



الجمهورية الجزائرية الديمقراطية الشعبية  
REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE

MINISTERE DE L'ENSEIGNEMENT SUPERIEUR ET  
DE LA RECHERCHE SCIENTIFIQUE

المدرسة الوطنية للعلوم الهندسية  
ECOLE NATIONALE POLYTECHNIQUE D'ALGER

*Département : GENIE CHIMIQUE*

## PROJET DE FIN D'ETUDES

### THEME

*SYNTHESE OPTIMALE DES RESEAUX  
D'ECHANGEURS  
DE CHALEUR PAR ORDINATEUR*

Proposé par :

Mr D. DOUCHANOV

Etudié par :

M. M.

K. BELKEBIR MEKKI

C. SIMOUSSA

Dirigé par :

D. DOUCHANOV

Promotion : Juin 1985

Departement: Genie chimique

دائرة: الهندسة الكيميائية

Promoteur: D. DOUCHANOV

الموجه: د. دوشانوف

Elèves Ingénieurs: K. BELKEBIR MEKKI

تلميذ مهندس: ق. بلكير مكي

C. SI MOUSSA

ش. سي موسى

- الموضوع: التركيب المثالي لشبكات المبادلات الحرارية بالكمبيوتر.  
انتم هذا البحث بدراسة مشكل التركيب المثالي للأجهزة الكبرى في  
الصناعة الكيميائية وخاصة شبكات المبادلات الحرارية. لقد أعطيت نظرة  
إجمالية لمختلف الطرق المستخدمة لهذا الغرض والموجودة في تران الهندسة  
الكيميائية كما درست بالتفصيل طريقة التبادلات وفي الأخير قضا بمقارنة  
هذه الأخيرة مع الطرق الأخرى التي تدرس نفس المشكل

Sujet: Synthèse optimale des réseaux d'échangeurs de chaleur  
par ordinateur.

Resumé: Ce present travail a concerné le problème de synthèse optimale  
des grands systèmes de la technologie chimique et notamment les  
réseaux d'échangeurs de chaleur. On a donné un aperçu sur les  
les différentes méthodes qui existent dans la littérature, et une  
étude détaillée de la méthode de permutation. Enfin on  
a fait une comparaison entre cette dernière et les autres  
méthodes.

Subject: Optimal synthesis of heat exchanger networks by computer

Abstract: This study has concerned the problem of optimal  
synthesis in the design of chemical processes; among others  
synthesis of heat exchanger networks. It has given a general  
survey about the different methods which exist in the literature  
of chemical engineering. It has studied in details permutation  
method. Finally it has done a comparaison between this last  
mentioned and the other methods.

/ ) / )      embres de      /      ury :

- Président :

M. S.E CHITOUR            Professeur et Directeur de l'E.N.P.

- Examineurs :

M. R. BELABBES            Professeur à l'E.N.P.A.

M. D. DOUCHANOV          Maître de Conférence à l'E.P.A.

Mme. R. DERRICHE          Maître assistante à l'E.N.P.A.

Mme. F. MEZIANI           Maître assistante à l'E.N.P.A.

- Invité :

M. S. HAFFARESSAS        Maître assistant à l'E.N.P.A.

-oOo- D \_ E \_ D \_ I \_ C \_ A \_ C \_ E \_ S -oOo-

Je dedie ce modeste travail .

//-) mes chers parents.

//-) mes frères et Soeurs.

//-) tous les Musulmans.

Chérif

Je dedie ce modeste travail.

//-) ma chère mère

//-) mes frères et Soeurs.

E t à tous les Musulmans.

Kouider

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

Ce travail a été réalisé au département de génie chimique et au centre de calcul de l'Ecole Nationale Polytechnique sous la direction de M. D. DOUCHANOV Maître de Conférences à l'E.N.P.A.

Qu'il trouve ici l'expression de notre profonde gratitude pour son aide, ses conseils et ses encouragements qu'il n'a cessé de nous prodiguer.

Nous remercions vivement M. S.E. CHITOUR, Professeur, Directeur de l'E.N.P d'avoir bien voulu présider le Jury.

Nos remerciements vont également à M. R. BELABBES, M.HAFFARESSAS et à Mme R. DERRICHE et F. MEZIANI d'avoir bien voulu juger ce travail.

Que tous ceux qui nous ont prêtés main forte trouvent ici, l'expression de notre profonde gratitude.

TABLE DES ABREVIATIONS

- R E C : Réseaux d'échangeurs de chaleur
- S T C : Système de technologie chimique.
- R P A : Réacteur ouvert parfaitement agité.
- R P : Réacteur piston
- D T M : Difference de température minimale possible.

	Page
1. INTRODUCTION .....	1
2. Quelques éléments théoriques sur la synthèse des systèmes de la technologie chimique .....	2
2.1. Systèmes et processus .....	2
2.2. Elements de synthèse et d'analyse des systèmes de technologie chimique .....	3
2.3. Positions du problème du synthèse des systèmes de technologie chimique et méthodes de résolutions de ces problèmes.....	4
3. Analyse des méthodes existentes.....	5
3.1. Historique de la synthèse des S T C .....	5
3.2. Méthode du diagramme enthalpique .....	12
3.3. Méthode des intervalles de températures .....	21
4. Méthode de permutation pour la synthèse optimale .....	28
4.1. Déduction analytique de la condition nécessaire d'optimisation..	28
4.2. Notions fondamentales de la théorie de permutation.....	31
4.3. L'essentiel de la méthode .....	34
5. Particularités technologiques des réseaux d'échangeurs de chaleur synthétisés.....	36
5.1. Rappel théorique sur le processus de transfert de chaleur dans les échangeur de chaleur .....	36
5.2. Cas où $Q_{ch} = Q_{fr}$ .....	37
5.3. Cas où $Q_{ch} > Q_{fr}$ .....	40
5.4. Cas où $Q_{ch} < Q_{fr}$ .....	41
6. Algorithme de synthèse optimale des réseaux d'échangeurs de chaleur .....	46
7. Système de programmes pour la synthèse optimale automatisée des réseaux d'échangeurs de chaleur (SYNTPI).....	51
7.1. Conditions imposées au problème .....	51
7.2. Explication du programme principal .....	51
7.3. Sous programme I.N.I.T.....	55
7.4. Sous programme T Y P .....	55
7.5. Sous programme G R A F .....	36

7.6. Sous programme C O L D .....	57
7.7. Sous programme H O T .....	57
7.8. Sous programme S T R U C .....	58
7.9. Sous programme S O R T 1 .....	58
7.10. Sousprogramme M Q R E C .....	59
7.11. Sous programme P R I N T I .....	60
7.12. Particularités du système de programmes (SYNTI) .....	60
7.13. Exemple test.....	61
8. Analyse comparative des méthodes existentes .....	63
9. Conclusion et perspectives .....	67
9.1. Perspectives de la méthode .....	67
Références bibliographiques .....	69
Annexe .....	70

## ~~I~~NTRODUCTION

L'amélioration de la production est le thème de nombreuses discussions et recherches scientifiques au sein des entreprises. La production, le fonctionnement, lorsqu'ils ne sont pas maîtrisés, conduisent à des surcoûts et à un gaspillage de ressources.

Dans les industries chimiques et pétrochimiques on se heurte souvent à la complexité des systèmes. L'amélioration du fonctionnement du système nécessite une connaissance approfondie du système qui implique la possession de toutes les informations nécessaires ainsi que de moyens puissants d'analyse et de calcul.

Actuellement et à cause de la crise mondiale de l'énergie l'une des tâches principales de l'industrie chimique est la diminution de l'énergie. L'essentiel de cette tâche énergétique est le maintien de l'équilibre thermodynamique dans le système envisagé, par une récupération totale de l'énergie des procédés physiques et chimiques, 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.

Il est nécessaire de réaliser une organisation optimale d'échange de chaleur dans un STC.

Pour réaliser une telle organisation, on utilise des méthodes de synthèse optimale des réseaux d'échangeurs de chaleur.

## 2. QUELQUES ELEMENTS THEORIQUES SUR LA SYNTHESE DES S.T.C

### 2.1. SYSTEMES ET PROCESSUS.

#### 2.1.1 SYSTEMES.

On entend par système chimique un ensemble de processus physico-chimiques en évolution et de procédés technologiques de réalisation de ces processus.

Un système chimique comprend :

- Le processus chimique proprement dit
- L'appareil dans lequel il a lieu
- L'ensemble des moyens de contrôle et de commande du processus et des liaisons entre eux.

Tout système comporte des entrées et des sorties  
fig ( 2.1 ).

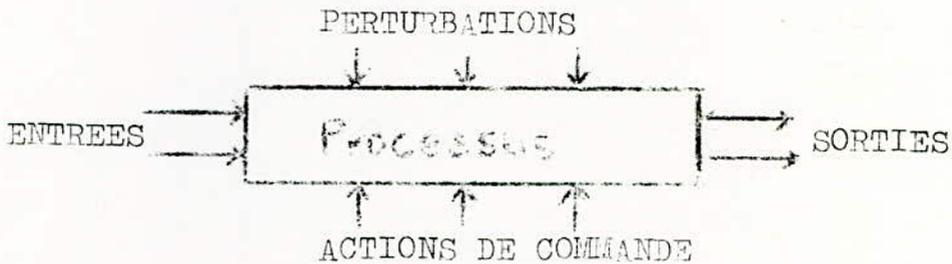


FIG 2.1.

Les entrées peuvent être des matières premières à traiter, leur composition, leurs température, etc... les sorties peuvent être le produit fini, sa qualité, sa température etc... : un système est généralement soumis à des perturbations que l'on compense en recourant à des opérations de commande.

On peut diviser conventionnellement l'ensemble des systèmes en grande et en petits systèmes. Les petits systèmes sont déterminés de façon univoque par les propriétés du processus et se limitent à un processus type unique et à ses liaisons internes, ainsi qu'aux particularités d'arrangement de l'appareillage. Les grands systèmes constituent des ensembles de petits systèmes dont ils diffèrent qualitativement et quantitativement. Un atelier ou une usine chimique peuvent servir d'exemple de grand système.

/ 1 /

#### 2.1.2 PROCESSUS.

Il convient de garder présent à l'esprit le fait que toute production chimique, toute chaîne peuvent être scindée en un certain nombre de maillons types technologiques dans lesquels évoluent les processus types de la technologie chimique: absorption, rectification, réaction chimique, etc...

... / ...

