans le bac E-2.

L'eau du bac est évacuée automatiquement, alors que la fraction (50-160° C) est refoulée par le biais de la pompe (H-4) (H-4a) vers K-2 pour l'arrosage.

La température de la colonne est maintenue par le recyclage de la fraction, refoulée du 34ème plateau par la pompe H5 (H5a). Celle-ci est à la température 198°C ; elle passe par les échangeurs T-10 et T-13, ainsi que par les refroidisseurs T-39 et T-23. Elle pénètre ensuite au niveau du 37ème plateau, à la température 80°C .

De la colonne, sortent trois distillats, qui sont :

- . White Spirit au niveau des plateaux 33, 39 et 41,
- . Diesel (fuel) au niveau des plateaux 21, 23 et 25,
- . Fraction (330-370° C) au niveau des plateaux 10, 12 et 14.

Ces trois coupes entrent dans la colonne K-3 respectivement dans les sections du sommet, du milieu et du bas. La vapeur d'eau y est introduite également par la section du bas.

Le Mazout est aspiré du fond de la colonne K-2 à la température 330°C , à l'aide de la pompe H-6 (H-6a), pénètre dans le four F-2, sous la forme de deux (2) courants et passe ensuite, à la température de 390°C , au niveau du 4ème plateau de la première colonne sous vide (K-7).

La colonne K-3 contient trois sections. De chacune d'elles, on récupère un produit donné :

- * De la section du sommet, on obtient le White Spirit à une température de 180°C , et à l'aide de la pompe H-9 (H-9a), on le fait passer à travers l'échangeur T-14, et le refroidisseur T-32.
- * Le Fuel Oil sort de la section du milieu à la température de 260°C . Sous l'action de la pompe H-8 (H-8a), il passe par les échangeurs T-7, T-8 et T-12, et le refroidisseur T-33. Il sort de l'installation par la ligne 50

* On récupère la fraction (330-370°C) à la sortie de la section du bas. Elle est refoulée par la pompe H7 /H-7a/ vers l'échangeur T-15 et le refroidisseur T-34. A la sortie de ce dernier, le courant de la fraction est divisé en deux parties, l'une est versée dans le bac prévu pour le Diesel-Oil, l'autre sort par la ligne 132 et est, ensuite, mélangée à l'huile pour donner l'huile de transformateur.

10.5. Bloc de stabilisation et de rectification secondaire de la fraction essence

La fraction essence non stabilisée, avec un débit de distillat à 140°C, sort du sommet de la colonne K-1 et entre dans la colonne K-4, au niveau des plateaux 20, 22 et 25, pour la rectification secondaire.

10.5.1. Conditions de fonctionnement de la colonne K-4

$$\begin{aligned} P &= 3,7 \text{ Kg/cm}^2 \\ T_s &= 92^\circ \text{C} \\ T_f &= 162^\circ \text{C} \end{aligned}$$

La vapeur d'essence non stabilisée sort du sommet de la colonne K-4 ; elle se condense dans le condenseur T-4, où elle est refroidie à la température de 0°C. Le condensat est collecté dans le bac E-4 ; cette fraction est refoulée par la pompe H-11 /H-11a/ dans la colonne K-4 pour l'arrosage. La quantité en excès est véhiculée vers l'échangeur T-11, et de là, elle pénètre à une température de 92°C dans la colonne K-5 (colonne de stabilisation), au niveau des plateaux 24, 26 et 28. Du fond de la colonne K-4, la fraction (65-140°C) passe à l'échangeur T-7, dont le courant chaud est le fuel-diesel. Là, les fractions légères s'évaporent et les vapeurs résultantes sont recyclées dans la colonne. Les fractions ayant traversé l'échangeur T-7 (qui constitue une frontière pour les fractions légères), sont envoyées par la pompe H-10 H-19 a/ vers la colonne K-6 au niveau des plateaux 21, 22 et 24. Quand il y a nécessité, elle passe par le refroidisseur T-28. En sortant par la ligne 72, elle est prête pour la transformation chimique.

10.5.2. Conditions de fonctionnement de la colonne K-5

$$\begin{aligned} P &= 7 \text{ atm} \\ T_s &= 55^\circ \text{C} \\ T_f &= 125^\circ \text{C} \end{aligned}$$

Du sommet de la colonne K-5, sort la vapeur de la fraction propane/ butane (C₃/C₄) ; elle se condense dans le condenseur T-5, où elle est refroidie à la température 40°C.

Le condensat est collecté dans le bac E-5, mais on ne condense qu'une quantité limitée: nécessaire pour l'arrosage de la colonne, les gaz et les vapeurs de C_3/C_4 condensés sont véhiculés vers le bac E-3, puis traversent le régulateur de pression pour être brûlés à la torche.

La fraction liquifiée C_3/C_4 est refoulée, par la pompe H-12/ H-12a/ dans la colonne K-5 pour l'arrosage ; du fond de cette dernière, la fraction d'essence stabilisée passe par l'échangeur T-8, où elle est chauffée par le Fuel Diesel, et après par l'échangeur T-11 et le refroidisseur T-29, puis elle sort de l'installation.

10.5.3. Conditions de fonctionnement de la colonne K-6.

P = 1 à 7 Atm

T_S = 112 °C

T_F = 162 °C

Cette colonne (de distillation secondaire) est destinée pour l'obtention de l'essence-solvant, et de l'essence d'extraction. Du sommet de la colonne, sort la vapeur de la fraction 65-85 °C, et la vapeur de la fraction 75-110 °C ; elle se condense dans le condenseur T-6, où elle est refroidie à la température 40 °C; le condensat est collecté dans le bac E-6, une partie du condensat est refoulée, par la pompe H-13/ H-13a/ dans la colonne K-6 pour l'arrosage ; la partie en excès est véhiculée vers le refroidisseur T-30, puis sort de l'installation; après ces étapes, la fraction 65-85 °C devient essence-d'extraction et la fraction 75-110 °C devient essence-solvant.

Du fond de K-6, la fraction 85-160 °C (110-160 °C) passe à l'échangeur T-9, où elle est chauffée par la vapeur d'eau ; les fractions légères s'évaporent et se recyclent de nouveau dans la colonne ; l'autre quantité est refoulée par la pompe H-14/ H-14 a/ dans le refroidisseur T-31, puis sort de l'installation pour être utilisée comme essence destiné à la transformation chimique.

Notons que le reste de la fraction 65-140 °C, à sa sortie de K-4, est du White-Spirit. Tous les composants sortent de l'installation par la ligne 94 comme essence pour la transformation chimique.

10.6 Bloc sous vide

Il comporte deux colonnes.

Dans la première colonne K-7, on obtient une large fraction d'huile 330-490 °C qui se divise en trois courants dans la deuxième colonne sous vide K-8.

10.6.1. Condition de fonctionnement de la colonne K-7.

$$P_s = 50 \text{ mm Hg}$$

$$T_s = 80^\circ \text{C}$$

$$T_f = 372^\circ \text{C}$$

Cette colonne comprend deux parties.

Première partie

La partie basse qui représente la colonne sous vide

Deuxième partie

La partie haute qui joue le rôle d'un condenseur pour le mélange des fractions légères jusqu'à 360°C . Les fractions entraînées par les vapeurs et les gaz de la composition se condensent par arrosage. Les vapeurs et les gaz provenant de la décomposition, ainsi que l'air et les vapeurs d'eau, sortent du sommet de K-7, pour pénétrer ensuite dans le condenseur barométrique (B-1), qui est arrosé par l'eau. A leur sortie, ils pénètrent dans b-1, mélangés à l'eau d'arrosage. Là, le produit de la fraction ($180-330^\circ \text{C}$) se sépare du mélange par décantation et entre dans le bac E-11. Il est ensuite refoulé par la pompe H-24

/H-24a/ au niveau de la ligne 240, puis aspiré par la pompe H-1 /H-1a/. Les vapeurs et les gaz non condensés passent par l'aspirateur barométrique (B'1) et par la pompe sous vide A-1.

On collecte la fraction ($180 - 350^\circ \text{C}$) par la pompe H-15 /H-15a/, à la température 212°C . Elle est dirigée sous forme de deux courants vers K-7, au niveau des plateaux 19 et 23 pour arrosage.

Du fond de la colonne K-7, le goudron à la température 372°C , est refoulé par la pompe H-16 /H-16a/ dans l'échangeur T-21 pour chauffer le pétrole et, si nécessaire, ensuite dans le refroidisseur T-38, puis vers la sortie de l'installation.

On ajoute, au fond de K-7, la vapeur d'eau à une température 330°C , qui vient du four F-1. La température le long de la colonne est réglée par le recyclage, qui provient du plateau N°8, à la température 352°C . Le produit recyclé est collecté à l'aide de la pompe H-17 /H-17a/ puis est refoulé vers l'échangeur T-19 et le refroidisseur T-25, à la température 220°C , ensuite, il pénètre dans la colonne au niveau du 10ème plateau.

La large fraction d'huile ($330 - 490^\circ \text{C}$) sort du plateau N12 à la température de 300°C , pour être collectée dans le bac E-7. La pompe H-18 /H-18a/ aspire cette fraction et la refoule sous forme de deux courants dans le four (F-3), le courant résultant sort de F-3 à une température de 360°C pour pénétrer dans la 2ème colonne sous vide K-8, au niveau du plateau N6.

10.6.2. Conditions de fonctionnement de la colonne K-8.

$P_S = 10 \text{ mm Hg}$
 $T_S = 80^\circ\text{C}$
 $T_f = 310^\circ\text{C}$

La vapeur d'eau sort du four F-1, et entre au fond de la colonne. Du sommet de cette dernière sortent les vapeurs d'eau, les gaz de décomposition, l'air et les vapeurs des produits qui entrent ensuite, dans le condenseur T-3, pour le refroidissement, puis dans le bac E-10 ; enfin, ils sont aspirés par la pompe sous vide A-2.

La fraction 330°C est collectée dans le bac E-10 et est mélangée périodiquement au fuel-diesel à l'aide de la pompe H-25.

Au niveau du plateau moyen de K-8, on collecte la fraction $330-360^\circ\text{C}$, elle est refoulée par la pompe H-19/ H-19a, vers l'échangeur T-22, puis vers le condenseur T-26, où elle est refroidie à la température 60°C ; ensuite, elle est recyclée sous forme de deux courants au niveau des plateaux 28, 24 pour arrosage. L'excès de la fraction est mélangé avec l'huile légère au niveau de la ligne 126, et sort de l'installation par la ligne 131.

On récupère l'huile légère des plateaux 19 et 20 ; elle est refoulée par la pompe H-23/H-19a vers l'échangeur T-17, puis vers le refroidisseur T-35 ; une partie de celle-ci sort de l'installation comme huile normale ; l'autre partie se mélange avec la fraction ($350-370^\circ\text{C}$), et sort de la ligne 131 comme distillat d'huile pour transformateurs.

Le second distillat (huile) ayant une viscosité moyenne sort des plateaux 14 et 15 ; il est refoulé par la pompe H-22/H-22a à la température 314°C vers l'échangeur T-18 et le refroidisseur T-36, et sort ensuite de l'installation.

Au fond de la colonne, on élimine le distillat visqueux ; la pompe H-10/H-10a le refoule à une température 310°C vers l'échangeur T-20, et vers le refroidisseur T-37 et sort ensuite de l'installation.

Le réglage de la température le long de la colonne se fait par le courant N°13 venant du plateau 10 à une température 324°C , la pompe H-21/H-20a le refoule vers le refroidisseur T-27, puis il pénètre dans la colonne au niveau du Plateau N°12, à la température 220°C .

Voir tableau représentant l'analyse du pétrole brut de Hassi-Mossaoud.

10-6-2-1

est représenté

TABLEAU N° 10 -6-2-1

ANALYSE DE PETROLE BRUT DE HASSI-MESSAOUD (SAHARA) [7]

<ul style="list-style-type: none"> Densité (d 15/4)..... 0,802 Congélation (°C)..... -45 Viscosité Engler à 20°C..... 1,12(20) Tension de vapeur (dpz)..... 600 Soufre (% poids)..... 0,13 Asphaltes (% poids)..... 0,12 Paraffines (% poids)..... 1,8 		<p>Gasoil</p> <ul style="list-style-type: none"> Coupe (°C)..... 260-360 Rendement (% vol.)..... 17,7 Densité (d 15/4)..... 0,853 Congélation (°C)..... -45 Soufre (% poids)..... 0,14 Nombre de cétane..... 55 (DI)
<ul style="list-style-type: none"> Essence légère Coupe (°C)..... C₅-100 Rendement (% Vol.)..... 17,2 Densité (d 15/4)..... 0,680 Soufre (% poids)..... 0,0008 Nombre d'octane clair..... 61 (RM) Nombre d'octane éthylé..... 80(RM 0,5) 		<ul style="list-style-type: none"> Résidu > gasoil Rendement (% vol.)..... 22,6 Densité (d 15/4)..... 0,918 Viscosité Engler à 50°C.. 11,8 Congélation (°C)..... - Asphaltes (% poids)..... 0,52 Soufre (% poids)..... 0,33
<ul style="list-style-type: none"> Essence lourde Coupe (°C)..... 100-180 Rendement (% Vol.)..... 20 Densité (d 15/4)..... 0,761 Soufre (% poids)..... 0,0016 Nombre d'octane clair..... 39 (RM) Nombre d'octane éthylé..... 60(RM 0,5) 		<p>Huiles</p> <ul style="list-style-type: none"> Rendement (% vol.)..... 19,5 Paraffines (% poids)..... 9,2 Soufre (% poids)..... -
<ul style="list-style-type: none"> Kérosène Coupe (°C)..... 180-260 Rendement (%vol.)..... 18,1 Densité (d 15/4)..... 0,808 Congélation (°C)..... -45 Aromatiques (% vol.)..... 19 Smoke point (mm)..... 21 Soufre (% poids)..... 0,0075 		<ul style="list-style-type: none"> Résidu > huiles Rendement (% vol.)..... 3,9 Densité (d 15/4)..... 0,972 Viscosité Engler à 100°C. 660 Congélation (°C)..... +33 Asphaltes (% poids)..... 3,75 Soufre (% poids)..... 0,41

10. Nœud de la préparation primaire du pétrole brut :

A partir de la description, on constate que le nœud de la préparation primaire du pétrole tient une place importante, en ce qui concerne l'organisation de l'échange de chaleur dans l'installation.

10.1. Préparation primaire du pétrole brut.

- . Déshydratation et dessalage du pétrole brut,
- . Chauffage du pétrole brut par une meilleure organisation des différentes fractions dans l'installation.

Pour le chauffage du courant principal et du courant dessalé et déshydraté du pétrole brut, on utilise la chaleur des courants technologiques représentant les produits intermédiaires et finaux des procédés de séparation.

Le courant principal de pétrole brut qui entre dans l'installation est divisé en deux courants :

1. Le courant de pétrole brut qui doit être chauffé jusqu'à la température nécessaire pour un dessalage efficace dans l'électro-déshydrateur,
2. Le courant dessalé et déshydraté qui doit être chauffé jusqu'à l'entrée de la colonne K-1.

Le réseau d'échangeur de chaleur qui permet le chauffage de ces deux courants principaux est représenté dans la fig 11-1-1

La surface d'échange de chaleur et la division des fractions dans les échangeurs sont données au tableau 11-1-1

10.2. Analyse de l'organisation de l'échange de chaleur dans l'installation existante.

Maintenant, analysons les possibilités d'amélioration de l'organisation de l'échange de chaleur dans le système.

On peut améliorer cette organisation car,

- . Le système n'est pas très compliqué, de même que les fluides qui échangent la chaleur dans le système ne changent pas de phase (changement d'état),
- . L'augmentation de ^{la} température d'entrée dans la colonne K-1 peut causer la diminution de l'énergie pour le régime thermique, et la diminution de la quantité d'eau de refroidissement dans le système,

Pour réaliser cette amélioration, on a besoin d'une quantité de chaleur supplémentaire. La comparaison entre la quantité de chaleur transportée par les courants chauds ($Q_H = 15597681 \text{ BTU} = 28752672 \text{ KJ}$), et celle nécessaire pour le chauffage des courants froids jusqu'aux températures désirées ($Q_C = 15597681 \text{ BTU} = 16455553 \text{ KJ}$) nous montre qu'il y a un excès de chaleur.