Un processus type technologique qui se poursuit dans un appareillage d'une certaine catégorie constitue en même temps un système type à commander. Le critère fondamental servant à rapporter les processus à tel ou tel type est l'identité de leurs particularités physico-chimiques, c'est à dire de leurs liaisons, internes, matérielles et énergétiques.

Suivant le caractère de leurs liaisons internes, matérielles et énergétiques on convient de subdiviser les processus de la technologie chimique en les classes suivantes; hydrodynamiques, thermiques, de diffusion chimique et mécanique. exemple des processus de diffusion: absorption, rectification extraction, adsorption, dissolution(cristallisation )séchage échange d'ions, etc..

## 2.2 ELEMENTS DE SYNTHESE ET D'ANALYSE DES SYSTEMES DE LA TECHNOLOGIE CHIMIQUE.

Toute production chimique est la suite de trois opérations fondamentales: préparation des matières premières transformation chimique proprement dite et séparation des produit que l'on desire obtenir. Cette suite d'opérations trouve l'expression de son unité dans le système complexe de technologie chimique( S.T.C ). La synthèse d'un STC doit prévoir l'optimisation de fonctionnement de l'agregat de son ensemble sachant que le but final est de déterminer le fonctionnement optimal de tout le système.

La synthèse d'un STC est réalisée suivant les étapes suivantes:

- 1 - Mise en accord et réparti<sup>tion</sup> des courants, ou l'on détermine les courants de matières et d'énergie dans le système.
- 2 - Choix et calcul de l'équipement technologique
- 3 - Elaboration d'un modèle de coût du système, formulation de la fonction économique.
- 4 - Optimisation de la fonction économique par variations des paramètres qui figurent dans le modèle du coût, cette étape est associée au choix du schéma technologique de production.

Pour résoudre les problèmes d'optimisation des chaines technologiques les plus simples, on peut utiliser les méthodes d'optimisation classiques. Mais l'optimisation des chaines complexes, nécessite la mise au point de méthodes spéciales/2/.

### 2.3 - POSITION DES PROBLEMES DE SYNTHÈSE STC ET METHODES DE RESOLUTION DE CES PROBLEMES.

La synthèse des productions chimiques peut poser deux problèmes.

1/ Les types de processus technologiques et d'appareils étant spécifiés, on demande de chercher la meilleure structure technologique d'une fabrication déterminée en comparant les différentes versions des schémas technologiques /3/.

2/ La structure technologique d'une production donnée étant spécifiée, on demande de choisir les types de processus technologiques et d'appareils et d'optimiser leurs indices de fonctionnement, chacun des processus figurant dans le système est représenté par un système d'équations qui comprend aussi ses caractéristiques cinétiques. Ensuite on transforme et on simplifie ces équations, puis on résout le problème d'optimisation / 4,5 /.

Ces deux problèmes de synthèse d'un STC ont leurs avantages et leurs inconvénients pour ce qui est de la complexité de leurs programmes numériques de résolution. Pour le premier problème ça ne nécessite pas une connaissance particulière de programmation de la part de l'ingénieur mais la procédure numérique est lente. Quand au second problème, sa résolution nécessite un supplément de connaissances de méthodes mathématiques en optimisation et en programmation.

### 3. ANALYSE DES METHODES EXISTENTES

#### 3.1. HISTORIQUE DE LA SYNTHÈSE DES S.T.C.

Jusqu'à ces dernières années, le problème de synthèse des S.T.C était largement ignoré en génie chimique, en dépit de son importance pratique. Cependant, et depuis 1968 une attention particulière a été donnée à ce sujet, en conséquence un important progrès a été réalisé. Ainsi plusieurs méthodes de synthèse ont été élaborées par les différents auteurs (voir tableau 3.1). Les techniques de décomposition, heuristiques, optimisation directe (algorithmique), et stratégie évolutionnaire sont développées séparément ou en combinaison entre elles. / 9 /

##### 3.1.1. TECHNIQUE DE DECOMPOSITION.

La difficulté principale associée au processus de synthèse est le nombre énorme d'arrangements des équipements qui existent dans la majorité des procédés industriels. L'examen de chacun de ces arrangements n'est pas possible, et les techniques conventionnelles d'optimisation désignées pour manipuler les variables discrètes, sont généralement limitées et ne peuvent résoudre que de petits problèmes. Connaissant ce problème Rudd a proposé (1968) une procédure de synthèse basée sur la décomposition du problème en sous problèmes. La performance recherchée est spécifiée par des contraintes X qui peuvent être, la pureté désirée d'un produit, la disponibilité du matériel, etc. La région de validité est représentée par R, ainsi pour une valeur de X à l'intérieur de R, la performance du système peut être obtenue par les équipements disponibles et le problème de synthèse n'a pas d'existence. Si X n'appartient pas à R, la performance du système ne peut être obtenue par la synthèse d'un nouveau système. / 9 /

##### 3.1.2 TECHNIQUES HEURISTIQUES.

C'est une méthode basée sur la découverte de la solution du problème par des moyens vraisemblables mais des hypothèses faillibles. Les règles heuristiques sont très courantes en pratique du génie chimique. Cette technique est souvent combinée avec d'autres techniques, elle est utilisée par exemple pour la synthèse des systèmes de distillation des mélanges par séparation séquentielle. / 9 /

##### 3.1.3. SYNTHÈSE PAR OPTIMISATION DIRECTE.

Ichikawa et ses collaborateurs ont essayé d'appliquer les techniques bien connues d'optimisation et la programmation mathématique pour la synthèse des STC / 9 /

Technique	Références
A. Décomposition	Rudd (1968), Nishida et al. (1971), Kobayashi et al. (1971), Umeda et al. (1972), Menzies et Johnson (1972), Linnhoff et Flower (1978), etc.
B. Heuristiques	Lockhart (1947), Herbert (1957), Masso et Rudd (1969), Nishida et al. (1971), Nishimura et Hirai zumi (1971), King (1971), Siirola et al. (1971) Menzies et Johnson (1972), Powers (1972), Thompson et King (1972), Nishida et al. (1977).
C. Algorithmique (Optimisation)	Rod et Marek (1959), Hwa (1965), Kesler et Parker (1968) Lee et al. (1970), Kobayashi et al. (1971), Menzies et Johnson (1972), Umeda et al. (1972), Goto et Matsubara (1972), Hendry et Hughes (1972), Umeda et Ichikawa (1972), Nishida et al. (1977), etc.
D. Evolutionnaire	King et al. (1972), Mc Galliard et Westberg (1972) Ichikawa et Fan (1972), Nishida et al. (1977), Linnhoff et Flower (1978), etc.

Tableau 3.1 Techniques de synthèse des STC

Umeda, Hirai et Ichikawa (1972) ont utilisé l'optimisation directe pour la synthèse d'un système de deux RPA, deux colonnes de distillation simple, et plusieurs échangeurs de chaleur. Dix neuf variables ont été choisies pour représenter les relations entre les équipements, et apparemment aucun problème n'a été rencontré pour obtenir la solution. Les techniques d'optimisation sont actuellement appliquées à la synthèse des STC tels-que les réseaux d'échangeurs de chaleur, et les équipements de séparation des mélanges. Ces techniques englobent la programmation linéaire, la programmation dynamique, et la programmation non linéaire, etc /9/.

#### 3.1.4. TECHNIQUES EVOLUTIONNAIRES.

La synthèse évolutionnaire se rapporte à la synthèse d'un nouveau système par modification du précédent. King, Gantz, et Barnes (1972) ont appliqué cette technique pour la synthèse d'un démethaniseur d'une installation de production de l'éthylène dans lequel des améliorations successives ont été réalisées pour réduire les pertes d'éthylène dans l'atmosphère /9/.

#### 3.1.5. APPLICATIONS DES TECHNIQUES DE SYNTHÈSE DES STC.

Les techniques de synthèse des STC décrites plus haut sont appliquées pour un certain nombre de systèmes (voir tableau 3.2) tels-que les réseaux d'échangeurs de chaleur, processus de séparation séquentielle des mélanges, réseaux de réacteurs chimiques et tout les procédés chimiques. Un important progrès a été réalisé; et plusieurs méthodes de synthèse peuvent être utilisées effectivement pour résoudre des problèmes industriels.

##### 3.1.5.1. RESEAUX D'ECHANGEURS DE CHALEUR.

L'un des problèmes essentiels de la synthèse des STC est celui concernant la synthèse des réseaux d'échangeurs de chaleurs. La récupération de la chaleur est un problème très complexe en raison de l'existence de multitudes de combinaisons, de couplage des courants technologiques. Plusieurs méthodes de synthèse ont été élaborées par différents auteurs, les unes basées sur les règles heuristiques en combinaison avec d'autres techniques, les autres basées sur la combinaison des règles heuristiques avec les stratégies évolutionnaires /10/. Par exemples la méthode du diagramme enthalpique de Nishida et ses collaborateurs (1977) et la méthode des intervalles de température de B.LINHOFF et J.R.FLOWER (1978).

##### 3.1.5.2. DISTILLATION DES MELANGES COMPLEXES ET SEPARATION SEQUENTIELLE.

Le problème de séparation des mélanges se présente généralement comme des sous problèmes. Il concerne les colonnes de distillation, les extracteurs, les séchoirs, et les tamis, etc.

Structures	Références
A. Homogènes Réseaux d'échangeurs de chaleur	Hwa (1965), Kesler et Parker (1969), Masso et Rudd (1969), Loe et al. (1970), Kobayashi et al. (1971), Nishida et al. (1971, 1977), Mc Gillivard et Westerberg (1972), Linnhoff et Flower (1978)
Distillation des mélanges séparation séquentielles	Lockhart (1947), Harbert (1957), Rod et Marek (1959), Petlyuk et al. (1965), Nishimura et Hirazumi (1971), King (1971), Hendry et Hughes (1972).
Réseaux de réacteurs.	Ichikawa et Fan (1972), Umeda et Ichikawa (1972).
B. Hétérogènes Réseaux de transfert d'énergie	King et al. (1972), Menzies et Johnson (1972).
Sélection et séquences des processus de séparation	Sirola et al. (1974), Sirola et Rudd (1971), Thompson et King (1972), Powers (1972).
Procédés chimiques entiers	Sirola et al. (1974), Sirola et Rudd (1971), Umeda et al. (1972), Powers (1972), Ichikawa et Fan (1972), Goto et Matsubara (1972), Rudd et al. (1972).

Tableau 3.2 Applications des techniques de synthèse des ST

Le choix approprié de l'opération de séparation et son utilisation est un problème complexe de combinaison. Cependant dans plusieurs processus la distillation ordinaire reste le moyen le plus économique de séparation des mélanges en composés plus ou moins purs. La synthèse des colonnes de distillation a attiré l'attention de plusieurs chercheurs en vue de déterminer la séquence optimale des colonnes de distillation.