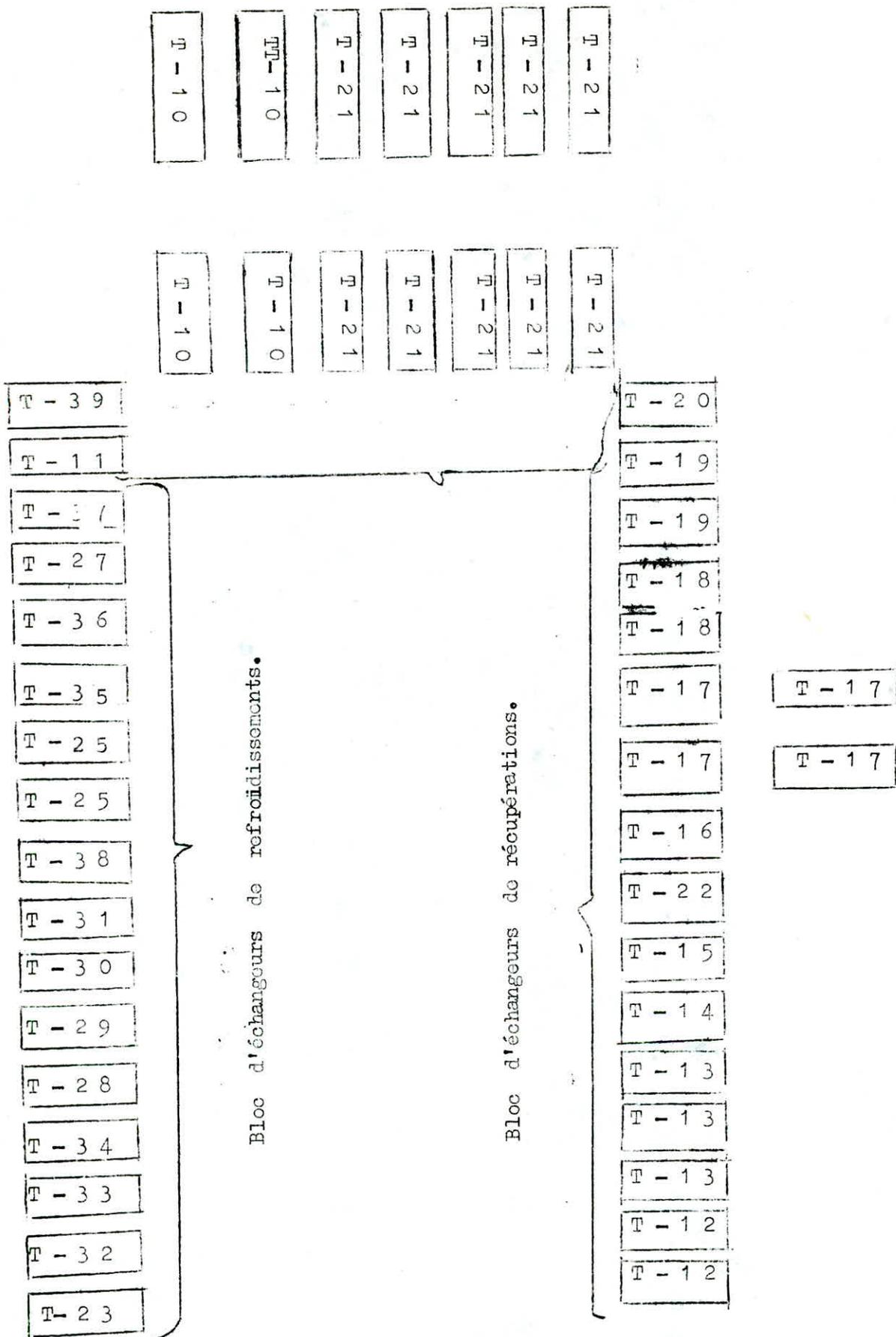


Fig : 11-1-1

SCHEMA DE RESEAU D'ECHANGEURS DE CHALEUR EXISTANT
DANS L'INSTALLATION DE DISTILLATION INITIALE DE
PETROLE BRUT

Tableau N° 11-1-1

SURFACE DES ECHANGEURS DE CHALEUR ET REPARTITION DES FRACTIONS

N°	DANS LES TUBES	ENTRE LES TUBES	SURFACE (m ²)
T-1	Fraction de début de distillation 140°C.	Air	2 X 125
T-2	Fraction de début de distillation 160°C	Air	1 X 125
T-3	(eau)	Vapeur sortant de K-8	1 X 150
T-4	(eau)	Fraction de début de distillation 65°C/75°C	
T-5	(eau)	Fraction(C ₃ , C ₄)	2 X 200
T-6	(eau)	Fraction de début de distillation 65-85°C/75-110°C	4 X 800
T-7	Fraction 180 - 350°C	Fraction de début de distillation 75-160°C/65-100°C	1 X 270
T-8	Fraction 180-350°C	Fraction de début de distillation 65°C	1 X 200
T-9	Vapeur d'eau	Fraction 110-16°C/85-160°C	2 X 360
T-10	Circulation venant de K-2	fraction de début de distillation 160°C	4 X 112
T-11	Fraction stable de début de distillation(165-175°C)	Fraction de début de distillation 65°C (D.D 75°C)	
T-12	Pétrole	Fraction 180-350°C	2 X 180
T-13	Pétrole	Circulation venant de T10	3 X 180
T-14	Pétrole	Fraction 150 - 200°C	1 X 170
T-15	Pétrole	Fraction 330-370°C	1 X 112
T-16	Pétrole	Rocyclage venant de K-7 Fraction 180 - 350 C	1 X 112
T-17	Pétrole	Fraction 360-400°C	. X 112
T-18	Pétrole	Fraction 400-450°C	X 112

./...

N°	DANS LES TUBES	ENTRE LES TUBES	SURFACE (m ²)
T-19	Pétrole	Circulation venant de K-7	1 x 128
T-20	Pétrole	Fraction 450-490°C	2 x 112
T-21	Goudron	Pétrole	10 x 45
T-22	Pétrole + eau	Recyclage venant de K-8	1 x 180
T-23	Eau	Circulation venant de K-2	1 x 112
T-24	Eau	Recyclage venant de K-7	1 x 112
T-25	Eau	Circulation venant de K-7	1 x 180
T-26	Eau	Recyclage venant de K-8	1 x 180
T-27	Eau	Circulation venant de K-8	1 x 160
T-28	Eau	Fraction-65-160°C/ 75-160°C	1 x 21
T-29	Eau	Début de distillation 65°C Début de distillation 75°C	1 x 28
T-30	Eau	Fraction 65-85°C/75-110°C	1 x 62
T-31	Eau	Fraction 85-160°C/110-160°C	1 x 180
T-32	Eau	Fraction 150-200°C	1 x 68
T-33	Eau	Fraction 180-350°C	2 x 112
T-34	Eau	Fraction 330-370°C	1 x 63
T-35	Eau	Fraction 360 - 400°C	1 x 63
T-36	Eau	Fraction 400-450°C	1 x 63
T-37	Eau	Fraction 450- 490°C	1 x 63
T-38	Eau	Goudron	2 x 45
T-39	Eau	Circulation venant de K-2	1 x 180
T-40	Eau	L'huile de transformateur	1 x 180
T-41	Eau	L'huile de transformateur	1 x 180
T-42	Eau	Pétrole dessalé	1 x 180

Une analyse approfondie a été faite par une synthèse de structure optimale du réseau d'échangeur de chaleur avec les données du projet, en employant l'ensemble des programmes GLAW3. Les données nécessaires pour effectuer la synthèse se trouvent dans les tableaux 11-2-1 et 11-2-2

Les schémas structuraux des deux variantes sont représentés dans les fig 11-2-2 et 11-2-3

La fig 11-2-2 représente le réseau d'échangeur de chaleur optimal avec $\Delta t_{min} = 10^{\circ}C$

La fig 11-2-3 représente le réseau d'échangeur de chaleur optimal avec $\Delta t_{min} = 20^{\circ}C$.

La synthèse a été faite avec la valeur $\Delta t_{min} = 20^{\circ}C$, parce que dans l'installation existante, la valeur moyenne de Δt_{min} est égale à cette même Δt_{min} .

La comparaison de la structure optimale (fig 11-2-2) avec celle de la fig 11-2-1 montre que l'échange de chaleur peut être réalisé avec un nombre d'échangeurs de chaleur plus petit (le schéma optimal de la fig 11-2-2 comporte 10 échangeurs de chaleur-récupérateurs et 8 échangeurs de refroidissement contre 12 échangeurs de chaleurs-récupérateurs et 12 échangeurs de refroidissement dans le schéma de la fig 11-2-1)

11.3. Augmentation de la température du pétrole brut dessalé à l'entrée de K-1 11-3-1

Dans la fig 11-3-1 est représenté le schéma technologique des noeuds qui comporte les colonnes K-1, K-2 et les fours F-1, F-2.

En accord avec le projet d'installation, analysons la possibilité d'augmenter la température d'entrée de la colonne K-1 ; l'augmentation de cette température amènera la diminution du débit du courant chaud pour maintenir l'équilibre thermique de la colonne. La diminution de ce débit est possible, en faisant une nouvelle répartition dans le noeud A, et en véhiculant la plus grande quantité de pétrole brut sans essence vers K-2. Il faut souligner que le four F-2 fonctionne avec les capacités initiales malgré les changements prévus. La fonction principale de F-2 est de chauffer le mazout jusqu'à $350^{\circ}C$ (premier serpentin)

Le pétrole brut sans essence passe par le deuxième serpentin de ce four ; la diminution du débit du courant chaud dans K-1 va provoquer la diminution du débit pétrole brut sans essence à l'entrée du four F-1 ; ceci est réalisable en faisant une nouvelle répartition dans le noeud B (voir fig 11-3-2)

La diminution de la quantité de pétrole brut sans essence à l'entrée du four F-1 va entraîner une économie de fuel pour le chauffage du four. Calculons ce gain.

TABLEAU N°12-2-1

LES DONNÉES NUMÉRIQUES POUR LA
SYNTHÈSE OPTIMALE

- Le prix de la vapeur de chauffe: $8,45 \left[\$ / 10^3 m^3 \right]$
- Débit de la vapeur de chauffe :
 - Été : $65,4 \left[Kg / \text{tonne de matière première} \right]$
 - Hiver : $89,4 \left[Kg / \text{tonne de matière première} \right]$
- Prix de l'eau de refroidissement : $9,19 \left[\$ / 10^3 m^3 \right]$
(eau industrielle)
- Débit de l'eau de refroidissement :
 - Été : $13 \left[m^3 / \text{tonne de matière première} \right]$
 - Hiver : $11 \left[m^3 / \text{tonne de matière première} \right]$
- Prix moyen de pétrole = $149,45 \left[\$ / \text{tonne} \right]$
- Prix d'une tonne de combustible = $115,11 \left[\$ / \text{tonne} \right]$
conditionnel.
- Prix du fuel pour les fours : $\left\{ \begin{array}{l} \text{gaz} : 98,4 \left[\$ / \text{tonne} \right] \\ \text{mazoute} : 106,72 \left[\$ / \text{tonne} \right] \end{array} \right.$
- Débit du fuel : 40 % de gaz et 60 % de mazoute :
 $28,3 \left[Kg / \text{tonne de matière première} \right]$
- Nombre d'heures de fonctionnement par an : $8360 \left[h / \text{an} \right]$
- Coefficient d'amortissement annuel : $\left| \frac{1}{8} \right| = 0,1$
- Paramètres qui servent à calculer le prix de l'échangeur :
 - a = 43,00
 - b = 0,88

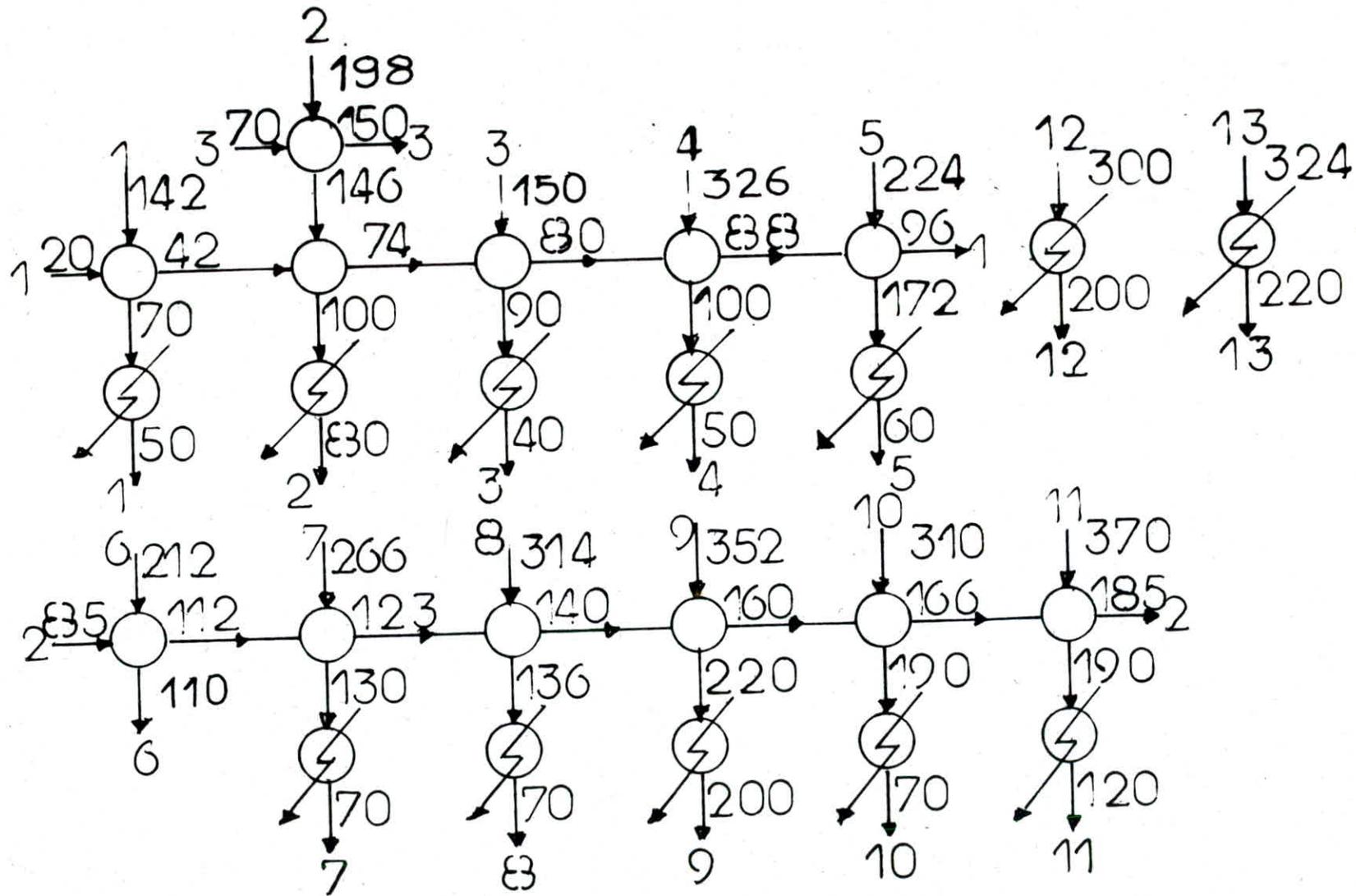
- 78 -
LES DONNEES NUMERIQUES POUR LA SYNTHESE OPTIMALE

N°	COURANTS CHAUDS	$T_e^H (^{\circ}C)$	$T_s^H (^{\circ}C)$	G (débit) tonne/h	C_p° (J/Kg \cdot K) $\times 10^{-3}$	W KJ/h $\times 10^{-3}$
1	Fraction (180-350 °C)	142	50	383,333	2,25	8,6250
2	Recyclage vers K-2	198	80	241,389	2,68	646,922
3	Fraction (150-200 °C) (White Spirit)	150	40	80,000	3,18	254,400
4	Fraction (330-370 °C) huiles pour transformateur.	326	50	38,055	2,81	106,9361
5	Recyclage vers K-8 Fraction (330-360 °C)	224	60	199,444	2,81	560,4389
6	Recyclage vers K-7	212	110	375,000	2,31	866,2500
7	Fraction (360 - 400 °C)	266	70	80,555	2,91	234,4167
8	Fraction (400 - 450 °C)	314	70	117,222	2,59	303,6056
9	Recyclage vers K-7 Fraction (390-490 °C)	352	200	105,833	2,59	507,2983
10	Fraction (450-490 °C)	310	70	55	2,61	143,5500
11	Goudron	370	120	33,055	2,65	352,5972
12	Recyclage vers K-2	300	200	300	2,81	343,0000
13	Recyclage vers K-8	324	220	81,944	2,51	205,6806
N°	COURANTS FROIDS	$T_e^C (^{\circ}C)$	$T_s^C (^{\circ}C)$			
1	Pétrole brut	20	96	1291,667	2,10	2712,5000
2	Pétrole dessalé et deshydraté	85	185	122,500	2,51	307,4750
3	Fraction de début de distillat 160 °C	70	150	241,389	2,51	605,8861
4	Eau de refroidissement	29,6	210	33,333	4,19	139,6667

Avec :

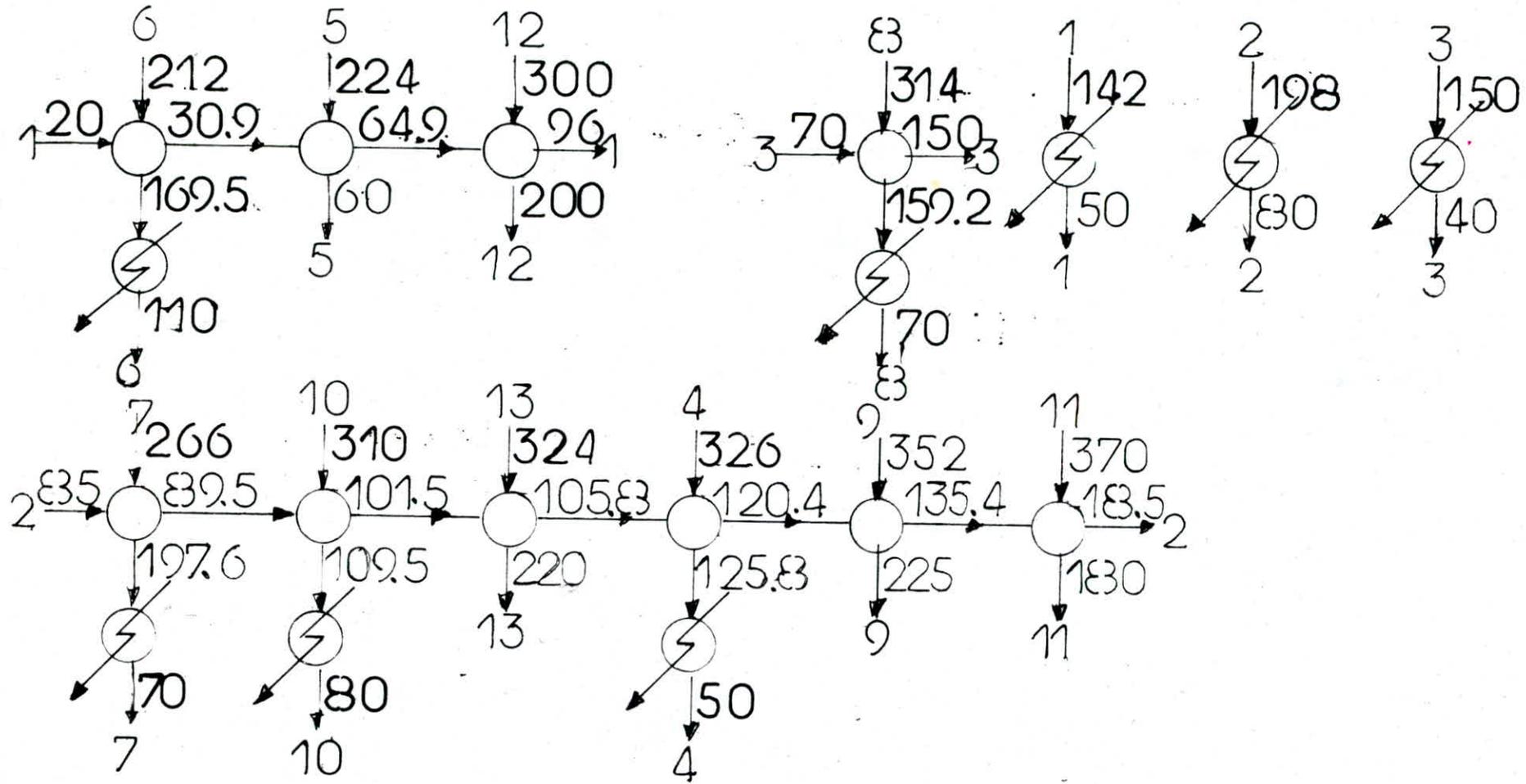
- T_e^H : Température d'entrée du courant chaud
- T_s^H : Température de sortie du courant chaud
- T_e^C : Température d'entrée de courant froid
- T_s^C : Température de sortie du courant froid

FIG 3 : Schéma structural du système de R.E.C. existant dans l'installation.



$$C = 77830 [\$/\text{an}]; C_k = 11044 [\$/\text{an}]; C_v = 66336 [\$/\text{an}]$$

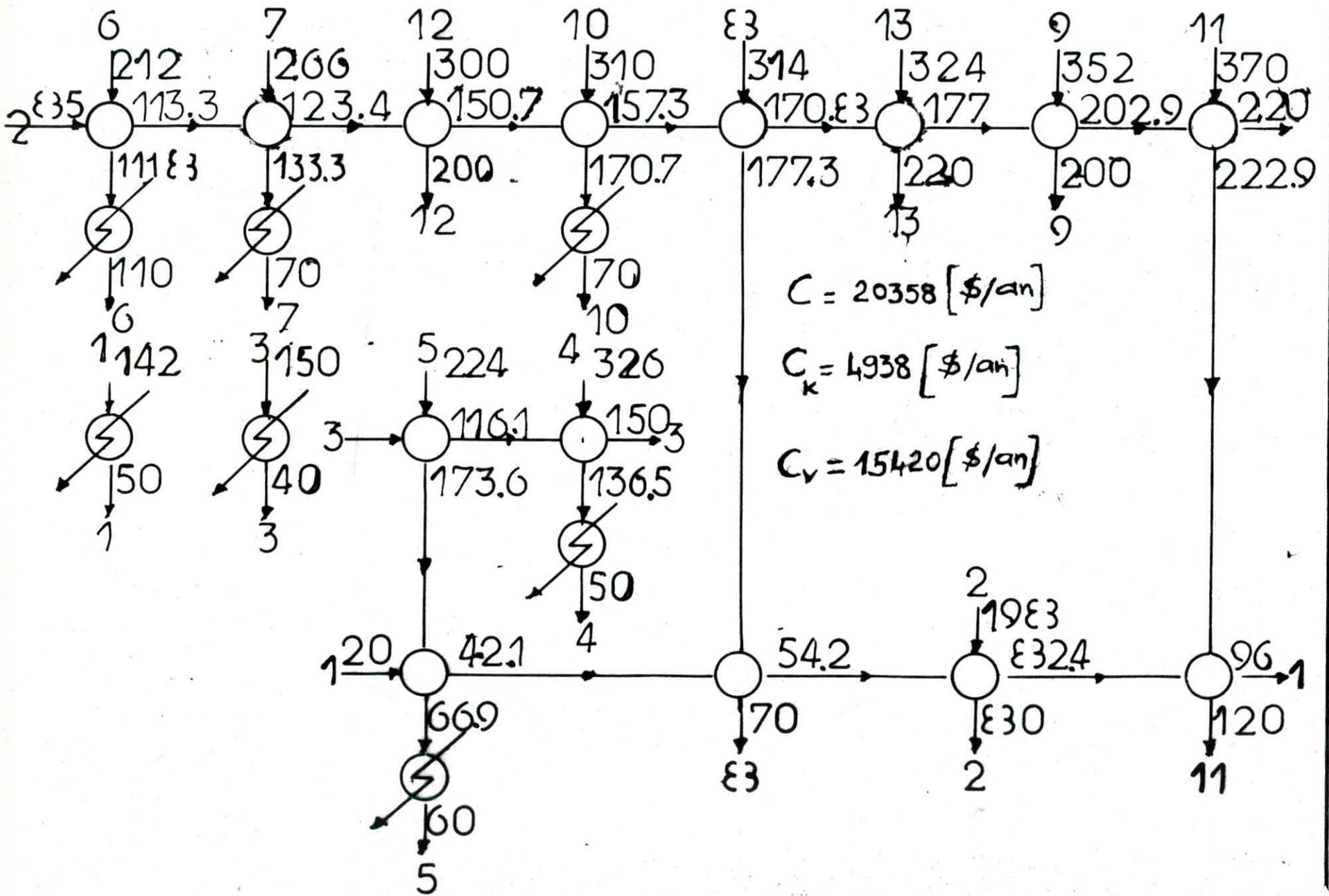
Fig 4 : Schéma technologique selon les données du projet ($\Delta t_{min} = 1$)



$$C = 55190 [\text{K an}] ; C_K = 38390 [\text{K an}] ; C_V = 51300 [\text{K an}]$$

Cas de température maximale possible à l'entrée de K-1, $T = 220^{\circ}\text{C}$ et $\Delta t_{\min} = 20^{\circ}\text{C}$

Fig 5: Schéma structural du R.E.C optimal



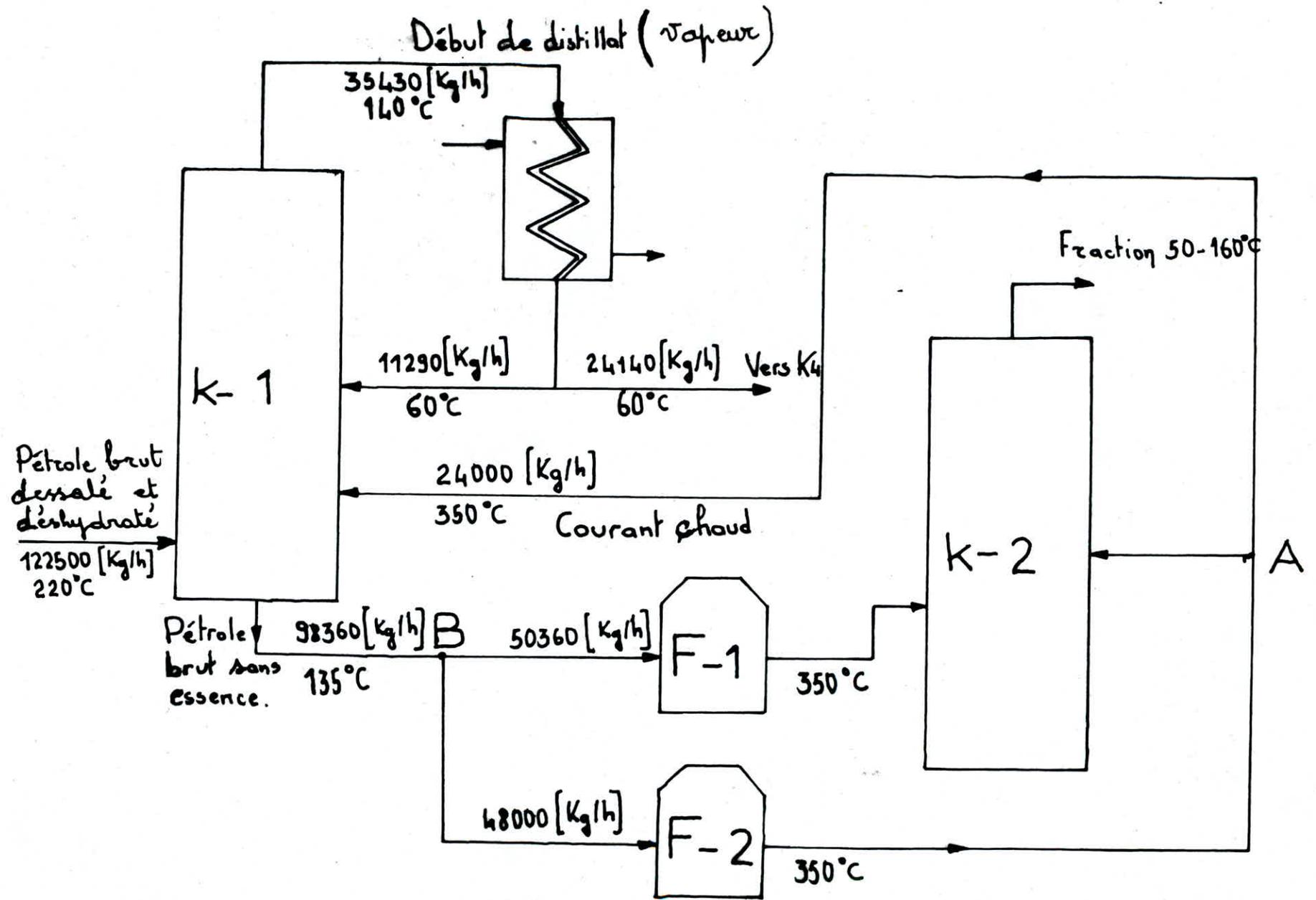


Fig7: schéma technologique de reconstruction englobant
 Les colonnes K₁, K₂ et Les fours F₁ et F₂.

Il faut noter que l'augmentation de pétrole brut dessalé, à l'entrée de K-1 a des limites, voilà pourquoi, il faut calculer d'abord la valeur maximale de cette température.

Bilan thermique de K-1 :

On peut représenter le bilan thermique de K-1 de la manière suivante :

$$W_{cc} t_{cc} + W_p t_p + W_r t_r = W_{p.s.e} t_{p.s.e} + W_v t_v + Q_{pert} \dots (1)$$

Où

W_{cc} , W_p , W_r , $W_{p.s.e}$, et W_v sont les produits (débits massiques chaleurs spécifiques) respectivement du courant chaud, du pétrole, du reflux, du pétrole sans essence et des vapeurs qui quittent la colonne K-1.

Il en est de même pour les températures t .

Q_{pert} = les pertes thermiques

$$Q_{pert} = 10+20 \equiv Q_{chauffage} + Q_{vaporisation}$$

Avec : $Q_{chauffage} = G_p \times C_p \times \Delta t_{chauffage} / \Delta t_{chauffage} = t_{fond} - t_p$

$$Q_{vaporisation} = q_{vaporisation} \times G_{vaporisation} = 82 \times 4.19 \times 10^3 = 343.58 \text{ [Kj/ Kg]}$$

Où $Q_{chauffage}$ et $Q_{vaporisation}$ sont respectivement les chaleurs nécessaires pour le chauffage et pour la vaporisation du pétrole brut dessalé

$q_{vaporisation}$ \equiv la chaleur de vaporisation de l'essence.

Bilan de matière de la colonne K-1.

$$G_{P.dessalé} + G_{cc} = G_{P.s.e} + G_{Distillat} \dots (2)$$

Admettons que la t° du pétrole brut augmente à l'entrée de K-1. Supposons que le débit et la t° des vapeurs quittant le sommet sont constantes, pour réaliser cette condition, il est nécessaire que la t° du fond reste constante, le changement de la t° d'entrée va provoquer le changement du débit du courant chaud, en même temps que la diminution de la quantité de pétrole sans essence. Donc la t° de pétrole brut à l'entrée sera maximale quand le débit du courant chaud est nul. De l'équation (1) et (2), on peut déduire facilement le changement des débits des courants (Voir fig. 11-3-2) de cette façon on détermine aussi la température maximale d'entrée du pétrole brut dessalé, qui est égale à 220 C.

Pour arriver à une nouvelle température d'entrée du pétrole brut dessalé et déshydraté dans la colonne K-1, il est nécessaire d'avoir des possibilités supplémentaires dans le réseau d'échangeur de chaleur. L'analyse montre que de telles possibilités existent quand la chaleur disponible des courants chauds

$$Q_{ch} = \sum_{i=1}^{13} Q_i = 34192236 \text{ BTU} = 36072947 \text{ Kj}$$
, et la chaleur nécessaire aux courants froids pour l'obtention des températures désirées est

$$Q_{fr} = \sum_{j=1}^4 Q_j = 18548594 \text{ BTU} = 19558766 \text{ Kj}.$$

Cette raison nous amène à proposer une reconstruction.