King (1971) a étudié le problème de séparation d'un mélange qui contient trois constituants A, B et C, deux opérations de distillation sont nécessaires et deux séquences différentes pour les deux opérations de distillation sont possibles. Avec A, B et C dans un ordre décroissant de volatilité, la séquence directe consiste à séparer A de B et C dans une première opération, ensuite B de C dans une seconde opération. La séquence dite "indirecte" consiste à séparer C de A et B ensuite A de B ( Fig 3.1 ). Et plus le nombre de constituants augmente, le nombre de séquences augmente rapidement. Ainsi pour un mélange de R constituants, il faut R-1 opérations de distillation pour pouvoir les séparer en R produits. Si on note par  $S_R$  le nombre de séquences possibles,  $S_R$  est donné par la relation de récurrence (3.1) suivante (King1971):

$$S_R = \sum_{J=1}^{R-1} S_J \cdot S_{R-J} \quad (3.1)$$

Avec  $S_1 = S_2 = 1$ , les valeurs de  $S_R$  sont données dans le tableau (3.3).

Nombre de Constituants, R	Nombre de séquences Possible, $S_R$
2	1
3	2
4	5
5	14
6	42
7	132
8	429
9	1430
10	4862
11	16796

Tableau 3.3 nombre de séquences (colonnes) possibles  $S_R$  pour la séparation de R composants en R produits.

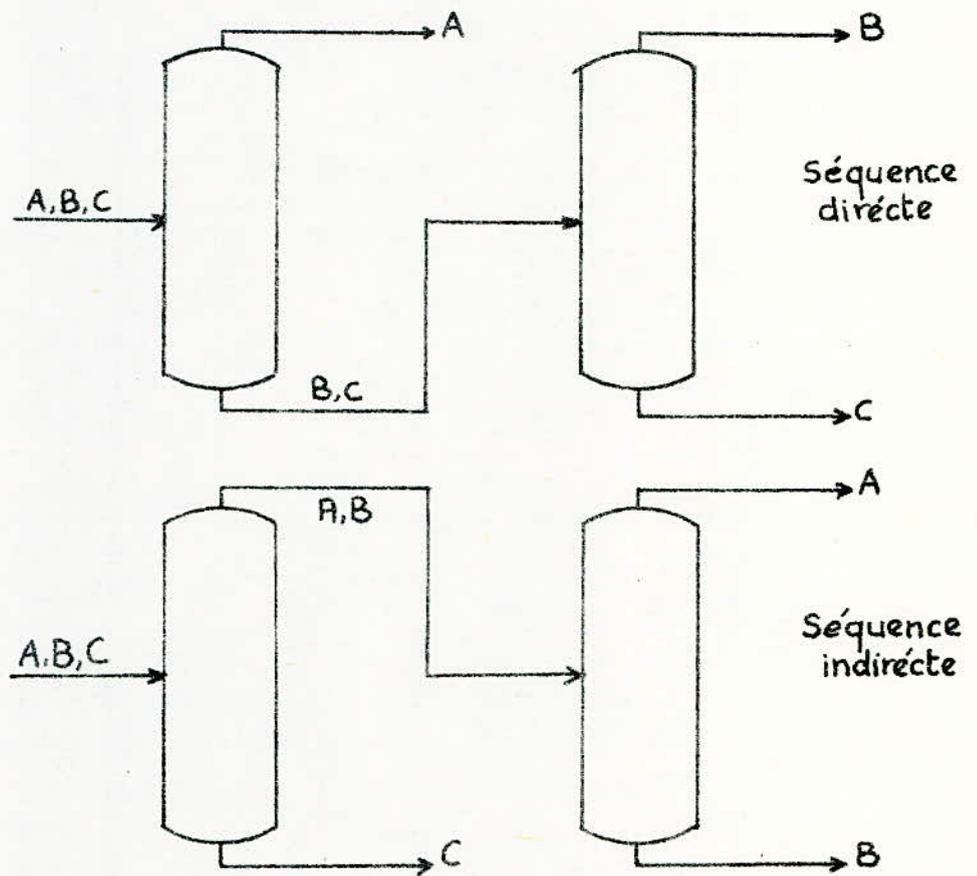


Fig 3.1 Schéma des séquences possibles pour séparer 3 constituants d'un mélange.

Nombre de Constituants, $R$	Nombre de séquences possibles, $S_R$
2	1
3	2
4	5
5	14
6	42
7	132
8	429
9	1 430
10	4 862
11	16 796

Tableau 3.3 Nombre de séquences (colonnes) possibles  $S_R$  pour séparer  $R$  composants en  $R$  produits.

Ce tableau montre que pour des valeurs importantes de R il est impossible de considérer en détail toutes les séquences possibles. Par ailleurs plusieurs chercheurs ont recommandé l'utilisation des techniques heuristiques pour déterminer la séquence optimale des colonnes de distillation.

L'utilisation de ces techniques pour but la diminution considérable des séquences qui doivent être examinées, quand le nombre des constituants est important. En examinant les séquences de trois constituants, Lockhart (1947) a conclu que lorsque le constituant le moins volatil est prédominant dans l'alimentation, la séquence directe n'est pas optimale, dans ce cas il a recommandé l'utilisation de la séquence indirecte.

Récemment Heaven (1969) et King (1971) ont proposé des règles heuristique basées surtout sur des considérations de consommation d'énergie. Ces règles sont les suivantes :

1. Les séquences directes qui séparent les constituants un par un sont généralement favorisées, quand le reste des règles données plus bas ne sont pas appliquées.
2. Les séquences qui séparent l'alimentation en deux fractions ( distillat, résidu) presque équimolaires doivent être favorisées.
3. Dans le cas où la volatilité relative de deux constituants adjacents est voisine de l'unité, la séparation doit être exécutée en absence d'autres constituants. C'est à dire cette séparation doit être laissée jusqu'à la dernière séquence.
4. Les séparations qui nécessitent une récupération de fractions avec une bonne précision (degré de pureté) doivent être laissées jusqu'à la dernière séquence.

En 1971, Powers a suggéré les règles heuristiques suivantes :

1. La séquence directe est normalement favorisée.
  2. Si un constituant est prédominant dans l'alimentation, on doit le séparer en première séquence.
  3. Laisser les séparations difficiles jusqu'à la dernière séquence.
  4. Séparer les constituants corrosifs en premières séquences.
- Toutes ces règles ont été appliquées par Powers pour résoudre plusieurs problèmes de séparation dans l'industrie .

### 3.1.5.3. Réseaux de réacteurs.

Il est souvent avantageux d'utiliser un réseau de réacteurs au lieu d'un seul réacteur. Par exemple les R P A sont généralement employés avec un arrangement en série. Comme c'est décrit par Aris (1964), le principe de programmation dynamique peut être effectivement employé pour déterminer le nombre optimal de réacteurs. D'autres arrangements plus compliqués sont aussi effectifs dans certains cas ; par exemple la combinaison de R P A avec des réacteurs piston (R P ).

Umeda et Ichikawa (1972) ont utilisé leur méthode de décomposition pour déterminer l'arrangement optimal d'un R P A et d'un R P pour convertir A → B selon une réaction irréversible d'ordre deux. Ils ont trouvé que l'arrangement optimal est un RPA, Suivi par un R P /9/.

### 3. I. 54 Procédés chimiques entiers.

Le développement des techniques pour la synthèse systématique d'un procédé chimique en entier, incluant des réactions, des équipements de séparations homogènes et hétérogènes, et des appareils de transfert d'énergie etc., est un problème extrêmement formidable. Il a attiré l'attention de Rudd et ses collaborateurs et Ichikawa et ses collaborateurs. En utilisant les méthodes de règles heuristiques, optimisation directe, et recherche évolutionnaire décrites plus haut. Sirola, Powers, et Rudd (1971), Sirola et Rudd (1971); Powers (1972) ont développé des programmes pour ordinateur appelés AIDES (Adaptive Initial Design Synthesizer), qui utilisent des procédures heuristiques de synthèses automatiques des procédés; mais qui interagissent également avec un dessinateur pour autoriser les aspects intuitifs de la synthèse. Ces programmes nécessitent un minimum de valeurs d'entrées concernant principalement les spécifications des courants d'alimentation, spécifications des produits, et la réaction chimique. AIDES ont été employés avec succès pour produire des procédés (qui n'incluent pas nécessairement l'optimum) tels que :

1. Fabrication de l'acide sulfurique à partir des Gaz des installations de transformations minérales.

2. Fabrication de l'acétate d'éthyle à partir de l'alcool éthylique et de l'air.

3. Fabrication du monochlorodécane par chloration directe du décane.

#### 3.2 Méthode du diagramme enthalpique :

La stratégie de cette synthèse est de créer un REC dont le coût est minimal avec une quantité maximale d'échange de chaleur entre les courants chauds et les courants froids.

Une optimisation a été utilisée pour explorer analytiquement les conditions nécessaires et pour minimiser la surface d'échange de chaleur quand le coût d'investissement est en fonction de cette dernière /7/.

Cette méthode exige un algorithme simple appelé algorithme de surface minimal qui fournit des règles pour déterminer la quantité maximale de chaleur échangée entre les courants lors de leurs couplages. Ces règles peuvent être facilement visualisées et identifiées comme un simple graphe auxiliaire appelé "heat content diagramme" et qui peuvent être généralisées pour des réseaux dans une large échelle. Après avoir synthétisé le REC en utilisant l'algorithme mentionné ci-dessus, des règles évolutionnaires ont été appliquées pour améliorer le réseau. Une simple application de ces règles a donné avec succès des réseaux moins chers que ceux obtenus par d'autres méthodes. L'idée essentielle des règles évolutionnaires est actuellement très simple et peut être illustrée clairement à partir de la relation qui donne l'expression de l'investissement comme une fonction linéaire de la surface d'échange de chaleur, par exemple le coût d'investissement de l'échangeur chauffant  $C_{Hi} = a A_{Hi}^b$  et le coefficient b est pris à 0,6 donc on peut avoir les inégalités suivantes ( pour  $0 < b < 1$  ).

$$a ( A_{HI}^b + A_{H2}^b + \dots + A_{Hm}^b ) \leq a ( A_{HI} + A_{H2} + \dots + A_{Hm} )^b \quad (3.2)$$

$$\text{ou } a ( A_{HI}^b + A_{H2}^b + \dots + A_{Hm}^b ) \leq a ( A_{HI} + A_{H2} )^b + a ( A_{H3} + \dots + A_{HI} )^b + a ( A_{Hi} + I + \dots + A_{Hm} )^b \quad (3.3)$$

Cela implique que sans augmenter la surface d'échange, le coût d'investissement peut être réduit et cela dans le cas où les échangeurs séparés peuvent être réunis et rassemblés à un ou plusieurs échangeurs, par exemple l'équation (3.2) correspond à M échangeurs qui sont réduits à 1 seul, l'équation -( 3.2 ) correspond à M échangeurs qui sont réduits à 3, la même idée est appliquée pour réduire le coût d'investissement.