12. Résolution du problème de la reconstruction du réseau d'échangeur de chaleur existant

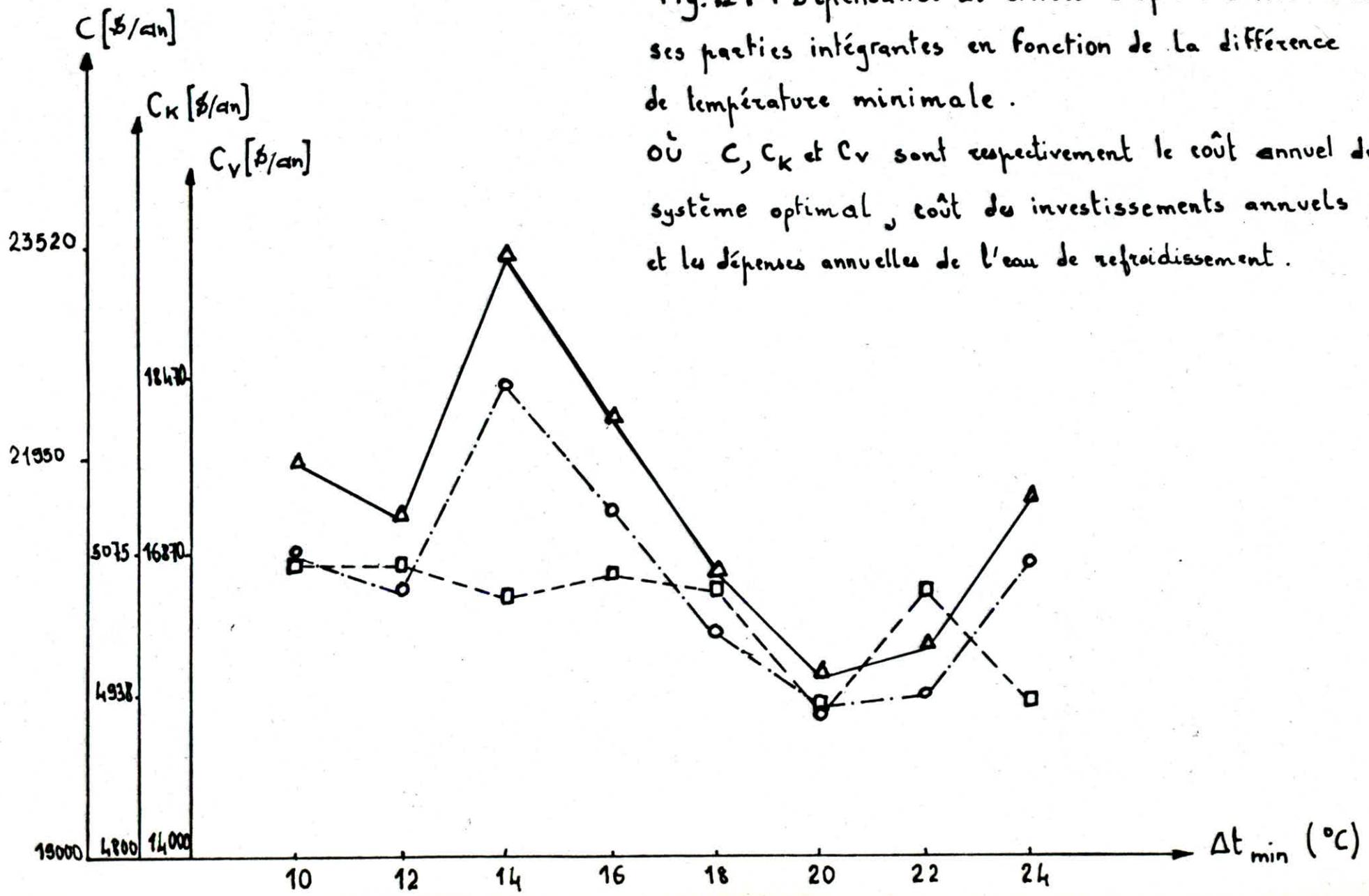
12.1. La méthode pour la reconstruction optimale du réseau d'échangeur de chaleur est proposée dans le paragraphe (11-5-4, 11-5-6 et 11-5-7) ; elle nécessite la réalisation des opérations suivantes :

- 1 Définition de la topologie optimale ($\Delta t = 10^{\circ}\text{C}$ et $\Delta t = 20^{\circ}\text{C}$)
- 2 Comparaison entre le réseau d'échangeur de chaleur optimal et le réseau d'échangeur de chaleur existant
- 3 Elimination des nœuds identiques dans les deux systèmes
- 4 Dessin optimal du problème réduit avec le choix prioritaire des appareils (banque de données pour l'appareillage existant en accord avec la stratégie choisie pour le dessin optimal).

Réalisons les opérations mentionnées dans la synthèse du réseau d'échangeur de chaleur envisagé dans l'installation.

- 1 A l'aide de la méthode choisie pour la synthèse optimale employant l'ensemble de programmes GLAW3, on a synthétisé la structure optimale du réseau d'échangeur de chaleur. Comme il a été mentionné plus haut, le Δt_{min} , paramètre très important de la synthèse, a été choisie égale à 20°C . Pour un choix plus argumenté, on a fait l'étude de la dépendance du critère d'optimalité et de ses parties intégrantes (investissement et dépenses annuelles d'exploitation) de la valeur Δt_{min} . La courbe de cette dépendance est représentée dans la fig 12-1-1. En augmentant Δt_{min} au dessus de 24°C , le nombre d'unités nécessaires augmente sensiblement. Le nombre minimal d'unités du système correspond à $\Delta t_{min} = 20^{\circ}\text{C}$, c'est pourquoi, cette valeur a été choisie. Le schéma structural de la synthèse est représenté dans la fig 12-2-3.
- 2 Pour la comparaison des structures du réseau d'échangeur de chaleur existant et optimal, on a représenté les matrices structurales respectives de ces deux systèmes.

Fig:121-1 Dépendance du critère d'optimabilité avec ses parties intégrantes en fonction de la différence de température minimale.
 où C , C_k et C_v sont respectivement le coût annuel du système optimal, coût des investissements annuels et les dépenses annuelles de l'eau de refroidissement.



- 97 -

En analysant la fig. 12-1-2 on constate que les éléments (6,2), (7,2) et (7,4) de la CM (a) sont identiques à ceux de la CM (b).

3 On élimine les unités correspondantes aux éléments identiques de l'ensemble précédent.

4 Le dessin optimal se fait sur la base de la structure optimale réduite. Pour la résolution visuelle de ce problème, on a représenté les matrices structurales des surfaces de réseau d'échangeur de chaleur existant et optimal comme dans la fig. 12-1-3. Dans les cases, où les éléments sont non nuls, on a mis les surfaces d'échange de chaleur respectives. Dans les cases nulles et identiques, on vérifie la condition suffisante. Une réponse est satisfaisante à cette condition, quand la surface d'échange de chaleur dépasse la surface calculée dans les limites de réserve de la surface ($5 \pm 10\%$).

L'opération suivante de la préparation de reconstruction est la réalisation du calcul de contrôle lié à la correction des températures des courants et aux changements éventuels de la structure du réseau d'échangeur de chaleur optimal avec des échangeurs de chaleur existants. Un changement éventuel est possible après les calculs de contrôle. Dans notre cas, le changement est réalisé en éliminant les réfrigérants n° (5) du réseau d'échangeur de chaleur optimal, et n° (11) du réseau d'échangeur de chaleur existant. Un autre élément, auquel il faut faire attention dans le procédé de calcul de contrôle, est la conservation de la température désirée finale (initiale). Par exemple, les courants N° 12, 13, 9, 8, 2 et 5 dépassent le diapason donné ($3-4^\circ\text{C}$) ; ces courants, dans ce cas, se refroidissent beaucoup. Il ne faut pas oublier que les courants mentionnés représentent des produits commerciaux, qui se dirigent vers le stockage ; c'est pourquoi ce refroidissement est acceptable.

Le schéma structural de la proposition est représenté dans la fig. 12-1-4

Le changement de la structure optimale est montré dans la fig. 12-1-5

comme il a été mentionné au chapitre (9), la dernière étape sera l'analyse de la possibilité de l'application technique et économique de la proposition de la reconstruction.

12-2. Analyse des résultats obtenus

12-2-1

On donne dans le tableau les caractéristiques quantitatives principales des réseaux d'échangeur de chaleur existant, Réseau d'échangeur de chaleur optimal selon les données du projet (R.E.C. optimal à la $t_1^* = 220^\circ\text{C}$ à l'entrée de K-1, et aussi celle de la reconstruction.

Courants chauds	Courants froids			Refroidissement supplémentaire
	1	2	3	
1	101			2
2	202		101	3
3	103			2
4	104			2
5	105			2
6		101		
7		102		2
8		103		2
9		104		2
10		105		2
11		106		2
12				1
13				1

Matrice structurale de système de R.E.C existant (C M)

(a)

Courants chauds	Courants froids			Refroidissement supplémentaire
	1	2	3	
1				1
2		103		
3				1
4				2
5		201		3
6			101	2
7			102	2
8		202	105	
9			107	
10			104	2
11		204	108	
12			103	
13			106	

Matrice structurale de système de R.E.C optimale (CM)

(b)

Fi 12_1-2

Courants chauds	Courants froids			Refroidissement supplémentaire
	1	2	3	
1	2X180			2 X 112
2	3X180		4X112	1 X 112
3	1X170			1 X 68
4	1X112			1 X 63
5	10X45			1 X 180
6		1X112		
7		4X112		1 X 63
8		2X112		1 X 63
9		2X112		1 X 180
10		1X128		1 X 63
11		1X180		2 X 45
12				1 X 180
13				1 X 160

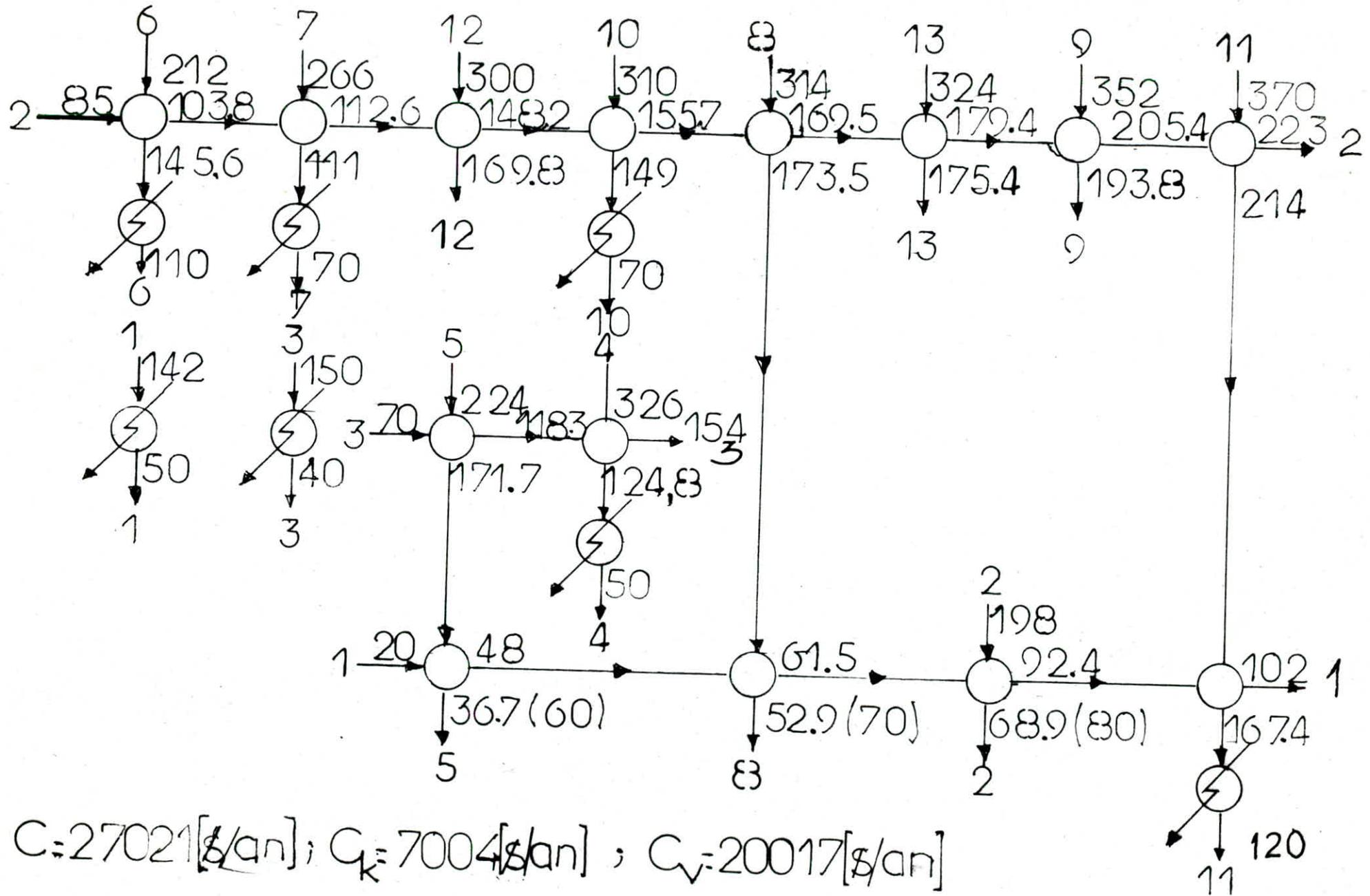
Matrice structural de surface de R.E.C existant

Courants chauds	Courants froids			Refroidissement supplémentaire
	1	2	3	
1				270.0
2		202.7		
3				105.7
4			450	32.4
5		115.8	426	24.5
6			251.4	3.5
7			78.9	40.4
8		81.0	105.8	
9			184.6	
10			49.4	32.7
11		79.6	129.5	
12			118.6	
13			38.3	

Matrice structural de surface de R.E.C optimal

Fig 12 -1-3

Fig 11: Schéma structural du système de R.E.C. de reconstruction.



Courants Courants chauds	Courants			Refroidiss- ement supp- lémentaire
	1	2	3	
1				366
2	360			
3				160
4			68	
5	225		45	63
6		112		63
7		112		63
8	170	112		
9		224		
10		128		63
11	45	180		180
12		180		
13		112		
Matrice des surfaces de R.E.C reconstruit.				

Courants chauds	Courants froids			Refroidisse- ment supplémentaire
	1	2	3	
1				1
2		103		
3				1
4			102	2
5		201	101	
6			101	2
7			102	2
8		202	105	
9			107	
10			104	2
11		204	108	3
12			103	
13			106	
Matrice structurale de R.E.C reconstruit				

Fig : 12-1-5

TABLEAU RECAPITULATIF N° 12 -2-1

N°	Reseau d'échangeurs de chaleur existant	Reseau d'échangeurs de chaleur optimal avec les données : $\Delta t_{min}=10^{\circ}C$; $T_e =185^{\circ}C$	Reseau d'échangeurs de chaleur optimal avec les données : $\Delta t_{min}=20^{\circ}C$; $T_{e max}= 220^{\circ}C$	Reseau d'échangeurs de chaleur de reconstruction.	
1	Nombre de couplage de récupération	12	10	14	
2	Nombre de courants pour un refroidissement supplémentaire	12	8	7	
3	Nombre d'unités de récupération	42	10	14	
4	Nombre d'unités de refroidissement	14	8	7	
5	Investissements annuels [\$ /an]	11044	3690	4938	7004(11041)
6	Prix annuel de l'eau de refroidissement [\$ /an]	56836	51500	15420	20017
7	Coût total [\$ /an]	77880	55190	20358	27021(31061)

T_e : Température de pétrole brut dessalé et déshydraté à l'entrée de K-1.

$T_{e max}$: Température maximale de pétrole brut dessalé et déshydraté à l'entrée de K-1.

Pour comparer les résultats des études pour la réorganisation de l'échange de chaleur, le critère le plus sommaire c'est le coût total ; on constate que le réseau d'échangeur de chaleur optimal avec la température 220° C a le plus petit coût total.

Le coût du réseau d'échangeur de chaleur reconstruit se trouve entre ceux des réseaux d'échangeur de chaleur optimal et existant. L'augmentation de la valeur du critère d'optimalité du réseau d'échangeur de chaleur reconstruit est due à l'utilisation des unités d'échange existantes avec des dimensions non optimales. On a trente trois (33) unités dans le réseau d'échangeur de chaleur reconstruit contre cinquante six (56) unités dans le réseau d'échangeur de chaleur existant.

12.3. Efficacité économique de la reconstruction :

Les deux sources principales de l'économie dans la proposition de la reconstruction de l'installation sont :

1. Economie d'eau de refroidissement résultant d'une utilisation plus efficace des courants chauds dans le réseau d'échangeur de chaleur optimal synthétisé. D'après le tableau 5₂₋₂₋₁ cette économie est égale 46819 \$/an.
2. Economie de combustible (fuel) dans le four F-1. A cause du chauffage, on a une diminution de la quantité de pétrole brut sans essence. L'estimation quantitative de cette économie impose un calcul thermique du four F-1, et la comparaison du coût d'exploitation aux conditions du projet et de la reconstruction.