### 3.2.I l'algorithme de la surface minimale.

La synthèse du RSC peut être faite par l'extension de la représentation graphique du problème appelée " Heat content diagramma " ; dans la figure (3.2) on a représenté un problème simple où il y a un courant chaud désigné par  $C_{ch1}$ , deux courants froids désignés par  $C_{fr1}$  et  $C_{fr2}$  et une utilité de vapeur. Généralement l'axe verticale du diagramme représente les températures initiales et finales des courants froids " chauds " et des utilités chauffantes ou réfrigérantes.

L'origine de l'échelle est placée de telle façon que tous les courants et utilités chauffantes soient représentés au dessus de l'origine. L'axe horizontal représente le débit calorifique des différents courants, dans le diagramme chaque courant est représenté par un bloc dont la surface correspond à la quantité de chaleur qu'il faut lui enlever ou lui apporter pour atteindre la température voulue. Par convention, tous les courants chauds et les utilités doivent être représentés dans le diagramme dans un ordre décroissant des températures initiales pour les courants froids et les utilités réfrigérantes dans un ordre décroissant des températures finales. Dans la plus part des cas la température finale et le débit calorifique des utilités ne sont pas connus et par conséquent, ils sont représentés par un point selon leurs températures initiales, par exemple le courant de la vapeur dont la température initiale est 450 F est représenté dans le diagramme par un point au dessus de l'axe horizontal. L'échange de chaleur entre les processus des courants chauds et froids est indiqué par le partage du même nombre ou lettre ( voir fig. 3.2 ) . Tant que la chaleur cédée par un courant et la même que celle reçue par un autre les blocs chauds et les blocs froids désignés par les mêmes nombres ou lettre doivent avoir la même surface.

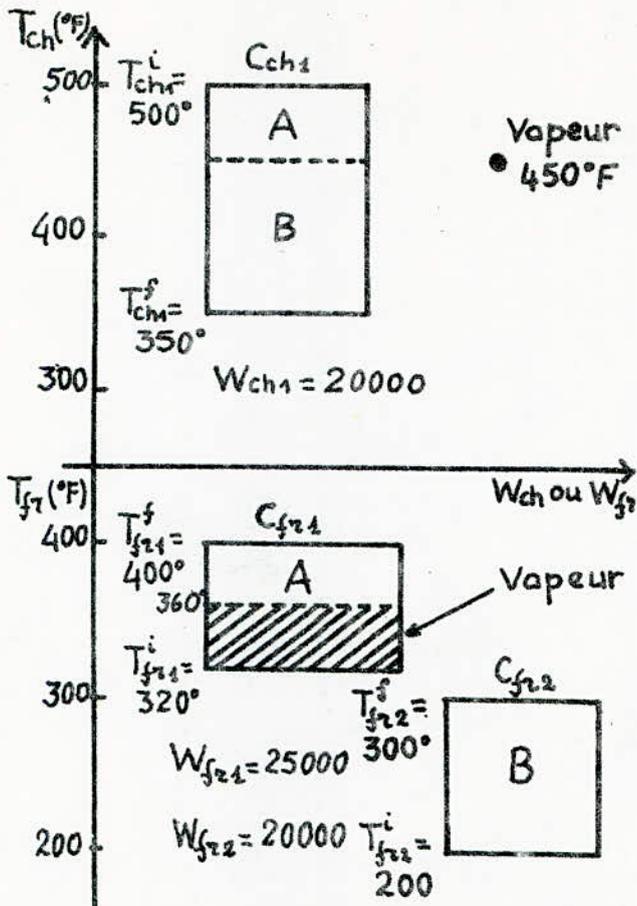


Fig 3.2. Etape 1 de l'algorithme de surface minimale. Représentation du problème par le diagramme enthalpique.

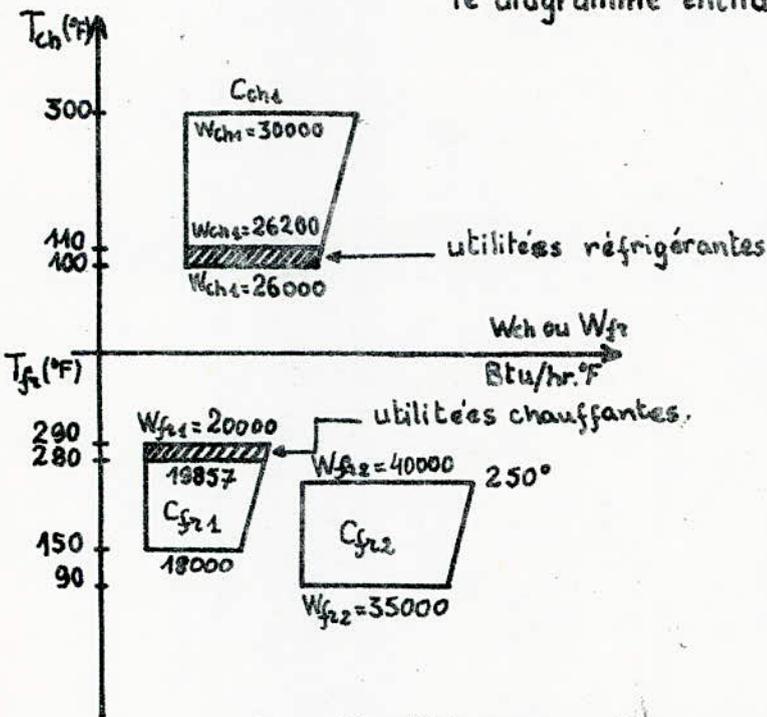


Fig 3.3 Etape 2 de l'algorithme de surface minimale

Finalement la division du bloc horizontalement ou verticalement et permise dans le diagramme. Le premier correspond à un échange multiple et le dernier représente la division du courant.

Théorème : " Si un REC est la solution de la synthèse " Heat content diagramme " il a caractéristiques suivantes:

1. le processus chaud et les courants des utilités chaudes dans les blocs chauds sont couplés consécutivement avec le processus froid et les courants des utilités froides dans les blocs froids dans un ordre décroissant des températures.

2. Pour classer les blocs dans un ordre décroissant des températures initiales, la température finale du 1er bloc chaud n'est jamais inférieure à la température initiale de  $(i+1)^{\text{ième}}$  bloc chaud, de même pour les blocs froids, la température initiale de  $i^{\text{ième}}$  bloc n'est jamais inférieure à la température finale de  $(i+1)^{\text{ième}}$  bloc. A partir de ce théorème découlent les corollaires suivants:

COROLLAIRE 1:

Supposons que la vapeur chauffante soit introduite dans le réseaux avec une température supérieure à la température initiale maximale possible du bloc chaud, une telle vapeur est placée au début du réseau dans le cas où la température de l'eau de refroidissement est inférieure à la température initiale minimale possible du bloc froid, une telle eau réfrigérante est placée à la fin du réseau.

COROLLAIRE 2.

Si le problème de synthèse est représenté dans le diagramme, la quantité de chaleur maximale échangée peut être déterminée comme suit:

a) si  $T_{fr}^i + DTM > T_{ch}^f$

hachurer la partie du bloc chaud dont la température est inférieure à  $T_{fr}^i + DTM$  c-à-d cette partie ne peut pas échanger de la chaleur avec le bloc froid.

$T_{fr}^i$  = température initiale minimale du bloc froid

DTM = différence de température minimale

$T_{ch}^f$  = température finale minimale du bloc chaud

b) si  $T_{ch}^i - DTM < T_{fr}^f$

hachurer la partie du bloc froid dont la température est supérieure à  $T_{ch}^i - DTM$ .

$T_{ch}^i$  = température initiale maximale du bloc chaud

$T_{fr}^f$  = température finale maximale du bloc froid

c) Après avoir hachuré les parties des différents blocs (chaud ou froid), les quantités de chaleur restantes dans ces derniers ( $Q_{ch}'$  et  $Q_{fr}'$ ) sont estimées, (parties non hachurées).

Si  $Q_{ch}' > Q_{fr}'$ ,  $Q_{fr}'$  est échangée complètement avec les courants chauds et le contenance chaleur résiduel ( $Q_{ch}' - Q_{fr}'$ ) peut être récupérée par les utilités auxiliaires réfrigérantes, si  $Q_{fr}' > Q_{ch}'$ ,  $Q_{ch}'$  peut être totalement récupérée par les courants froids et la quantité ( $Q_{fr}' - Q_{ch}'$ ) peut être échangée avec les courants des utilités chauffantes.

COROLLAIRE 3 :

1) Le plus chaud des courants chauds se couple avec le plus chaud des courants froids

2) Le courant chaud qui possède une température intermédiaire peut être couplé avec le courant froid possédant une température intermédiaire.

3) le courant chaud dont la température initiale est la plus faible se couple avec le courant froid dont la température finale est la plus faible. Le corollaire (1) et les trois règles du corollaire (3) sont très importants, non seulement pour la détermination de la quantité de chaleur optimale mais aussi pour une localisation optimale des utilités.

Remarque: on applique ces trois règles comme elles .../... sont classées.

Exemple: cas où on a deux courants froids, un courant chaud une utilité dont la température est  $450^{\circ}\text{F}$  qui est inférieure à celle du courant chaud ( $500^{\circ}\text{F}$ ). Le corollaire (3) suggère que le bloc le plus haut du courant chaud est échangé en première lieu avec le bloc le plus haut du courant froid, tous les deux parties sont représentés par A; L'échange continue jusqu'à ce que la température finale du haut bloc atteigne  $450^{\circ}\text{F}$ , à ce moment le corollaire(3) implique que le courant de vapeur se couple avec le courant froid, c-à-d la vapeur est utilisée pour chauffer la partie inférieure du bloc  $C_{fr1}$  (hachurée). Finalement la partie inférieure du bloc  $C_{ch1}$  est couplée avec le bloc  $C_{fr2}$  ( partie représentée par B ) ( voir Fig.3.2).