La chaleur nécessaire pour le chauffage du pétrole est définie par la formule suivante :

$$Q_s = G [e q_2^v + (1-e) q_2^l - q_1^l]$$

ou :

G = débit massique dans le four [kg/h]

e = degré de vaporisation unique à la sortie du four

$$0 < e < 1$$

q_2^v et q_2^l : les chaleurs spécifiques respectivement des phases vapeurs et liquides à la fin du four (38) [kj/kg]

q_1^l : chaleur spécifique de la matière première à l'entrée du four [kj/kg]

données du projet (variante existante) :

$$\left. \begin{array}{l} q_2^v = 1133.026 \text{ [kj/kg] à } 350^\circ \text{C} \\ q_2^l = 925.089 \text{ [kj/kg] à } 350^\circ \text{C} \\ q_1^l = 431.381 \text{ [kl/kg] à } 210^\circ \text{C} \\ f = 0,6 \\ G = 74\ 360 \text{ [kg/h]} \end{array} \right\} \Rightarrow Q_s = 45989444.07 \text{ [kj/h]}$$

Pour définir la charge thermique du four nous devons avoir :

$$F_k = 389.5 \text{ (m}^2\text{)} \text{ (surface de la partie de la convection du four F.1.)}$$

$$q_k = 46090 \text{ [kJ/m}^2\text{h]} \text{ (charge thermique), ce qui permet d'obtenir :}$$

$$Q_k = F_k \cdot q_k = 17952055 \text{ [kJ/h]}$$

et

$$Q_R = Q_S - Q_k = 28037389.07 \text{ [kJ/h]}$$

puis connaissant

$$F_R = 526.94 \text{ [m}^2\text{]}, \text{ on déduit :}$$

$$q_R = \frac{Q_R}{F_R} = 53207.935 \text{ [kJ/m}^2\text{h]}$$

la quantité de fuel nécessaire pour le chauffage du pétrole est égale à :

$$B = \frac{Q_S}{Q_G \cdot \eta} = \frac{45989407}{41900 \cdot 0.7} = 1568.000 \text{ [kg/h]}$$

$$Q_G = 41900 \text{ (kJ/kg)} : \text{débit calorifique du fuel nécessaire pour chauffage :}$$

$$\eta = 0.7$$

12.4. Calcul du four F-1 dans les conditions de reconstruction :

On utilise les mêmes données initiales, on ne change que la quantité de pétrole sans essence à l'entrée du four (voir fig. 7), qui vaut :

$G = 50360 \text{ [kg/h]}$. La chaleur nécessaire pour chauffer la matière première dans ce cas est égale à :

$$Q_S = 31146159.27 \text{ [kJ/kg]} \text{ et } B = \frac{Q_S}{Q_{G.R.} \cdot \eta} = \frac{31146159.27}{50.360 \cdot 0.7} = 883.53 \text{ [kg/h]}$$

Si le prix du fuel (mazout) est égal à 106.72 \$/Tonne, les dépenses liées au fuel nécessaires pour chauffer le four sont égales à 106.72 \$/Tonne, les dépenses liées au fuel selon la variante du projet sont égales à 167.34 \$/h ou 1398962.4 \$/an ; si la durée de fonctionnement est : 8360 h/an; les dépenses liées au fuel selon la proposition de reconstruction sont 94.3 \$/h ou 788348 \$/an, d'où l'économie du fuel qui est égale à 610614.4 \$/an ; il faut ajouter cette valeur aux dépenses annuelles d'exploitation de l'eau de refroidissement (46819 \$/an), d'où le coût total est de 657433.4 \$/an. Il faut compter 10% pour la reconstruction, d'où le coût total de la reconstruction est 591690.06 \$/an.

13. Impact économique de la reconstruction

Les politiques industrielles reposent souvent sur l'espoir de sortir de la crise et du sous emploi par les nouvelles technologies.

Comme toute décision d'investissement, l'information doit s'accompagner d'une analyse des coûts et des gains attendus.

Cependant, ceux-ci sont en général très difficiles à estimer. Ils dépendent du type de développement envisagé, du secteur économique, de l'état de l'entreprise.

Les modifications des réseaux d'échangeur de chaleur, si elles sont importantes, influent sur l'organisation de l'ensemble.

Le vrai problème de la reconstruction est la réorganisation des réseaux d'échangeur de chaleur et de la production et l'accroissement de la flexibilité de cette dernière. Sous ces réserves, les gains immédiatement chiffrables sur les postes de dépense peuvent être estimés souvent comme des possibilités de diminuer le coût total sans accroissement correspondant du personnel.

Une analyse économique correcte de la dépense se heurte souvent, aux principes comptables, aux dépenses du matériel de base, aux frais d'études internes et externes, aux coûts de programmation et aux dépenses de démarrage évoquées précédemment.

44. Conclusions générale

12-2-1

Sur la base de l'analyse des résultats du tableau , on peut conclure que l'algorithme original et l'ensemble de programmes sont convenables pour une reconstruction optimale des réseaux d'échangeur de chaleur existants. (1,2,3,7,8,9)

Notre travail a permis :

1. Une utilisation maximale de l'appareillage avec un changement minimal dans l'installation initiale,

2. Un gain économique à peu près égale à 591700 \$/an.

Une partie de cette somme représente le gain économique du fuel combustible (mazout) pour le chauffage supplémentaire du courant du pétrole sans ecouue dans le four.

L'autre partie concerne les dépenses annuelles d'exploitation de l'eau de refroidissement.

3. Un nombre minimal d'unités utilisées

4. Une augmentation de la fiabilité du système.

L'organisation de l'échange de chaleur permet d'obtenir une température du pétrole brut dessalé plus haute à l'entrée de K1.

5. Le travail présenté est un exemple théorique et pratique d'optimisation de la reconstruction d'un R.E.C. dans un atelier chimique industriel.

Ce type de travail est applicable en pratique dans une large classe d'usines chimique et pétrochimique.

BIBLIOGRAPHIE

- (1) . Kafarev, Méthodes Cyberniques et Technologie Chimique, Ed. Mir, MOSCOU, 1974.
- (2) . D. Duchanov " Modélisation des systèmes complexes de technologie chimique à l'aide des calculateurs électroniques ". Les problèmes contemporains de l'Industrie Chimique, Publ. N°36, pp 3-23, MOSCOU, 1976 - U.R.S.S.
- (3) . Duchanov, S.E. Chitour, F.Hannane, 2nd Méditerranian Congress for Chemical Engineering " The use of topological method for the energy optimisation 25-27 Novembre, Barcelona Spain (1981).
- (4) . D.Duchanov, B. Spavara, S. Bachvarova "Implantation de la classification intégrale dans l'industrie chimique à l'aide des calculateurs électroniques ". COMECON, Bulletin d'Information, N°5, 68 pp 95-98 Moscou (1977).
- (5) ; D. Duchanov, V. Kafarev, Journal " Chimie et Industrie " XIV, Vol. N°6, pp 243-346, Sofia 1973.
- (6) . D.Duchanov, Journal " l'Industrie Chimique " Vol. N°8, pp 595-597, Moscou, 1974.
- (7) . P. Wuitier " Raffinage et Genie Chimique " (Tome 1 + Tome 2) 1972.
- (8) . J. Gelev, G. Boradjiov, The Problem OF THE optimum Synthesis of heat Exchanger Systems, Hungarian Journal Of Industrial Chemistry, Vol. 12, pp 15-21 (1984) VESZPREN.
- (9) . N. Afgan et E.U. Schlinder " Heat Exchanger Process and Design " Macc Graw-Hill (1984).
- (10). Transmission de Chaleur et Thermodynamique, F. Kreith, Masson et C. Ed. 1967.
- (11). Echangeurs de Chaleurs, R. GREGORIG. 1980
- (12). Heat Transfert Engencering Schenck. H. 1984
- (13). Transmission de Chaleur. M.A D A M S. 1981
- (14). Introduction à la Mécanique des Fluides Kay, J.M. 1978
- (15). K.F. Lee, A.H. Masso, D.F. Rudd, Ind. Eng. Fimd 2, 48, (1970).
- (16). J.W. Ponton, R.A. Donaldson, Chem. Engng. Sci. 29, 2375 (1974).
- (17). T.K. Pho, L. Lapidus, AICHE Journal 19, 6, 1182, 1973.
- (18). I.E. Grossman, W.H. Sargent, Comp. Chem. Engng, 2, 1, 1978.
- (19)- B. Linnhoff, J.R. Flower, AICHE Journal 24, 4, 633, 1978.
- (20). L. Rochestroh, K. Hartman, Chem. Technik 27, 8, 439, 1975.
- (21). J.R. Flower, B. Linnhoff, AICHE Journal, 26, 1, 8, 1980.
- (22). N. Nischida, S. Kobayashi, A. Ichikawa, Chem. Engng 26, 1841, 1971.
- (23). N. Nischida, Y.A. Liu, L. Lapidus, AICHE Journal 23, 1, 77, 1977.
- (24). R. Elshout, E.C. Hohmann, C.E.P. March, 72, 1979.
- (25). F. Huang, R. Elshout, C.E.P. July, 68, 1976.
- (26). A.H. Masso, D.F. Rudd, AICHE Journal, 15, 1, 10, 1969.
- (27). R.W. C.E.P., July, 1982.
- (28); V. Hlavacek, Comp. Chem. Engng, 2, 67, 1977.

- (29) . N. Nishida, G. Stephanopoulos, A.W. Westerberg, AICHE, Journal 27, 321, 1981.
- (30) . S.A. Papoulias, I.E. Grossman, Comp. & Chem. Engng 7, 6, 695-723, 1983.
- (31) . I.E. Grossman, J. Santibanez, Comp. & Chem. Engng 4, 205, 1980.
- (32) . ~~Mémoire~~ Mémoire d'Ingeniorat de si-Moussa et Belkebir " Optimisation d'un R.E.C. par Ordinateur " Juin 1985.
- (33) . Pignotti, A; " Flow Reverssibility of heat éxchangers" A.S.M.E. Journal of Heat . Transfert, Vol. 106, N°2, pp 361-368.
- (34) . A. Pignotti " Matrix Formalism For Complex Heat Exchangers " A.S.M.E. Journal of Heat Transfert, Vo 106, MAY, 1984, Pp 352-360.
- (35) , R.C. KELAHAN et J.L GADDY, AICHE Journal 23,6, Pp 816-821 - 1977 .
- (36) . D. MOCSNY et R. GOVIND, AICHE Journal 30,5, pp 853-856, 1984
- (37) . Y.A. Liu, F.A. PEHLER et D.R. CAHELA, AICHE Journal 31,3, pp 487-490; 1985
- (38) . M. GINGUAY et A. LAURET, Dictionnaire Informatique 2ème Edition, 1982 (Editions MASSON).

13,4,10,43,8360

360,0,0,224

540,0,448,112

170,0,0,68

112,0,0,68

450,0,0,180

0,112,0,0

0,448,0,63

0,224,0,63

0,224,0,180

0,128,0,63

0,180,0,90

0,0,0,180

0,0,0,160

0,0,0,0

0,0,0,0

0,0,0,0

0,0,0,0

0,0,0,0

0,0,0,0

0,0,0,0

150,1000

142.0,50.0,1.0,383333.0,2.25

198.0,80.0,2.0,241389.0,2.68

150.0,40.0,3.0,80000.0,3.18

326.0,50.0,4.0,38055.0,2.81

224.0,60.0,5.0,199444.0,2.81

212.0,110.0,6.0,375000.0,2.31

266.0,70.0,7.0,80555.0,2.91

314.0,70.0,8.0,117222.0,2.59

352.0,225.0,9.0,195833.0,2.59

310.0,80.0,10.0,55000.0,2.61

370.0,180.0,11.0,133055.0,2.65

300.0,200.0,12.0,300000.0,2.81

324.0,220.0,13.0,81944.0,2.51

20.0,96.0,1.0,1291667.0,2.10

85.0,185.0,2.0,122500.0,2.51

70.0,150.0,3.0,241389.0,2.51

29.6,210.0,4.0,33333.0,4.19

210.0,29.6,178.5,235.7,0.88,0.1,1.0

300,300

0.00845,0.00919,1.0

200.0

28 BROI= 7

NUMERO DES COURANTS COUPLES: 11.0AVEC 2.0
DTC= 59.6DTH= 185.0DTS= 110.7
F= 145.2PE= 193.3PSSI= 193.3

NUMERO DES COURANTS COUPLES: 9.0AVEC 2.0
DTC= 104.6DTH= 216.0DTS= 153.3
F= 100.5PE= 139.8PSSI= 333.1

NUMERO DES COURANTS COUPLES: 6.0AVEC 1.0
DTC= 149.5DTH= 181.0DTS= 165.3
F= 534.0PE= 607.9PSSI= 941.0

NUMERO DES COURANTS COUPLES: 7.0AVEC 2.0
DTC= 112.6DTH= 176.5DTS= 144.5
F= 266.0PE= 329.2PSSI= 1270.2

NUMERO DES COURANTS COUPLES: 5.0AVEC 1.0
DTC= 29.1DTH= 159.1DTS= 76.5
F= 238.4PE= 353.5PSSI= 1623.7
TEH2OR= 29.6TMSH2OR=210.0

NUMERO DES COURANTS COUPLES: 10.0AVEC 2.0
DTC= 20.0DTH= 208.5DTS= 80.4
F= 85.9PE= 121.8PSSI= 1745.5
TEH2OR= 29.6TMSH2OR=210.0

NUMERO DES COURANTS COUPLES: 12.0AVEC 1.0
DTC= 135.1DTH= 204.0DTS= 169.5
F= 119.4PE= 162.7PSSI= 1908.2
TEH2OR= 29.6TMSH2OR=210.0

NUMERO DES COURANTS COUPLES: 13.0AVEC 2.0
DTC= 118.5DTH= 218.2DTS= 168.3
F= 305.0PE= 371.4PSSI= 2279.6
TEH2OR= 29.6TMSH2OR=210.0

24

NUMERO DES COURANTS COUPLES: 8.0AVEC 3.0
 DTC= 83.2DTH= 164.0DTS= 126.6
 F= 89.1PE= 125.7PSSI= 2405.3
 TEH2OR= 29.6TMSH2OR=210.0

NUMERO DES COURANTS COUPLES: 4.0AVEC 2.0
 DTC= 20.0DTH= 205.0DTS= 79.6
 F= 64.6PE= 94.8PSSI= 2500.1
 TEH2OR= 29.6TMSH2OR=210.0

NUMERO DU COURANT REFROIDI:N.C.R:10.0
 DTC= 50.4DTH= 49.6DTS= 50.0
 F= 30.5PE= 49.0PSSI= 2549.1
 TEH2OR= 29.6TMSH2OR=210.0

NUMERO DU COURANT REFROIDI:N.C.R: 6.0
 DTC= 30.4DTH= 103.0DTS= 91.7

F= 202.0PE= 258.4PSSI= 2807.5
 TEH2OR= 29.6TMSH2OR=210.0

NUMERO DU COURANT REFROIDI:N.C.R: 2.0
 DTC= 50.4DTH= 113.8DTS= 77.8
 F= 353.0PE= 422.3PSSI= 3229.8
 TEH2OR= 29.6TMSH2OR=210.0

NUMERO DU COURANT REFROIDI:N.C.R: 3.0
 DTC= 10.4DTH= 100.4DTS= 39.7
 F= 25.4PE= 41.7PSSI= 3271.5
 TEH2OR= 29.6TMSH2OR=210.0

NUMERO DU COURANT REFROIDI:N.C.R: 7.0
 DTC= 40.4DTH= 146.6DTS= 82.4
 F= 131.0PE= 176.5PSSI= 3448.0
 TEH2OR= 29.6TMSH2OR=210.0

NUMERO DU COURANT REFROIDI:N.C.R: 8.0
 DTC= 40.4DTH= 110.2DTS= 69.5
 F= 140.0PE= 187.2PSSI= 3635.2
 TEH2OR= 29.6TMSH2OR=210.0

NUMERO DU COURANT REFROIDI:N.C.R: 1.0
 DTC= 20.4DTH= 55.6DTS= 35.1
 F= 81.4PE= 116.1PSSI= 3751.3
 TEH2OR= 29.6TMSH2OR=204.0

NUMERO DU COURANT REFROIDI:N.C.R: 4.0
 DTC= 20.4DTH= 38.2DTS= 29.3
 F= 99.6PE= 138.7PSSI= 3890.0
 TEH2OR= 29.6TMSH2OR=192.0

INVISTS C.389E+04COUT DE H2OVAP 0.000E+COCOUT DE H2OR 0.51

CHALEUR TOTALE RECUPEREE:Q.C.T.R= 13878516.0

FRAIS GENERAUX=F.G= 0.517E+05

ALGORITHME DE SYNTHESE NO 0

21

COURANT CHAUD NO	1	142.0	50.0		
COURANT CHAUD NO	2	198.0	80.0		
COURANT CHAUD NO	3	150.0	40.0		
COURANT CHAUD NO	4	326.0	125.8	50.0	
COURANT CHAUD NO	5	224.0	60.0		
COURANT CHAUD NO	6	212.0	169.5	110.0	
COURANT CHAUD NO	7	266.0	197.6	70.0	
COURANT CHAUD NO	8	314.0	159.2	70.0	
COURANT CHAUD NO	9	352.0	225.0		
COURANT CHAUD NO	10	310.0	109.5	80.0	
COURANT CHAUD NO	11	370.0	180.0		
COURANT CHAUD NO	12	300.0	200.0		
COURANT CHAUD NO	13	324.0	220.0		
COURANT FROID NO	1	20.0	30.9	64.9	96.
COURANT FROID NO	2	85.0	89.5	101.5	105.
		120.4	135.4	185.0	
COURANT FROID NO	3	70.0	150.0		
COURANT FROID NO	4	29.6	210.0		

MATRICE STRUCTURALE DU RESEAU SYNTHETISE

26

COURANTS CHAUD/FROID	1	2	3	4
CHAUFAGE	0	0	0	0
1	0	0	0	1
CHAUFAGE	0	0	0	0
2	0	0	0	1
CHAUFAGE	0	0	0	0
3	0	0	0	1
CHAUFAGE	0	0	0	0
4	0	103	0	2
CHAUFAGE	0	0	0	0
5	201	0	0	0
CHAUFAGE	0	0	0	0
6	101	0	0	2
CHAUFAGE	0	0	0	0
7	0	102	0	2
CHAUFAGE	0	0	0	0
8	0	0	105	2
CHAUFAGE	0	0	0	0
9	0	107	0	0
CHAUFAGE	0	0	0	0
10	0	104	0	2
CHAUFAGE	0	0	0	0
11	0	108	0	0
CHAUFAGE	0	0	0	0
12	103	0	0	0
CHAUFAGE	0	0	0	0
13	0	106	0	0
CHAUFAGE	0	0	0	0

4

LE COUT

55190.00DOLLAR/AN

Q.C.C.H.(SOM)= 30334069.00

Q.C.C.F.(SOM)= 16455553.00

COUT DU SYSTEME OPTIMALE(BROI, 7,)=

55190.00DOL/AN

13,4,24,43,8360
 360,0,0,224
 540,0,448,112
 170,0,0,68
 112,0,0,68
 450,0,0,180
 0,112,0,0
 0,448,0,63
 0,224,0,63
 0,224,0,180
 0,128,0,63
 0,180,0,90
 0,0,0,180
 0,0,0,160
 0,0,0,0
 0,0,0,0
 0,0,0,0
 0,0,0,0
 0,0,0,0
 0,0,0,0
 0,0,0,0
 0,0,0,0
 150,1000
 142.0,50.0,1.0,383333.0,2.25
 198.0,80.0,2.0,241389.0,2.68
 150.0,40.0,3.0,80000.0,3.18
 326.0,50.0,4.0,38055.0,2.81
 224.0,60.0,5.0,199444.0,2.81
 212.0,110.0,6.0,375000.0,2.31
 266.0,70.0,7.0,80555.0,2.91
 314.0,70.0,8.0,117222.0,2.59
 352.0,200.0,9.0,195833.0,2.59
 310.0,70.0,10.0,55000.0,2.61
 370.0,120.0,11.0,133055.0,2.65
 300.0,200.0,12.0,300000.0,2.81
 324.0,220.0,13.0,81944.0,2.51
 20.0,96.0,1.0,1291667.0,2.10
 85.0,220.0,2.0,122500.0,2.51
 70.0,150.0,3.0,241389.0,2.51
 29.6,210.0,4.0,33333.0,4.19
 210.0,29.6,178.5,235.7,0.88,0.1,1.0
 300,300
 0.00845,0.00919,1.0
 200.0

BROI=7

INVIST 0.4945E+04COUT DE H2OVAP 0.000E+00COUT DE H2OR 0.1675E+05

COUT DU SYSTEME OPTIMALE(BROI,7,)=

21697.00DOL/AN

Z

13,4,22,43,8360
 360,0,0,224
 540,0,448,112
 170,0,0,68
 112,0,0,68
 450,0,0,180
 0,112,0,0
 0,448,0,63
 0,224,0,63
 0,224,0,180
 0,128,0,63
 0,180,0,90
 0,0,0,180
 0,0,0,160
 0,0,0,0
 0,0,0,0
 0,0,0,0
 0,0,0,0
 0,0,0,0
 0,0,0,0
 0,0,0,0
 0,0,0,0
 150,1000
 142.0,50.0,1.0,383333.0,2.25
 198.0,80.0,2.0,241389.0,2.68
 150.0,40.0,3.0,80000.0,3.18
 326.0,50.0,4.0,38055.0,2.81
 224.0,60.0,5.0,199444.0,2.81
 212.0,110.0,6.0,375000.0,2.31
 266.0,70.0,7.0,80555.0,2.91
 314.0,70.0,8.0,117222.0,2.59
 352.0,200.0,9.0,195833.0,2.59
 310.0,70.0,10.0,55000.0,2.61
 370.0,120.0,11.0,133055.0,2.65
 300.0,200.0,12.0,300000.0,2.81
 324.0,220.0,13.0,81944.0,2.51
 20.0,96.0,1.0,1291667.0,2.10
 85.0,220.0,2.0,122500.0,2.51
 70.0,150.0,3.0,241389.0,2.51
 29.6,210.0,4.0,33333.0,4.19
 210.0,29.6,178.5,235.7,0.88,0.1,1.0
 300,300
 0.00845,0.00919,1.0
 200.0

BROI=7

INVIST 0.5052E+04COUT DE H2OVAP 0.000E+00COUT DE H2OR 0.1550E+05
 COUT DU SYSTEME OPTIMALE(BROI,7,)= 20556.00DOL/A

13,4,20,43,8360
360,0,0,224
540,0,448,112
170,0,0,68
112,0,0,68
450,0,0,180
0,112,0,0
0,448,0,63
0,224,0,63
0,224,0,180
0,128,0,63
0,180,0,50
0,0,0,180
0,0,0,160
0,0,0,0
0,0,0,0
0,0,0,0
0,0,0,0
0,0,0,0
0,0,0,0
0,0,0,0
0,0,0,0
150,1000
142.0,50.0,1.0,383333.0,2.25
198.0,80.0,2.0,241389.0,2.68
150.0,40.0,3.0,80000.0,3.18
326.0,50.0,4.0,38055.0,2.81
224.0,60.0,5.0,199444.0,2.81
212.0,110.0,6.0,375000.0,2.31
268.0,70.0,7.0,80555.0,2.91
314.0,70.0,8.0,117222.0,2.59
352.0,200.0,9.0,195833.0,2.59
310.0,70.0,10.0,55000.0,2.61
370.0,120.0,11.0,133055.0,2.65
300.0,200.0,12.0,300000.0,2.81
324.0,220.0,13.0,81944.0,2.51
20.0,96.0,1.0,1291667.0,2.10
65.0,220.0,2.0,122500.0,2.51
70.0,150.0,3.0,241389.0,2.51
29.6,210.0,4.0,33333.0,4.19
210.0,29.6,178.5,235.7,0.88,0.1,1.0
300,300
0.00345,0.00919,1.0
200.0

BR01=7

STB 0.4938E+04COUT DE H2OVAP 0.000E+00COUT DE H2OR 0.1542E+05

13,4,18,43,8360
 360,0,0,224
 540,0,448,112
 170,0,0,68
 112,0,0,68
 450,0,0,180
 0,112,0,0
 0,448,0,63
 0,224,0,63
 0,224,0,180
 0,128,0,63
 0,180,0,90
 0,0,0,180
 0,0,0,160
 0,0,0,0
 0,0,0,0
 0,0,0,0
 0,0,0,0
 0,0,0,0
 0,0,0,0
 0,0,0,0
 0,0,0,0
 150,1000
 142.0,50.0,1.0,333333.0,2.25
 198.0,60.0,2.0,241389.0,2.68
 150.0,40.0,3.0,80000.0,3.18
 326.0,50.0,4.0,38055.0,2.81
 224.0,60.0,5.0,199444.0,2.81
 212.0,110.0,6.0,375000.0,2.31
 268.0,70.0,7.0,30555.0,2.91
 314.0,70.0,8.0,117222.0,2.59
 352.0,200.0,9.0,195833.0,2.59
 310.0,70.0,10.0,55000.0,2.61
 370.0,130.0,11.0,133055.0,2.65
 300.0,200.0,12.0,300000.0,2.81
 324.0,220.0,13.0,81944.0,2.51
 20.0,96.0,1.0,1291667.0,2.10
 85.0,220.0,2.0,122500.0,2.51
 70.0,150.0,3.0,241389.0,2.51
 29.6,210.0,4.0,33333.0,4.19
 210.0,29.6,178.5,235.7,0.88,0.1,1.0
 300,300
 0.00645,0.00919,1.0
 200.0

BROI=7

UISTS 0.5051E+04COUT DE H2OVAP 0.000E+00COUT DE H2OR 0.1611E+05
 PT DU SYSTEME OPTIMALE(BROI,7,)= 21159.00DOL/AN

360,0,0,224
540,0,448,112
170,0,0,68
112,0,0,68
450,0,0,180
0,112,0,0
0,448,0,63
0,224,0,63
0,224,0,180
0,128,0,63
0,180,0,90
0,0,0,180
0,0,0,160
0,0,0,0
0,0,0,0
0,0,0,0
0,0,0,0
0,0,0,0
0,0,0,0
0,0,0,0
0,0,0,0
150,1000
142.0,50.0,1.0,383333.0,2.25
198.0,80.0,2.0,241389.0,2.68
150.0,40.0,3.0,80000.0,3.18
326.0,50.0,4.0,38055.0,2.81
224.0,60.0,5.0,199444.0,2.81
212.0,110.0,6.0,375000.0,2.31
266.0,70.0,7.0,80555.0,2.91
314.0,70.0,8.0,117222.0,2.59
352.0,200.0,9.0,195833.0,2.59
310.0,70.0,10.0,55000.0,2.61
370.0,120.0,11.0,133055.0,2.65
300.0,200.0,12.0,300000.0,2.81
324.0,220.0,13.0,81944.0,2.51
20.0,96.0,1.0,1291667.0,2.10
85.0,220.0,2.0,122500.0,2.51
70.0,150.0,3.0,241389.0,2.51
29.6,210.0,4.0,33333.0,4.19
310.0,29.6,178.5,235.7,0.88,0.1,1.0
300,300
0.00845,0.00919,1.0
200.0

BROI=7

STS 0.1725E+04COUT DE H2OVAP 0.000E+00COUT DE H2OR 0.5066E+05
DU SYSTEME OPTIMALE(BROI,7,)= 22318.00DOL/AN

360,0,0,224
 540,0,448,112
 170,0,0,68
 112,0,0,68
 450,0,0,180
 0,112,0,0
 0,448,0,63
 0,224,0,63
 0,224,0,180
 0,128,0,63
 0,180,0,90
 0,0,0,180
 0,0,0,160
 0,0,0,0
 0,0,0,0
 0,0,0,0
 0,0,0,0
 0,0,0,0
 0,0,0,0
 0,0,0,0
 0,0,0,0
 150,1000
 142.0,50.0,1.0,383333.0,2.25
 198.0,80.0,2.0,241389.0,2.68
 150.0,40.0,3.0,80000.0,3.18
 326.0,50.0,4.0,38055.0,2.81
 224.0,60.0,5.0,199444.0,2.81
 212.0,110.0,6.0,375000.0,2.31
 266.0,70.0,7.0,80555.0,2.91
 314.0,70.0,8.0,117222.0,2.59
 352.0,200.0,9.0,195633.0,2.59
 310.0,70.0,10.0,55000.0,2.61
 370.0,120.0,11.0,133055.0,2.65
 300.0,200.0,12.0,300000.0,2.81
 324.0,220.0,13.0,81944.0,2.51
 20.0,96.0,1.0,1291667.0,2.10
 85.0,220.0,2.0,122500.0,2.51
 70.0,150.0,3.0,241389.0,2.51
 29.6,210.0,4.0,33333.0,4.19
 210.0,29.6,178.5,235.7,0.88,0.1,1.0
 300,300
 0.00845,0.00919,1.0
 200.0

BROI=7

LIST 0.5645E+04COUT DE H2OVAP 0.000E+00COUT DE H2OR 0.1847E+05
 AT DU SYSTEME OPTIMALE(BROI,7.)= 23520.00DOL/AN

13,4,12,43,8880
 360,0,0,224
 540,0,448,112
 170,0,0,68
 112,0,0,68
 450,0,0,180
 0,112,0,0
 0,448,0,63
 0,224,0,63
 0,224,0,180
 0,128,0,63
 0,180,0,90
 0,0,0,180
 0,0,0,160
 0,0,0,0
 0,0,0,0
 0,0,0,0
 0,0,0,0
 0,0,0,0
 0,0,0,0
 0,0,0,0
 0,0,0,0
 150,1000
 142.0,50.0,1.0,383333.0,2.25
 198.0,60.0,2.0,241389.0,2.68
 150.0,40.0,3.0,80000.0,3.18
 326.0,50.0,4.0,38055.0,2.81
 224.0,60.0,5.0,139444.0,2.81
 212.0,110.0,6.0,375000.0,2.31
 266.0,70.0,7.0,80555.0,2.91
 314.0,70.0,8.0,117222.0,2.59
 352.0,200.0,9.0,195833.0,2.59
 310.0,70.0,10.0,55000.0,2.61
 370.0,120.0,11.0,133055.0,2.65
 300.0,200.0,12.0,300000.0,2.81
 324.0,220.0,13.0,81944.0,2.51
 20.0,96.0,1.0,1291667.0,2.10
 85.0,220.0,2.0,122500.0,2.51
 70.0,150.0,3.0,241389.0,2.51
 29.6,210.0,4.0,33333.0,4.19
 210.0,29.6,178.5,235.7,0.88,0.1,1.0
 300,300
 0.00845,0.00919,1.0
 200.0

BROI=7

INJST 0.5075E+04COUT DE H2OVAP 0.000E+00COUT DE H2OR 0.1650E+05
 COUT DU SYSTEME OPTIMALE(BROI,7,)= 21575.00DOL/AN

540,0,0,224
 170,0,0,68
 112,0,0,68
 450,0,0,180
 0,112,0,0
 0,448,0,68
 0,224,0,68
 0,224,0,180
 0,128,0,68
 0,180,0,90
 0,0,0,180
 0,0,0,180
 0,0,0,0
 0,0,0,0
 0,0,0,0
 0,0,0,0
 0,0,0,0
 0,0,0,0
 0,0,0,0
 0,0,0,0
 150,1000
 142,0,50,0,1,0,380333,0,2,25
 198,0,80,0,2,0,241389,0,2,68
 150,0,40,0,3,0,80000,0,3,18
 328,0,50,0,4,0,38055,0,2,81
 224,0,80,0,5,0,199444,0,2,81
 212,0,110,0,6,0,375000,0,2,31
 336,0,70,0,7,0,68555,0,2,91
 314,0,70,0,8,0,117222,0,2,59
 352,0,200,0,9,0,105833,0,2,59
 310,0,70,0,10,0,55000,0,2,61
 370,0,120,0,11,0,138855,0,2,65
 380,0,200,0,12,0,300800,0,2,81
 324,0,220,0,13,0,21944,0,2,51
 30,0,25,0,14,0,1291667,0,2,10
 65,0,210,0,2,0,122500,0,2,51
 70,0,150,0,3,0,241389,0,2,51
 29,6,210,0,4,0,33333,0,4,19
 110,0,20,6,178,5,235,7,0,88,0,1,1,0
 300,300
 0,00845,0,00919,1,0
 280,0

EROI=7

NLISTS 0.5075E+04COUT DE H2OVAP 0.000E+00COUT DE H2OR 0.1687E+05
 COUT DU SYSTEME OPTIMALE(EROI,7,)= 21950.00DOL/AN

13,4,20,43,8360
360,0,0,224
540,0,448,112
170,0,0,68
112,0,0,68
450,0,0,180
0,112,0,0
0,448,0,63
0,224,0,63
0,224,0,180
0,128,0,63
0,180,0,90
0,0,0,180
0,0,0,160
0,0,0,0
0,0,0,0
0,0,0,0
0,0,0,0
0,0,0,0
0,0,0,0
0,0,0,0
0,0,0,0
150,1000
142.0,50.0,1.0,383333.0,2.25
198.0,80.0,2.0,241389.0,2.68
150.0,40.0,3.0,80000.0,3.18
326.0,50.0,4.0,38055.0,2.81
224.0,60.0,5.0,199444.0,2.81
212.0,110.0,6.0,375000.0,2.31
266.0,70.0,7.0,80555.0,2.91
314.0,70.0,8.0,117222.0,2.59
352.0,200.0,9.0,195833.0,2.59
310.0,70.0,10.0,55000.0,2.61
370.0,120.0,11.0,133055.0,2.65
300.0,200.0,12.0,300000.0,2.81
324.0,220.0,13.0,81944.0,2.51
20.0,96.0,1.0,1291667.0,2.10
85.0,220.0,2.0,122500.0,2.51
70.0,150.0,3.0,241389.0,2.51
29.6,210.0,4.0,33333.0,4.19
210.0,29.6,178.5,235.7,0.88,0.1,1.0
300,300
0.00845,0.00919,1.0
200.0