Le corollaire(2) consiste à identifier la quantité de chaleur maximale échangée entre les courants chauds et froids, et de déterminer le rendement de chauffe ou de refroidissement. On peut illustrer cela par un exemple de synthèse représenté dans la fig.3.3.

données du problème  $T_{fr}^i = 90^{\circ}\text{F}$ ,  $T_{ch}^f = 100^{\circ}\text{F}$ ,  $DTM = 20^{\circ}\text{F}$   
 $T_{ch}^i = 300^{\circ}\text{F}$  et  $T_{fr}^f = 290^{\circ}\text{F}$

On remarque que  $T_{fr}^i + DTM (110^{\circ}\text{F}) > T_{ch}^f (100^{\circ}\text{F})$  cela implique que la portion du bloc chaud  $C_{ch1}$  située au dessus de la température  $110^{\circ}\text{F}$  doit être hachurée de même pour le bloc froid la partie située au dessus de la température  $280^{\circ}\text{F}$  ( $T_{ch}^i - DTM$ ) doit être hachurée. On peut estimer maintenant  $Q_{ch}$  et  $Q_{fr}$  ( $Q_{ch} = 5.339 \times 10^6 \text{ BTU / hr}$ ,  $Q_{fr} = 8.4607 \times 10^6 \text{ BTU/hr}$ ) de cela ou déduit que la chaleur contenue dans le courant chaud doit être transférée totalement vers les courants froids  $C_{fr1}$  et  $C_{fr2}$

### 3.2.2 Procédure de synthèse

1. représenter le diagramme ( Heat content diagramme)
2. A partir du diagramme, déterminer  $Q_f^i$  et  $Q_{ch}^f$  en appliquant les corollaires 1 et 2.
3. Diviser chaque bloc ( chaud ou froid ) horizontalement en projetant la ligne inférieure du haut bloc et la ligne supérieure du bloc bas (voir fig 3.4 a).
4. Appliquer les trois règles du corollaire (3) fig.3.4 b)
5. Si un bloc chaud se couple avec deux blocs distincts celui-ci doit être divisé verticalement (voir fig. 3.4.b)
6. En utilisant le point (5) représenter le réseau synthétisé en schématisant tous les courants et leurs couplages.

En se basant sur la stratégie de la synthèse évolutionnaire, il faut tenir compte des trois règles suivantes:

- 1) Comparer la surface des différentes parties du bloc ( chaud ou froid ), enlever celle qui possède la plus petite surface en augmentant le rendement du reste du processus.

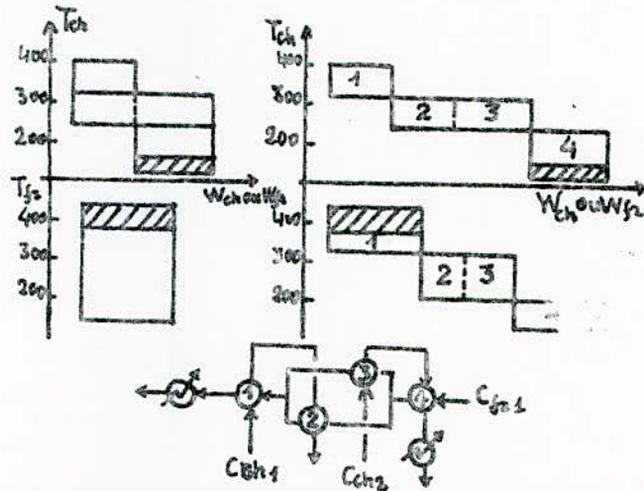


Fig3.4 Les étapes 3 à 6 de l'algorithme de surface minimale

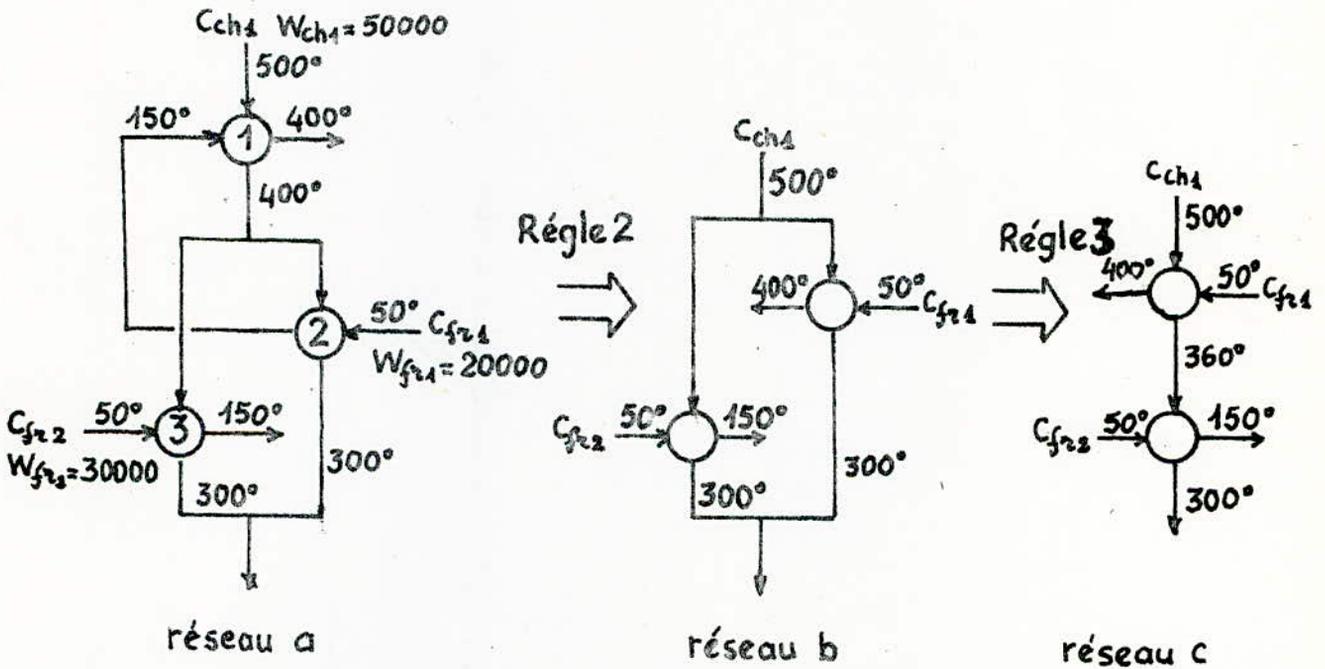


Fig3.5 Illustration de l'utilisation des stratégies évolutionnaire, règles 2 à 3

2) Si un réseau contient un couplage multiplicatif, supprimer, les échangeurs où se produit ce dernier.

3) Remplacer les courants subdivisés par les courants non divisés, coupler les courants chauds et les courants froids (dans le cas du point 3) dans un ordre décroissant de la moyenne des températures initiales et finales.

Dans le fig.3.5 on remarque que le courant  $C_{chI}$  est couplé deux fois avec le courant  $C_{chI}$  dans les échangeurs 1 et 2 donc on supprime l'un des échangeurs et on aura le réseau (b) on voit aussi que le courant  $C_{chI}$  est divisé en deux parties, donc on le remplace par un courant non divisé, et on tenant compte lors de son couplage avec  $C_{frI}$  et  $C_{fr2}$  de la moyenne des températures ( $C_{frI} \frac{150 + 400}{2} = 225$  F.  $C_{fr2} \frac{50+150}{2}=100$  F) on voit que  $C_{chI}$  doit être couplé en premier lieu avec  $C_{frI}$ .

Exemple 4 SPI Fig. 3.6.

$$Q_{ch} > Q_{fr} \quad ( Q_{ch} = 6.000 \times 10^6 \text{ BTU/hr, } Q_{fr} = 5.699 \times 10^6 \text{ BTU/hr})$$

la quantité de chaleur contenue dans les courants froids se change totalement avec celle du courant chaud, l'échange continue jusqu'à ce que la température finale du bloc froid atteigne  $460^\circ\text{F}$  ( $480 - 20$ ), au dessus de  $460^\circ\text{F}$  le courant  $C_{fr2}$  est chauffée dans l'échangeur chauffant (partie hachurée), ensuite tous les courants chauds et froids sont couplés consécutivement en appliquant la stratégie de la synthèse évolutionnaire. Par exemple la partie B du bloc  $C_{ch2}$  est couplée avec deux parties différentes, le point 5 de la procédure fait que le bloc B doit être divisé verticalement. La règle I de la synthèse évolutionnaire est appliqué pour supprimer le petit bloc C et élargir le bloc B (courant  $C_{ch2}$ ), même pour le bloc chaud  $C_{chI}$ , les petits blocs (C) et (D) sont supprimés et on a élargi le bloc E. Enfin, et après avoir appliqué ces trois règles on a le réseau le plus convenable (Fig.3.7).

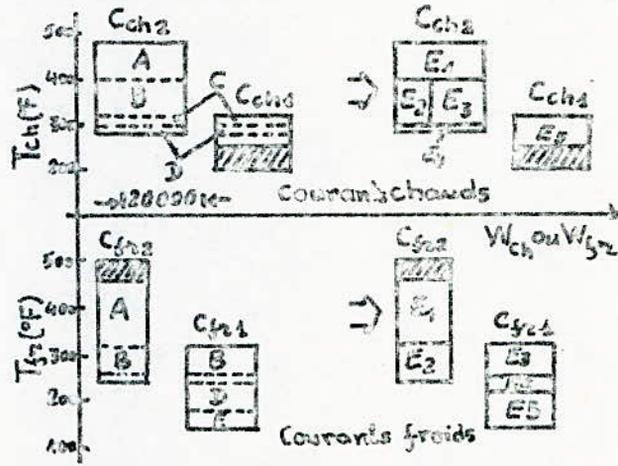


Fig 3.6 Représentation du problème 4SP1

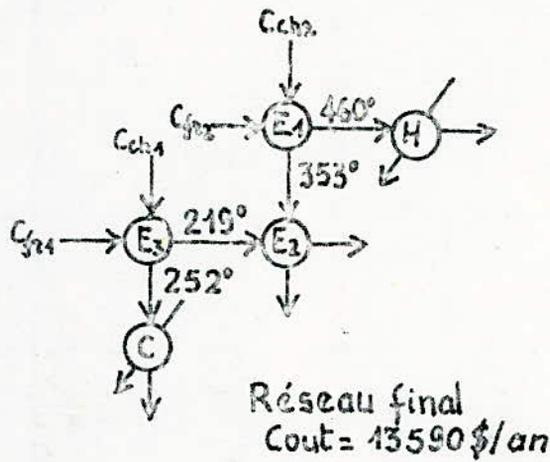
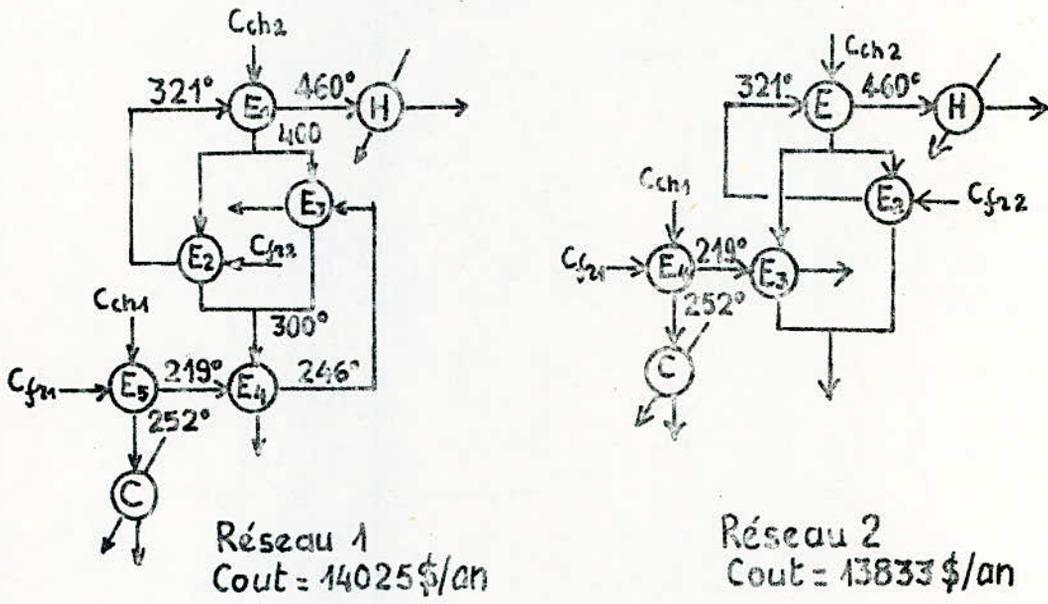


Fig 3.7 Cout presque minimal pour le problème 4SP1

### 3.3 Méthode des intervalles de températures.

Cette méthode considère le problème de synthèse en deux étapes : dans la première, il s'agit de synthétiser un réseau préliminaire, dans la seconde, la synthèse du réseau optimal est faite à partir du réseau réalisé en première étape.

Le problème original de synthèse se divise en sous problèmes, où chacun de ces sous problèmes est limité dans un intervalle de températures. Cette approche est basée sur la théorie thermodynamique et qui est tout à fait systématique. Le problème de combinaison est réduit considérablement, et la synthèse des sous réseaux qui résolvent les sous problèmes est triviale. Dans le cas où la récupération maximale de l'énergie exigera un réseau très compliqué ou très cher, ceci sera remarqué durant la synthèse. / 3 /

Énoncé du problème :

Soit  $X$  courants de débits massiques, capacités calorifiques et températures d'entrée  $T_i^e$  et de températures de sortie  $T_i^s$  connus. Quand  $T_i^e > T_i^s$  le courant est chaud, et dans le cas contraire le courant est froid. En dehors des chauffes avec la vapeur et les réfrigérations avec l'eau peuvent être considérées. Les échanges de chaleur, les réfrigérations, et les chauffes sont à contre courant et en une seule passe, avec une différence de température minimale ( $\Delta T_{min}$ ) connue. Les échangeurs multicourants et les subdivisions des courants ne sont pas considérés ; les courants ne changent pas de phase. Avec toutes ces contraintes, le réseau qui doit être synthétisé, doit être optimal ; le coût total du réseau représente la somme des dépenses en eau de réfrigération, des dépenses en vapeur de chauffes et du prix des échangeurs. On illustrera cette méthode par un exemple de quatre courants, les données de cet exemple sont données dans le tableau ( 3.4 ).

Tout réseau qui résoudra le problème peut être imaginé comme un ensemble de  $N$  sous réseaux. Fig(3.8). Chacun de ces sous réseaux contient tous les courants ( ou une part ) et qui sont rangés dans des intervalles de températures bien définis. Les températures  $T_1, T_2, \dots, T_{n+1}$  sont déduites de la manière suivante :

Chacune des températures d'entrée et de sortie des courants chauds est diminuée de  $\Delta T_{min}$ , les températures obtenues avec les températures d'entrée et de sortie des courants froids sont arrangées dans un ordre décroissant, la température  $T_1$  est la plus haute, et  $T_{n+1}$  est la plus basse. Généralement  $n \leq 2X + 1$  ou  $X$  est le nombre de courants;  $n = 2X + 1$  dans le cas où il n'y a pas de coïncidences des températures.

La synthèse devient très facile du moment que tous les courants soient limités dans des intervalles de températures. Par exemple pour le SR(1), il n'y a qu'un seul courant froid, dans ce cas un échangeur de chauffe est nécessaire

N° et type du courant	Débit calorifique $\dot{W}$ [KW/°C]	$T^i$ [°C]	$T^f$ [°C]	Quantité de chaleur $\dot{W}(T^f - T^i)$ [KW]
(1) Froid	3,0	60	180	-360
(2) Chaud	2,0	180	40	280
(3) Froid	2,6	30	105	195
(4) Chaud	4,0	150	40	440
				$\Sigma = 165$

Tableau 3.4 Données du problème N°1

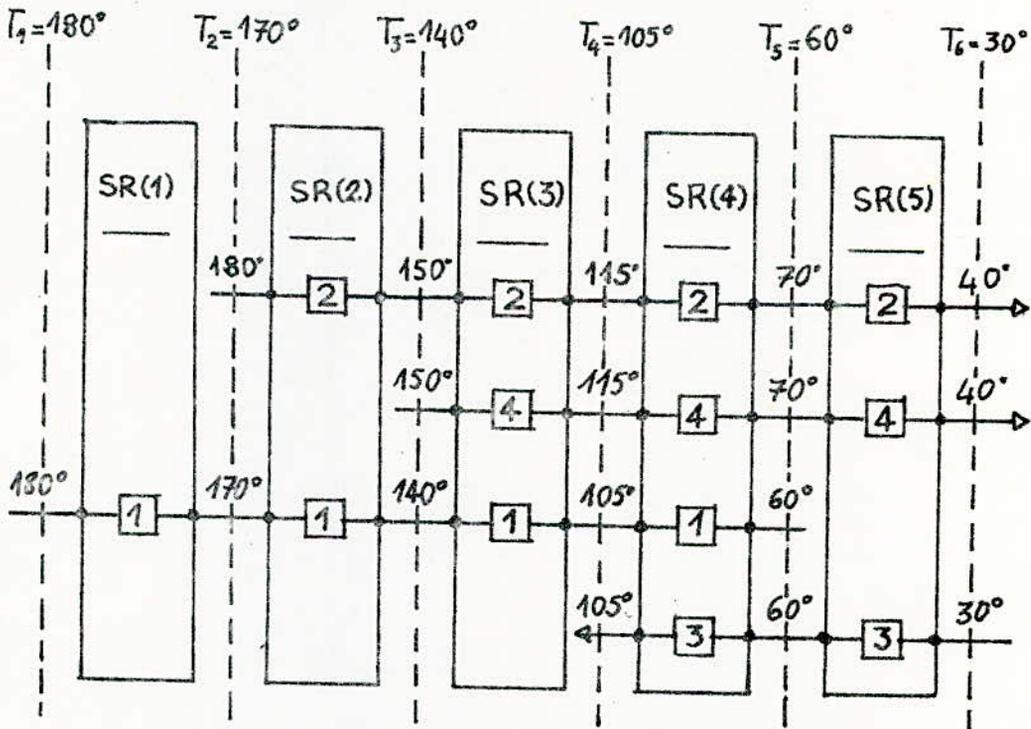


Fig 38 Définition des sous réseaux à travers des intervalles de température

Fig (3.9). Pour SR (2) il y a un courant chaud et un courant froid qui doivent être couplés ensuite un échangeur de chauffe est nécessaire pour chauffer le reste du courant froid ( car il a la plus grande valeur de  $W$ ) L'échangeur de chauffe doit être placé en toute évidence à l'extrémité chaude de l'échangeur de récupération, puisque autrement la contrainte de  $D T_{\text{min}}$  serait violée.

Pour SR (3), SR (4) et SR (5), deux choix peuvent être identifiés, et chaque cas nécessite un chauffage supplémentaire différent. Ces possibilités peuvent être proposées par un simple exemple ; mais pour des problèmes plus compliqués, une méthode systématique serait nécessaire.

1. Classer les courants chauds et les courants froids dans un ordre décroissant des débits calorifiques.

2. Coupler le premier courant chaud avec le premier courant froid, le second courant chaud avec le second courant froid etc, jusqu'a ce qu'il ne reste que des courants chauds ou que des courants froids.

3. Coupler le courant le plus large qui reste avec le résidu le plus large des couplages précédents ; et le second avec le second et ainsi de suite. ( Dans cette étape les contraintes de  $D T_{\text{min}}$  doivent être considérées ).

4. Après ces étapes, les restes (courants originaux, restes primaires et restes secondaires) subiront un chauffage avec la vapeur pour les courants froids, ou un refroidissement avec l'eau pour les courants chauds.

Le choix (i) est adopté pour une récupération maximale de la chaleur, mais d'autres considérations exigent l'adoption du choix (i i). La Fig (3.10) représente le diagramme d'écoulement de la chaleur dans les cinq sous réseaux; c'est à dire les chauffes et les refroidissements supplémentaires. Le choix (i) a été adopté pour SR(3), par ailleurs le choix (i i) a été adopté pour les SR (4) et SR (5).

Ceci conduit à une plus grande consommation de la vapeur de chauffe que dans le cas où le choix (i) aurait été adopté. Cependant si l'arrangement de la Fig (3.10) est réalisé, les échangeurs de chauffe et les échangeurs de réfrigération peuvent être convertis partiellement en échangeurs de récupération entre les courants des différents réseaux.

Une telle conversion est possible dans la mesure où il n'y a aucun courant dans (SR(3) ayant une température inférieure à  $T_4 + D T_{\text{min}}$  (voir Fig.3.8), il n'y a pas de courants froids dans SR(4) et SR(5) ayant une température supérieure à  $T_4$ . Ainsi les transformations de la Fig(3.10a) à la Fig (3.10b) peuvent être admises sans porter attention aux valeurs particulières de températures ou de débits calorifiques.