BROI= 7

NUMERO DES COURANTS COUPLES: 6.0AVEC 2.0
DTC= 26.8DTH= 98.7DTS= 55.2
F= 251.4PE= 384.2PSSI= 384.2

NUMERO DES COURANTS COUPLES: 7.0AVEC 2.0
DTC= 20.0DTH= 10.1DTS= 15.1
F= 78.9PE= 138.6PSSI= 522.8

NUMERO DES COURANTS COUPLES: 12.0AVEC 2.0
DTC= 76.6DTH= 149.3DTS= 133.0
F= 118.6PE= 198.4PSSI= 721.2

NUMERO DES COURANTS COUPLES: 5.0AVEC 3.0
DTC= 103.6DTH= 107.9DTS= 105.8
F= 426.0PE= 611.2PSSI= 1332.4

NUMERO DES COURANTS COUPLES: 5.0AVEC 1.0
DTC= 46.9DTH= 131.5DTS= 82.1
F= 115.8PE= 194.2PSSI= 1526.6
TEH2OR= 29.6TMSH2OR=210.0

NUMERO DES COURANTS COUPLES: 10.0AVEC 2.0
DTC= 20.0DTH= 152.7DTS= 65.3
F= 49.4PE= 91.8PSSI= 1618.4
TEH2OR= 29.6TMSH2OR=210.0

NUMERO DES COURANTS COUPLES: 4.0AVEC 3.0
DTC= 20.4DTH= 176.3DTS= 72.3
F= 450.0PE= 641.3PSSI= 2259.7
TEH2OR= 29.6TMSH2OR=210.0

NUMERO DES COURANTS COUPLES: 8.0AVEC 2.0
DTC= 20.0DTH= 143.2DTS= 62.6
F= 105.8PE= 179.4PSSI= 2439.1
TEH2OR= 29.6TMSH2OR=210.0

NUMERO DES COURANTS COUPLES: 8.0AVEC 1.0
DTC= 27.9DTH= 123.1DTS= 64.1
F= 81.0PE= 141.8PSSI= 2580.9
TEH2OR= 29.6TMSH2OR=210.0

NUMERO DES COURANTS COUPLES: 13.0AVEC 2.0
DTC= 49.2DTH= 146.2DTS= 89.1
F= 38.3PE= 73.4PSSI= 2654.3
TEH2OR= 29.6TMSH2OR=210.0

NUMERO DES COURANTS COUPLES: 2.0AVEC 1.0
DTC= 25.8DTH= 115.6DTS= 59.9
F= 202.7PE= 317.9PSSI= 2972.2

NUMERO DES COURANTS COUPLES: 9.0AVEC 2.0
DTC= 22.2DTH= 149.1DTS= 66.6
F= 184.6PE= 292.8PSSI= 3265.0
TEH2OR= 29.6TMSH2OR=210.0

NUMERO DES COURANTS COUPLES: 11.0AVEC 1.0
DTC= 37.8DTH= 126.9DTS= 73.4
F= 79.6PE= 139.7PSSI= 3404.7
TEH2OR= 29.6TMSH2OR=210.0

NUMERO DES COURANTS COUPLES: 11.0AVEC 2.0
DTC= 20.0DTH= 150.0DTS= 64.5
F= 129.5PE= 214.3PSSI= 3619.0
TEH2OR= 29.6TMSH2OR=210.0

NUMERO DU COURANT REFROIDI: N.C.R: 6.0
DTC= 80.4DTH= 81.1DTS= 80.7
F= 30.5PE= 60.0PSSI= 3679.0
TEH2OR= 29.6TMSH2OR=210.0

NUMERO DU COURANT REFROIDI: N.C.R: 1.0
DTC= 20.4DTH= 55.6DTS= 35.1
F= 270.0PE= 409.1PSSI= 4088.1
TEH2OR= 29.6TMSH2OR=210.0

NUMERO DU COURANT REFROIDI: N.C.R: 4.0
DTC= 20.4DTH= 40.7DTS= 30.5
F= 324.0PE= 480.3PSSI= 4568.4
TEH2OR= 29.6TMSH2OR=210.0

NUMERO DU COURANT REFROIDI: N.C.R: 10.0
DTC= 40.4DTH= 37.4DTS= 38.9
F= 32.7PE= 63.8PSSI= 4632.2
TEH2OR= 29.6TMSH2OR=210.0

NUMERO DU COURANT REFROIDI: N.C.R: 5.0
DTC= 30.4DTH= 9.6DTS= 18.1
F= 24.5PE= 49.5PSSI= 4681.7
TEH2OR= 29.6TMSH2OR=210.0

NUMERO DU COURANT REFROIDI: N.C.R: 3.0
DTC= 10.4DTH= 104.4DTS= 40.7
F= 105.7PE= 179.2PSSI= 4861.0
TEH2OR= 29.6TMSH2OR=210.0

NUMERO DU COURANT REFROIDI: N.C.R: 7.0
DTC= 40.4DTH= 93.1DTS= 63.1
F= 40.4PE= 76.9PSSI= 4938.0
TEH2OR= 29.6TMSH2OR=210.0

INVISTS 0.4938E+04COUT DE H2OVAP 0.000E+00COUT DE H2OR 0.1

CHALEUR TOTALE RECUPEREE: Q.C.T.R= 16504181.0

FRAIS GENERAUX=F.G= 0.159E+05

ALGORITHME DE SYNTHÈSE NO 0

COURANT CHAUD NO	1	142.0	50.0		
COURANT CHAUD NO	2	198.0	80.0		
COURANT CHAUD NO	3	150.0	40.0		
COURANT CHAUD NO	4	326.0	136.5	50.0	
COURANT CHAUD NO	5	224.0	173.6	66.9	60.0
COURANT CHAUD NO	6	212.0	111.8	110.0	
COURANT CHAUD NO	7	266.0	133.3	70.0	
COURANT CHAUD NO	8	314.0	177.3	70.0	
COURANT CHAUD NO	9	352.0	200.0		
COURANT CHAUD NO	10	310.0	170.7	70.0	
COURANT CHAUD NO	11	370.0	222.9	120.0	
COURANT CHAUD NO	12	300.0	200.0		
COURANT CHAUD NO	13	324.0	220.0		
COURANT FROID NO 96.0	1	20.0	42.1	54.2	8
COURANT FROID NO 157.3	2	85.0 170.8	113.3 177.8	123.4 202.9	15 220.0
COURANT FROID NO	3	70.0	116.1	150.0	
COURANT FROID NO	4	29.6	210.0		

MATRICE STRUCTURALE DU RESEAU SYNTHETISE

COURANTS CHAUD/FROID	1	2	3	4
CHAUFAGE	0	0	0	0
1	0	0	0	336
CHAUFAGE	0	0	0	0
2	360	0	0	0
CHAUFAGE	0	0	0	0
3	0	0	0	160
CHAUFAGE	0	0	0	0
4	0	0	68	63
CHAUFAGE	0	0	0	0
5	225	0	45	63
CHAUFAGE	0	0	0	0
6	0	112	0	63
CHAUFAGE	0	0	0	0
7	0	112	0	69
CHAUFAGE	0	0	0	0
8	170	112	0	0
CHAUFAGE	0	0	0	0
9	0	224	0	0
CHAUFAGE	0	0	0	0
10	0	128	0	180
CHAUFAGE	0	0	0	0
11	45	180	0	0
CHAUFAGE	0	0	0	0
12	0	180	0	0
CHAUFAGE	0	0	0	0
13	0	112	0	0
CHAUFAGE	0	0	0	0

LE COUT

20358.00DOLLAR/AN

Q.C.C.H. (SOM) = 36072947.00
 Q.C.C.F. (SOM) = 19568766.00

COUT DU SYSTEME OPTIMALE (BROI, 7,) =

20358.0000L

U₂

13,4,20,43,8360
360,0,0,224
540,0,448,112
170,0,0,68
112,0,0,68
450,0,0,180
0,112,0,0
0,448,0,63
0,224,0,63
0,224,0,180
0,128,0,63
0,180,0,90
0,0,0,180
0,0,0,160
0,0,0,0
0,0,0,0
0,0,0,0
0,0,0,0
0,0,0,0
0,0,0,0
0,0,0,0
150,1000
142.0,50.0,1.0,383333.0,2.25
198.0,68.9,2.0,241389.0,2.68
150.0,40.0,3.0,80000.0,3.18
326.0,50.0,4.0,38055.0,2.81
224.0,36.7,5.0,199444.0,2.81
212.0,110.0,6.0,375000.0,2.31
266.0,70.0,7.0,80555.0,2.91
314.0,52.9,8.0,117222.0,2.59
352.0,193.8,9.0,195833.0,2.59
310.0,70.0,10.0,55000.0,2.61
370.0,120.0,11.0,133055.0,2.65
300.0,169.8,12.0,300000.0,2.81
324.0,175.4,13.0,81944.0,2.51
20.0,102.0,1.0,1291667.0,2.10
85.0,223.0,2.0,122500.0,2.51
70.0,154.0,3.0,241389.0,2.51
29.6,210.0,4.0,33333.0,4.19
210.0,29.6,178.5,235.7,0.88,0.1,1.0
300,300
0.00845,0.00919,1.0
200.0

BROI= 7

NUMERO DES COURANTS COUPLES: 6.0AVEC 2.0
DTC= 60.6DTH= 108.2DTS= 84.4
F= 163.7PE= 645.0PSSI= 645.0

NUMERO DES COURANTS COUPLES: 7.0AVEC 2.0
DTC= 7.2DTH= 153.4DTS= 47.8
F= 135.7PE= 548.9PSSI= 1194.8

NUMERO DES COURANTS COUPLES: 12.0AVEC 2.0
DTC= 57.2DTH= 151.8DTS= 96.6
F= 270.8PE= 1008.2PSSI= 2203.0

NUMERO DES COURANTS COUPLES: 5.0AVEC 3.0
DTC= 101.7DTH= 105.7DTS= 103.7
F= 67.7PE= 297.7PSSI= 2500.7

NUMERO DES COURANTS COUPLES: 5.0AVEC 1.0
DTC= 40.0DTH= 123.7DTS= 74.1
F= 246.0PE= 926.5PSSI= 3427.2
TEH2OR= 29.6TMSH2OR=210.0

NUMERO DES COURANTS COUPLES: 10.0AVEC 2.0
DTC= 0.8DTH= 154.3DTS= 29.2
F= 188.7PE= 733.6PSSI= 4160.8
TEH2OR= 29.6TMSH2OR=210.0

NUMERO DES COURANTS COUPLES: 4.0AVEC 3.0
DTC= 6.5DTH= 172.0DTS= 50.5
F= 102.8PE= 429.9PSSI= 4590.7
TEH2OR= 29.6TMSH2OR=210.0

NUMERO DES COURANTS COUPLES: 8.0AVEC 2.0
DTC= 17.8DTH= 144.5DTS= 60.5
F= 167.7PE= 661.3PSSI= 5252.0
TEH2OR= 29.6TMSH2OR=210.0

NUMERO DES COURANTS COUPLES: 8.0AVEC 1.0
DTC= 22.0DTH= 112.0DTS= 55.3
F= 153.7PE= 630.0PSSI= 5882.0
TEH2OR= 29.6TMSH2OR=210.0

NUMERO DES COURANTS COUPLES: 13.0AVEC 2.0
DTC= 5.9DTH= 144.6DTS= 43.4
F= 167.8PE= 661.6PSSI= 6543.6
TEH2OR= 29.6TMSH2OR=210.0

NUMERO DES COURANTS COUPLES: 2.0AVEC 1.0
DTC= 18.5DTH= 105.6DTS= 50.0
F= 40.2PE= 188.1PSSI= 6731.7
TEH2CR= 29.6TMSH2OR=210.0

NUMERO DES COURANTS COUPLES: 9.0AVEC 2.0
DTC= 14.4DTH= 146.6DTS= 57.0
F= 33.7PE= 161.1PSSI= 6892.8
TEH2CR= 29.6TMSH2OR=210.0

NUMERO DES COURANTS COUPLES: 11.0AVEC 2.0
DTC= 8.6DTH= 147.7DTS= 48.8
F= 265.8PE= 991.8PSSI= 7884.6
TEH2CR= 29.6TMSH2OR=210.0

NUMERO DES COURANTS COUPLES: 11.0AVEC 1.0
DTC= 75.0DTH= 112.0DTS= 93.5
F= 66.9PE= 294.6PSSI= 8179.2
TEH2CR= 29.6TMSH2OR=210.0

NUMERO DU COURANT REFROIDI: N.C.R: 11.0
DTC= 90.4DTH= 125.8DTS= 108.1
F= 55.8PE= 251.1PSSI= 8430.3
TEH2CR= 29.6TMSH2OR=210.0

NUMERO DU COURANT REFROIDI: N.C.R: 6.0
DTC= 80.4DTH= 93.9DTS= 87.2
F= 126.6PE= 516.4PSSI= 8946.7
TEH2CR= 29.6TMSH2OR=210.0

NUMERO DU COURANT REFROIDI: N.C.R: 1.0
DTC= 20.4DTH= 55.6DTS= 35.1
F= 81.0PE= 348.6PSSI= 9295.3
TEH2CR= 29.6TMSH2OR=210.0

NUMERO DU COURANT REFROIDI: N.C.R: 7.0
DTC= 40.4DTH= 12.6DTS= 23.9
F= 145.0PE= 581.8PSSI= 9877.1
TEH2CR= 29.6TMSH2OR=210.0

NUMERO DU COURANT REFROIDI: N.C.R: 3.0
DTC= 10.4DTH= 127.0DTS= 46.6
F= 70.0PE= 306.5PSSI= 10183.6
TEH2CR= 29.6TMSH2OR=210.0

NUMERO DU COURANT REFROIDI: N.C.R: 10.0
DTC= 40.4DTH= 38.2DTS= 39.3
F= 104.0PE= 434.3PSSI= 10617.9
TEH2CR= 29.6TMSH2OR=210.0

NUMERO DU COURANT REFROIDI: N.C.R: 4.0
DTC= 20.4DTH= 37.9DTS= 28.2
F= 102.0PE= 426.9PSSI= 11044.8
TEH2CR= 29.6TMSH2OR=204.0

INVISTS 0.1104E+05COUT DE H2OVAP 0.000E+00COUT DE H2OR 0.2002

CHALEUR TOTALE RECUPEREE: C.C.T.R= 16729238.0

ALGORITHME DE SYNTHESE NO 0

COURANT CHAUD NO	1	142.0	50.0		
COURANT CHAUD NO	2	193.0	80.0		
COURANT CHAUD NO	3	150.0	40.0		
COURANT CHAUD NO	4	326.0	124.8	50.0	
COURANT CHAUD NO	5	224.0	171.7	60.0	
COURANT CHAUD NO	6	212.0	145.6	110.0	
COURANT CHAUD NO	7	266.0	111.0	70.0	
COURANT CHAUD NO	8	314.0	173.5	70.0	
COURANT CHAUD NO	9	352.0	193.8		
COURANT CHAUD NO	10	310.0	149.0	70.0	
COURANT CHAUD NO	11	370.0	214.0	167.4	120.0
COURANT CHAUD NO	12	300.0	169.8		
COURANT CHAUD NO	13	324.0	175.4		
COURANT FROID NO	1	20.0	48.0	61.5	92.4
		102.0			
COURANT FROID NO	2	85.0	103.8	112.6	148.2
		153.7	179.4	205.4	223.0
COURANT FROID NO	3	70.0	118.3	154.0	
COURANT FROID NO	4	29.6	210.0		

3

MATRICE STRUCTURALE DU RESEAU SYNTHETISE

COURANTS CHAUD/FROID	1	2	3	4
CHAUFAGE	0	0	0	0
1	C	0	0	1
CHAUFAGE	0	0	0	0
2	103	0	0	0
CHAUFAGE	0	0	0	0
3	C	0	0	1
CHAUFAGE	0	0	0	0
4	C	0	102	0
CHAUFAGE	0	0	0	0
5	201	0	101	0
CHAUFAGE	0	0	0	0
6	C	101	0	0
CHAUFAGE	0	0	0	0
7	C	102	0	0
CHAUFAGE	0	0	0	0
8	202	105	0	0
CHAUFAGE	0	0	0	0
9	C	107	0	0
CHAUFAGE	0	0	0	0
10	C	104	0	0
CHAUFAGE	0	0	0	0
11	204	108	0	0
CHAUFAGE	0	0	0	0
12	C	103	0	0
CHAUFAGE	0	0	0	0
13	C	106	0	0
CHAUFAGE	0	0	0	0