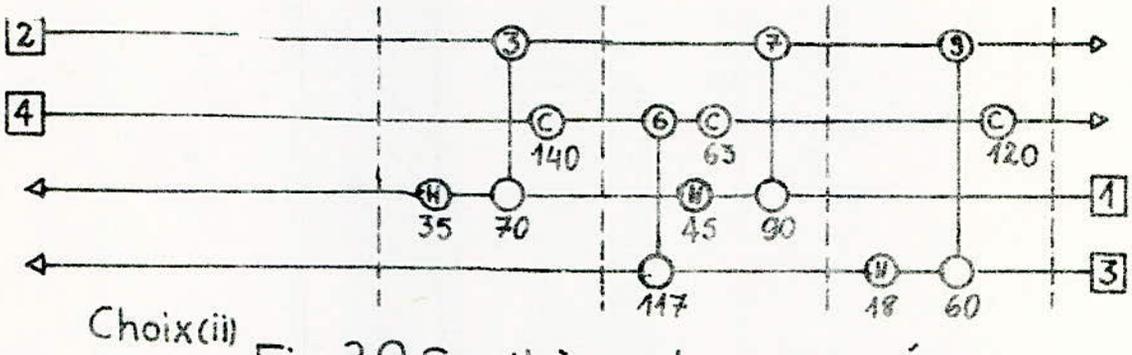
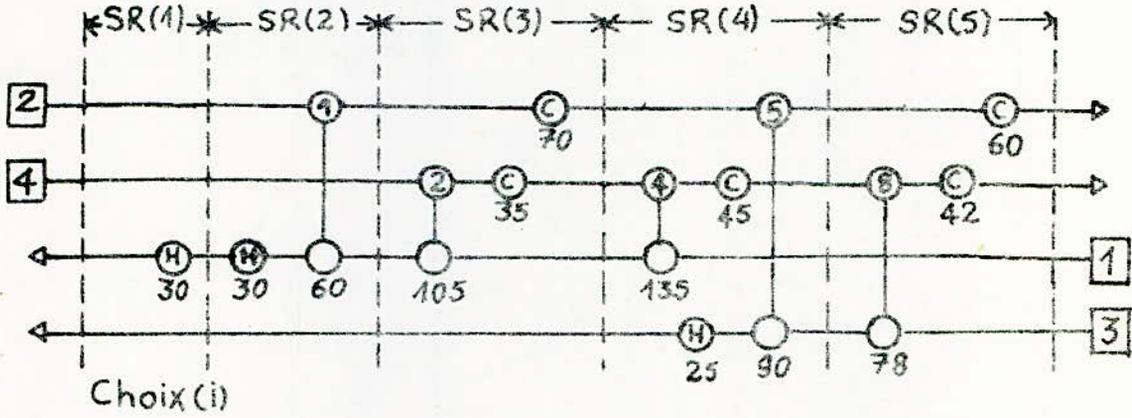


Fig 3.9 Synthèse des sous réseaux

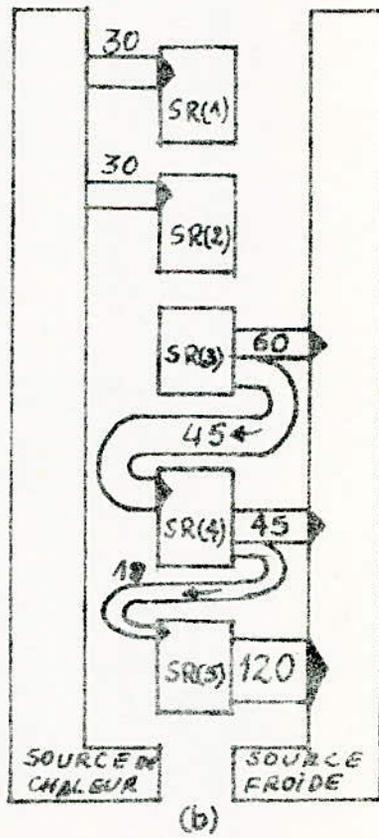
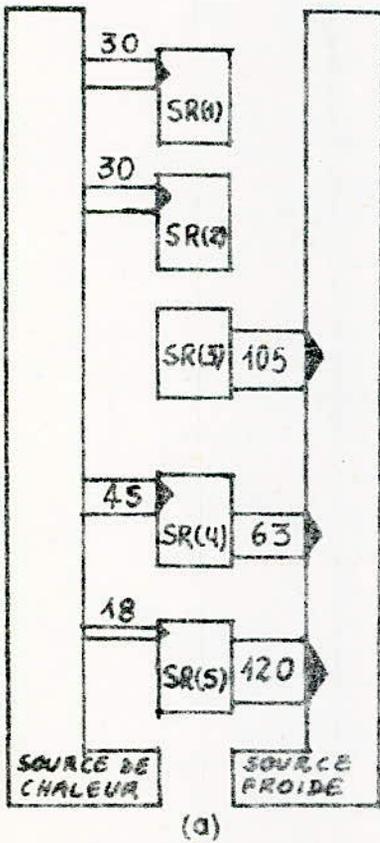


Fig 3.10 Introduction des couplages entre sous-réseau

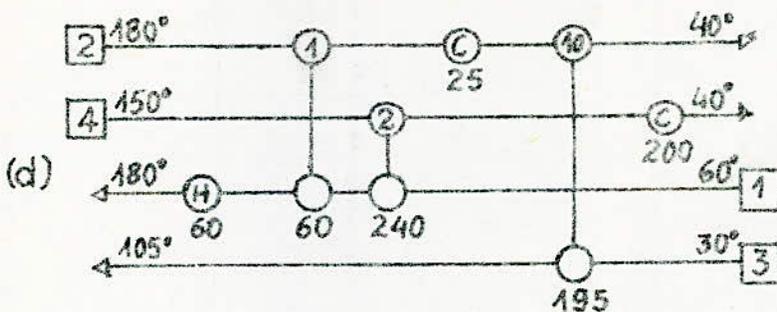
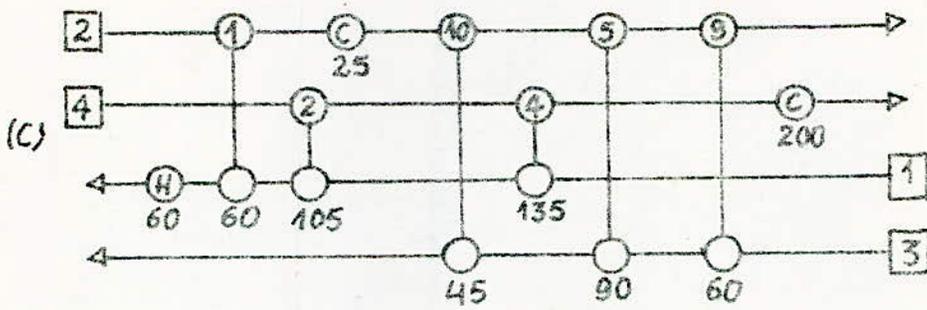
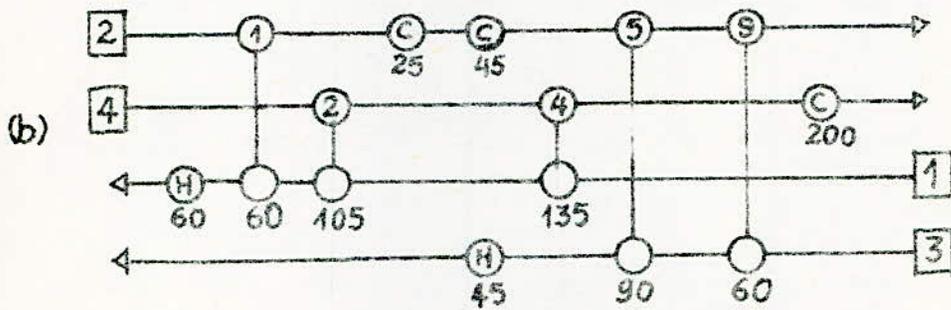
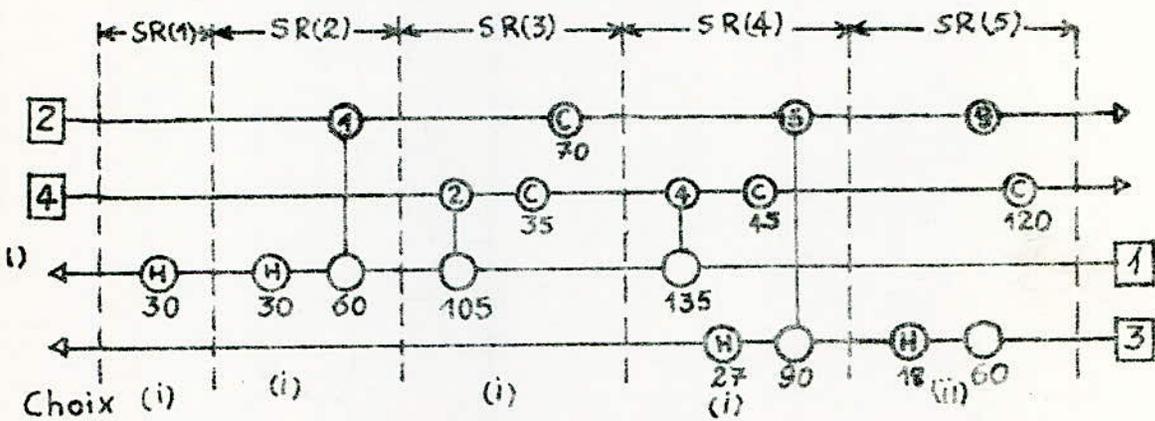
Il faut noter que chaque selection arbitraire des températures devrait être convenable comme partitions entre les sous réseaux. Le choix particulier des températures recommandé ici est très commode du point de vue de la réduction du nombre et de la complexité des sous réseaux et de leur assemblage en un réseau final.

Il est maintenant évident que le coix (i i) doit être adopté pour SR (5), même si la solution n'est pas optimale en considérant SR (5) séparément. La Fig (3.II) montre que les séquences de développement des sous réseaux jusqu'à l'obtention du réseau final recherché. Dans la Fig (3.IIb) les deux échangeurs de chauffe du courant (1) ont été réarrangés ; les trois échangeurs de refroidissement du courant (4) ont été rassemblés. Ceci permet de changer l'échangeur de refroidissement du courant (1) (ayant une charge de 45) et l'échangeur de chauffe du courant (3) en un échangeur de récupération (échangeur 10 sur la Fig (3.II c)). Ensuite les échangeurs de récupération (10, 5 et 9 de la Fig (3.II c)) sont regroupés en un seul échangeur (10 sur la Fig (3.II d)) ; Les échangeurs (2 et 4 sur la Fig (3.II c)) sont également regroupés en un seul échangeur (2 sur la Fig (3.II d)).