4

LE COUT

31061.00DOLLAR/AN

Q.C.C.H. (SOM) = 36564851.00
 Q.C.C.F. (SOM) = 19835613.00

COUT DU SYSTEME OPTIMALE (BROI, 7,) =

31061.00DOL/AN

T FOR001.DAT

13,4,20,43,8360
360,0,0,224
540,0,448,112
170,0,0,68
112,0,0,68
450,0,0,180
0,112,0,0
0,448,0,63
0,224,0,63
0,224,0,180
0,128,0,63
0,180,0,90
0,0,0,180
0,0,0,160
0,0,0,0
0,0,0,0
0,0,0,0
0,0,0,0
0,0,0,0
0,0,0,0
0,0,0,0
150,1000
142.0,50.0,1.0,383333.0,2.25
198.0,80.0,2.0,241389.0,2.68
150.0,40.0,3.0,80000.0,3.18
326.0,50.0,4.0,38055.0,2.81
224.0,60.0,5.0,199444.0,2.81
212.0,110.0,6.0,375000.0,2.31
266.0,70.0,7.0,80555.0,2.91
314.0,70.0,8.0,117222.0,2.59
352.0,193.8,9.0,195833.0,2.59
310.0,70.0,10.0,55000.0,2.61
370.0,120.0,11.0,133055.0,2.65
300.0,169.8,12.0,300000.0,2.81
324.0,175.4,13.0,81944.0,2.51
20.0,102.0,1.0,1291667.0,2.10
85.0,223.0,2.0,122500.0,2.51
70.0,154.0,3.0,241389.0,2.51
29.6,210.0,4.0,33333.0,4.19
210.0,29.6,178.5,235.7,0.88,0.1,1.0
300,300
0.00845,0.00919,1.0
200.0

BRQI = 7

NUMERO DES COURANTS COUPLES: 6.0AVEC 2.0
DTC= 60.6DTH= 108.2DTS= 84.4
F= 163.7PE= 384.8PSSI= 384.8

NUMERO DES COURANTS COUPLES: 7.0AVEC 2.0
DTC= 7.2DTH= 153.4DTS= 47.8
F= 135.7PE= 327.4PSSI= 712.2

NUMERO DES COURANTS COUPLES: 12.0AVEC 2.0
DTC= 57.2DTH= 151.8DTS= 96.9
F= 270.8PE= 601.4PSSI= 1313.6

NUMERO DES COURANTS COUPLES: 5.0AVEC 3.0
DTC= 101.7DTH= 105.7DTS= 103.7
F= 67.7PE= 177.6PSSI= 1491.2

NUMERO DES COURANTS COUPLES: 5.0AVEC 1.0
DTC= 16.7DTH= 123.7DTS= 53.5
F= 340.6PE= 735.9PSSI= 2227.1
TEH2OR= 29.6TMSH2OR=210.0

NUMERO DES COURANTS COUPLES: 10.0AVEC 2.0
DTC= 0.8DTH= 154.3DTS= 29.2
F= 188.7PE= 437.7PSSI= 2664.8
TEH2OR= 29.6TMSH2OR=210.0

NUMERO DES COURANTS COUPLES: 4.0AVEC 3.0
DTC= 6.5DTH= 172.0DTS= 50.5
F= 102.8PE= 256.5PSSI= 2921.3
TEH2OR= 29.6TMSH2OR=210.0

NUMERO DES COURANTS COUPLES: 8.0AVEC 2.0
DTC= 17.8DTH= 144.5DTS= 60.5
F= 167.7PE= 394.5PSSI= 3315.8
TEH2OR= 29.6TMSH2OR=210.0

NUMERO DES COURANTS COUPLES: 8.0AVEC 1.0
DTC= 4.9DTH= 112.0DTS= 34.2
F= 256.6PE= 573.6PSSI= 3889.4

DTC= 5.9DTH= 144.6DTS= 43.4
F= 167.8PE= 394.7PSSI= 4284.1

DTC= 7.4DTH= 105.6DTS= 36.5
F= 54.5PE= 146.7PSSI= 4430.8
TEH2OR= 29.6TMSH2OR=210.0

DTC= 14.4DTH= 146.6DTS= 57.0
F= 33.7PE= 96.1PSSI= 4526.9

DTC= 8.6DTH= 147.0DTS= 48.8
F= 265.8PE= 601.8PSSI= 5128.7

DTC= 75.0DTH= 112.0DTS= 93.5
F= 66.9PE= 175.7PSSI= 5304.4

NUMERO DU COURANT REFROIDI:N.C.R:11.0
DTC= 90.4DTH= 125.8DTS= 108.1
F= 55.8PE= 149.8PSSI= 5454.2
TEH2OR= 29.6TMSH2OR=210.0

NUMERO DU COURANT REFROIDI:N.C.R: 6.0
DTC= 80.4DTH= 93.9DTS= 87.2
F= 126.6PE= 308.0PSSI= 5762.2
TEH2OR= 29.6TMSH2OR=210.0

NUMERO DU COURANT REFROIDI:N.C.R: 1.0
DTC= 20.4DTH= 55.6DTS= 35.1
F= 81.0PE= 207.9PSSI= 5970.1
TEH2OR= 29.6TMSH2OR=210.0

NUMERO DU COURANT REFROIDI:N.C.R: 7.0
DTC= 40.4DTH= 12.6DTS= 23.9
F= 145.0PE= 347.1PSSI= 6317.2
TEH2OR= 29.6TMSH2OR=210.0

NUMERO DU COURANT REFROIDI:N.C.R: 3.0
DTC= 10.4DTH= 127.0DTS= 46.6
F= 70.0PE= 182.9PSSI= 6500.1
TEH2OR= 29.6TMSH2OR=210.0

NUMERO DU COURANT REFROIDI:N.C.R:10.0
DTC= 40.4DTH= 38.2DTS= 39.3
F= 104.0PE= 259.1PSSI= 6759.2
TEH2OR= 29.6TMSH2OR=210.0

NUMERO DU COURANT REFROIDI:N.C.R: 4.0
DTC= 20.4DTH= 37.9DTS= 28.2
F= 102.0PE= 244.8PSSI= 7004.0
TEH2OR= 26.0TMSH2OR=210.0

INVISTS 0.7004E+04COUT DE H2OVAP 0.000E+00COUT DE H2OR 0.2002E

CHALEUR TOTALE RECUPEREE:Q.C.T.R= 16729238.0

FRAIS GENERAUX=F.G= 0.2072E+05

ALGORITHME DE SYNTHÈSE NO 0

COURANT CHAUD NO	1	142.0	50.0		
COURANT CHAUD NO	2	198.0	68.9		
COURANT CHAUD NO	3	150.0	40.0		
COURANT CHAUD NO	4	326.0	124.0	50.0	
COURANT CHAUD NO	5	224.0	171.7	60.0	36.7
COURANT CHAUD NO	6	212.0	145.6	110.0	
COURANT CHAUD NO	7	266.0	111.0	70.0	
COURANT CHAUD NO	8	314.0	173.5	52.9	
COURANT CHAUD NO	9	352.0	193.8		
COURANT CHAUD NO	10	310.0	149.0	70.0	
COURANT CHAUD NO	11	370.0	214.0	167.4	120.0
COURANT CHAUD NO	12	300.0	169.8		
COURANT CHAUD NO	13	324.0	175.4		
COURANT FROID NO	1	20.0	48.0	61.5	92.4
	102.0				
COURANT FROID NO	2	85.0	103.8	112.6	148.2
	155.7	169.5	179.4	205.4	223.0
COURANT FROID NO	3	70.0	118.3	154.0	
COURANT FROID NO	4	29.6	210.0		

MATRICE STRUCTURALE DU RESEAU SYNTHETISE

COURANTS CHAUD/FROID	1	2	3	4
CHAUFAGE 1	0	0	0	0
CHAUFAGE 2	0	0	0	0
CHAUFAGE 3	103	0	0	0
CHAUFAGE 4	0	0	0	0
CHAUFAGE 5	0	0	102	0
CHAUFAGE 6	201	0	101	0
CHAUFAGE 7	0	0	0	0
CHAUFAGE 8	0	101	0	0
CHAUFAGE 9	0	0	0	0
CHAUFAGE 10	0	102	0	0
CHAUFAGE 11	0	0	0	0
CHAUFAGE 12	202	105	0	0
CHAUFAGE 13	0	0	0	0
CHAUFAGE 14	0	107	0	0
CHAUFAGE 15	0	0	0	0
CHAUFAGE 16	0	104	0	0
CHAUFAGE 17	0	0	0	0
CHAUFAGE 18	204	108	0	0
CHAUFAGE 19	0	0	0	0
CHAUFAGE 20	0	103	0	0
CHAUFAGE 21	0	0	0	0
CHAUFAGE 22	0	106	0	0
CHAUFAGE 23	0	0	0	0

LE COUT

27021.00DOLLAR/AN

Q.C.C.H.(SOM)= 36564851.00

Q.C.C.F.(SOM)= 19835613.00

COUT DU SYSTEME OPTIMALE(BROI, 7,)=

27021.00DOL/AN

BROI= 7

NUMERO DES COURANTS COUPLES: 6.0AVEC 2.0
DTC= 60.6DTH= 108.2DTS= 84.4
F= 163.7PE= 384.8PSSI= 384.8

NUMERO DES COURANTS COUPLES: 7.0AVEC 2.0
DTC= 7.2DTH= 153.4DTS= 47.8
F= 135.7PE= 327.4PSSI= 712.2

NUMERO DES COURANTS COUPLES: 12.0AVEC 2.0
DTC= 57.2DTH= 151.8DTS= 96.6
F= 270.8PE= 601.4PSS= 1313.6

NUMERO DES COURANTS COUPLES: 5.0AVEC 3.0
DTC= 101.7DTH= 105.7DTS= 103.7
F= 67.7PE= 177.6PSSI= 1491.2

NUMERO DES COURANTS COUPLES: 5.0AVEC 1.0
DTC= 16.7DTH= 123.7DTS= 53.5
F= 340.6PE= 735.9PSSI= 2227.1
TEH2OR= 29.6TMSH2OR=210.0

NUMERO DES COURANTS COUPLES: 10.0AVEC 2.0
DTC= 0.8DTH= 154.3DTS= 29.2
F= 188.7PE= 437.7PSSI= 2664.8
TEH2OR= 29.6TMSH2OR=210.0

NUMERO DES COURANTS COUPLES: 4.0AVEC 3.0
DTC= 6.5DTH= 172.0DTS= 50.5
F= 102.8PE= 256.5PSSI= 2921.3
TEH2OR= 29.6TMSH2OR=210.0

NUMERO DES COURANTS COUPLES: 8.0AVEC 2.0
DTC= 17.8DTH= 144.5DTS= 60.5
F= 167.7PE= 394.5PSSI= 3315.8
TEH2OR= 29.6TMSH2OR=210.0

NUMERO DES COURANTS COUPLES: 8.0AVEC 1.0
DTC= 4.9DTH= 112.0DTS= 34.2
F= 256.6PE= 573.6PSSI= 3889.4
TEH2OR= 29.6TMSH2OR=210.0

NUMERO DES COURANTS COUPLES: 13.0AVEC 2.0
DTC= 5.9DTH= 144.6DTS= 43.4
F= 167.8PE= 394.7PSSI= 4284.1
TEH2OR= 29.6TMSH2OR=210.0

DTC= 7.4DTH= 105.6DTS= 36.5
F= 54.5PE= 146.7PSSI= 4430.8
TEH2OR= 29.6TMSH2OR=210.0

1
NUMERO DES COURANTS COUPLES: 9.0AVEC 2.0
DTC= 14.4DTH= 146.6DTS= 57.0
F= 33.7PE= 96.1PSSI= 4526.9
TEH2OR= 29.6TMSH2OR=210.0

NUMERO DES COURANTS COUPLES: 11.0AVEC 2.0
DTC= 8.6DTH= 147.7DTS= 48.8
F= 265.8PE= 601.8PSSI= 5128.7
TEH2OR= 29.6TMSH2OR=210.0

NUMERO DES COURANTS COUPLES: 11.0AVEC 1.0
DTC= 75.0DTH= 112.0DTS= 93.5
F= 66.9PE= 175.7PSSI= 5304.4
TEH2OR= 29.6TMSH2OR=210.0

NUMERO DU COURANT REFROIDI: N.C.R: 11.0
DTC= 90.4DTH= 125.8DTS= 108.1
F= 55.8PE= 149.8PSSI= 5454.2
TEH2OR= 29.6TMSH2OR=210.0

NUMERO DU COURANT REFROIDI: N.C.R: 6.0
DTC= 60.4DTH= 93.9DTS= 87.2
F= 126.6PE= 308.0PSSI= 5762.2
TEH2OR= 29.6TMSH2OR=210.0

NUMERO DU COURANT REFROIDI: N.C.R: 1.0
DTC= 20.4DTH= 55.6DTS= 35.1
F= 81.0PE= 207.9PSSI= 5970.1
TEH2OR= 29.6TMSH2OR=210.0

NUMERO DU COURANT REFROIDI: N.C.R: 7.0
DTC= 40.4DTH= 12.6DTS= 23.9
F= 145.0PE= 347.1PSSI= 6317.2
TEH2OR= 29.6TMSH2OR=210.0

NUMERO DU COURANT REFROIDI: N.C.R: 3.0
DTC= 10.4DTH= 127.0DTS= 46.6
F= 70.0PE= 182.9PSSI= 6500.1
TEH2OR= 29.6TMSH2OR=210.0

NUMERO DU COURANT REFROIDI: N.C.R: 10.0
DTC= 40.4DTH= 38.2DTS= 39.3
F= 104.0PE= 259.1PSSI= 6759.2
TEH2OR= 29.6TMSH2OR=210.0

NUMERO DU COURANT REFROIDI: N.C.R: 4.0
DTC= 20.4DTH= 37.9DTS= 28.2
F= 102.0PE= 254.7PSSI= 7013.9
TEH2OR= 29.6TMSH2OR=204.0

INVISTS 0.7004E+04COUT DE H2OVAP 0.000E+00COUT DE H2OR 0.200

CHALEUR TOTALE RECUPEREE: Q.C.T.R= 16729238.0

ALGORITHME DE SYNTHESE NO 0

3

COURANT CHAUD NO	1	142.0	50.0		
COURANT CHAUD NO	2	198.0	68.9		
COURANT CHAUD NO	3	150.0	40.0		
COURANT CHAUD NO	4	326.0	124.8	50.0	
COURANT CHAUD NO	5	224.0	171.7	36.0	
COURANT CHAUD NO	6	212.0	145.6	110.0	
COURANT CHAUD NO	7	266.0	111.0	70.0	
COURANT CHAUD NO	8	314.0	173.5	52.9	
COURANT CHAUD NO	9	352.0	193.8		
COURANT CHAUD NO	10	310.0	149.0	70.0	
COURANT CHAUD NO	11	370.0	214.0	167.4	120.0
COURANT CHAUD NO	12	300.0	169.8		
COURANT CHAUD NO	13	324.0	175.4		
COURANT FROID NO	1	20.0	48.0	61.5	92.4
		102.0			
COURANT FROID NO	2	85.0	103.8	112.6	148.2
		155.7	179.4	205.4	223.0
		169.5			
COURANT FROID NO	3	70.0	118.3	154.0	
COURANT FROID NO	4	29.6	210.0		

MATRICE STRUCTURALE DU RESEAU SYNTHETISE

COURANTS CHAUD/FROID	1	2	3	4
CHAUFAGE	0	0	0	0
1	0	0	0	1
CHAUFAGE	0	0	0	0
2	103	0	0	0
CHAUFAGE	0	0	0	0
3	0	0	0	1
CHAUFAGE	0	0	0	0
4	0	0	102	2
CHAUFAGE	0	0	0	0
5	201	0	101	0
CHAUFAGE	0	0	0	0
6	0	101	0	2
CHAUFAGE	0	0	0	0
7	0	102	0	2
CHAUFAGE	0	0	0	0
8	202	105	0	0
CHAUFAGE	0	0	0	0
9	0	107	0	0
CHAUFAGE	0	0	0	0
10	0	104	0	2
CHAUFAGE	0	0	0	0
11	204	108	0	3
CHAUFAGE	0	0	0	0
12	0	103	0	0
CHAUFAGE	0	0	0	0
13	0	106	0	0
CHAUFAGE	0	0	0	0

LE COUT

27021.00DOLLAR/AN

Q.C.C.H.(SOM)= 36564851.00
 Q.C.C.F.(SOM)= 19835613.00

COUT DU SYSTEME OPTIMALE(BROI, 7,)=

27021.00DOL/AN