Le réseau final est composé de six unités trois échangeurs de récupération, un échangeur de chauffe et deux échangeurs de refroidissement. Le coût annuel est calculé en utilisant les données du tableau (3.5).

Il faut noter que la subdivision des courants peut être considérée avec utilisation d'autres règles pour déterminer les lieux de subdivision.

La seconde étape de détermination du réseau optimal est basée sur des règles évolutionnaires presque identiques à celles de la méthode du diagramme enthalpique.



Coût annuel = 16560 \$

Fig 3.11 Synthèse finale (problème N°1)

- (H) - échangeur de chauffe (heater)
- (C) - refroidissement (cooler)
- - récupération (exchanger)

Pression de vapeur.....	45 bars .
Chaleur latente ; Température de la vapeur.....	1676 KJ/Kg ; 258°C.
Températures de l'eau réfrigérante. . . . .	$T \leq 30^\circ\text{C}$ ; $30^\circ\text{C} \leq T^s \leq 80^\circ\text{C}$ .
Difference de températures minimale (DTM).....	10°C .
Coefficient global de transfert de chaleur :	
Echangeur de récupération.....	750 W/m <sup>2</sup> K.
Echangeur de chauffe.....	1000 W/m <sup>2</sup> K.
Echangeur de refroidissement.....	750 W/m <sup>2</sup> K.
Prix de la vapeur de chauffe . . . . .	0,006 \$/Kg
Prix de l'eau de refroidissement. . . . .	0,00015 \$/Kg
Nombre d'heures de fonctionnement par an.....	8 500 hr/an
Prix de l'échangeur en fonction de sa surface d'échange. . . . .	3000 (F <sup>0,5</sup> ) \$ (F en m <sup>2</sup> )
Taux d'amortissement.....	0,1

Tableau 3.5 Données pour le calcul du prix du réseau du problème N°1

#### 4. Méthode de permutation de synthèse optimale.

Cette méthode a pour but, l'élaboration d'une procédure de synthèse optimale simple et efficace. Elle est basée sur la règle heuristique bien connue dans la littérature : " les courants d'un R E C se réunissent dans des échangeurs de manière suivante : Le plus chaud courant 'chaud' se couple avec le plus chaud courant "froid", et le plus froid courant "chaud" se couple avec le plus froid courant "froid" / 6 /.

Le couplage est réalisé suivant une ligne décroissante des températures initiales des courants "chauds", adéquate à la ligne décroissante des températures finales des courants "froids".

L'une des possibilités de simplification du problème initial est la décomposition de ce problème en deux sous problèmes. Le premier a pour but la synthèse du sous système intérieur qui contient l'échangeur de récupération, le deuxième concerne le sous système extérieur qui contient l'échangeur chauffant et l'échangeur réfrigérant. Le sous problème de synthèse optimale du sous système intérieur englobe la détermination d'un schéma avec une surface d'échange de chaleur minimale.

Essayons de montrer que la règle heuristique mentionnée représente une condition nécessaire pour la synthèse d'un R E C avec une surface minimale.

##### 4.1 Dédution analytique de la condition nécessaire d'optimisation.

Il faut démontrer le théorème suivant :

Si les courants chauds et froids dans un R E C sont couplés dans un ordre décroissant des températures respectivement d'entrée et de sortie, les conditions nécessaires pour l'obtention d'une surface totale minimale sont accomplies.

Dans ce cas, on suppose :

- 1/ - Le nombre de courants "chauds"; courants "froids" et des échangeurs est le même ( $n = m = k$ ) ;
- 2/ - LA charge de tous les échangeurs est la même : ( $Q_1 = Q_2 = Q_3 = \dots = Q_k = Q$ ) ;
- 3/ - Chaque courant échange la chaleur une seule fois ;
- 4/ - LES débits calorifiques de tous les courants "chauds" et "froids" sont respectivement égaux entre eux.

$$( W_{ch1} = W_{ch2} = W_{ch3} = \dots = W_{chn} \text{ et } W_{fr1} = W_{fr2} = \dots = W_{frm} )$$

Envisageons les structures possibles d'un REC qui contiennent deux courants chauds et deux courants froids ( S<sub>chi</sub>, S<sub>chj</sub>, S<sub>fri</sub>, S<sub>frj</sub>). Les conditions mentionnées plus haut définissent deux structures possibles de REC à synthétiser (S<sub>chi</sub> - S<sub>fri</sub>) ; (S<sub>chj</sub> - S<sub>frj</sub>) et (S<sub>chi</sub> - S<sub>chj</sub>) ; (S<sub>chj</sub> - S<sub>fri</sub>)]. Considérons la 1<sup>ère</sup> pour optimale.

La démonstration du théorème se fait à la base d'une définition connue. " La structure d'un REC est dite optimale si est seulement si la moindre modification augmente la surface total d'échange de chaleur. / 6 /

Ecrivons l'équation de base d'échange de chaleur, en utilisant les températures des courants technologiques qui nous intéressent (T<sub>ch</sub><sup>i</sup> - température initiale du courant "chaud" ; T<sub>fz</sub><sup>f</sup> - température finale du courant "Froid")

$$F = \frac{Q}{K(\Delta_1 - \Delta_2) / \ln(\frac{\Delta_1}{\Delta_2})} \quad [4.1]$$

Avec  $\Delta_1 = T_{ch}^i - T_{fz}^f$  et  $\Delta_2 = T_{ch}^f - T_{fz}^i$

$$F = \frac{Q}{K[(T_{ch}^i - T_{fz}^f) - (T_{ch}^f - T_{fz}^i)] / \ln[(T_{ch}^i - T_{fz}^f) / (T_{ch}^f - T_{fz}^i)]} \quad [4.2]$$

D'autre part  $Q_{ch} = Q_{fz} = Q = W_{ch}(T_{ch}^i - T_{ch}^f) = W_{fz}(T_{fz}^i - T_{fz}^f)$  --- [4.3]

l-a-d 
$$\left. \begin{aligned} T_{ch}^f &= T_{ch}^i - Q/W_{ch} \\ T_{fz}^i &= T_{fz}^f - Q/W_{fz} \end{aligned} \right\} [4.4]$$

En remplaçant ( 4.4 ) dans ( 4.2 ) on obtient la surface d'échange de chaleur recherchée en fonction des températures qui nous intéressent :

$$F = \frac{1}{K} \cdot \frac{W_{ch} \cdot W_{fz}}{W_{ch} - W_{fz}} \cdot \ln \frac{T_{ch}^i - T_{fz}^f - Q(W_{ch} - W_{fz})}{T_{ch}^i - T_{fz}^f} \quad [4.5]$$

A partir de la définition mentionnée plus haut, on a déduit que chaque changement de la structure optimale entraîne une augmentation de la surface d'échange totale ( $\Delta F = F_i - F_{opt} \geq 0$ ). On définit  $\Delta F$  dans l'exemple envisagé par deux courants "chauds" et deux courants "froids"

Posons  $B = W_{ch} \cdot W_{fz} / (W_{ch} - W_{fz})$ . Alors

$$\Delta F = \frac{B}{K} \left\{ \left[ \frac{\ln \left( \frac{T_{chi}^i - T_{fzj}^f - Q/B}{T_{chi}^i - T_{fzj}^f} \right) + \ln \frac{T_{chj}^i - T_{fzi}^f - Q/B}{T_{chj}^i - T_{fzi}^f}}{\frac{T_{chi}^i - T_{fzj}^f - Q/B}{T_{chi}^i - T_{fzj}^f} + \ln \frac{T_{chj}^i - T_{fzi}^f - Q/B}{T_{chj}^i - T_{fzi}^f}} \right] - \left[ \frac{\ln \frac{T_{chi}^i - T_{fzi}^f - Q/B}{T_{chi}^i - T_{fzi}^f} + \ln \frac{T_{chj}^i - T_{fzj}^f - Q/B}{T_{chj}^i - T_{fzj}^f}}{\frac{T_{chi}^i - T_{fzi}^f - Q/B}{T_{chi}^i - T_{fzi}^f} + \ln \frac{T_{chj}^i - T_{fzj}^f - Q/B}{T_{chj}^i - T_{fzj}^f}} \right] \right\} \quad [4.6]$$

Après des transformations élémentaires, la condition  $\Delta F \geq 0$  prend la forme suivante :

$$(T_{chi}^i - T_{fzi}^f)(T_{chj}^i - T_{fzj}^f) \geq (T_{chi}^i - T_{fzj}^f)(T_{chj}^i - T_{fzi}^f)$$

Cette inégalité est vérifiée uniquement dans le cas où :

$$T_{chi}^i \geq T_{chj}^i \quad \text{et} \quad T_{fzi}^f \geq T_{fzj}^f$$

Dans le cas général de n courants "chauds" et m courants "froids",  $T_{ch1}^i \geq T_{ch2}^i \geq \dots \geq T_{chn}^i$  et  $T_{fz1}^f \geq T_{fz2}^f \geq \dots \geq T_{fzm}^f$  avec laquelle le théorème est démontré. La logique de l'ingénieur de génie chimique confirme les conclusions du théorème démontré. Les parties de hautes températures des courants "chauds" sont utilisées pour le chauffage des courants froids, qui nécessitent les hautes températures finales. Dans le cas contraire, il faut obtenir ces dernières par les agents chauffants supplémentaires. D'ici on déduit qu'à la base d'une recherche optimale d'un RBC externe, il faut utiliser l'ordre des couplages des courants qui correspond à l'ordre décroissant des températures des courants "chauds."

L'ordre rigoureux des partenaires "froids" des courants "chauds" peut être troublé dans les cas où le plus chaud des courants "froids" est possible d'être chauffé à un pas donné jusqu'à la température finale par plus d'un partenaire chaud.

Dans le deuxième pas est envisagé la stratégie qui réalise la recherche optimale, par la voie de plusieurs variantes de couplage. L'analyse des expériences réalisées avec des exemples de petites dimensions a montré que le déplacement maximal de l'ordre décroissant de deux groupes de courants est égal à 3, c'est à dire que chaque courant "chaud" peut trouver son partenaire "froid" optimal entre les trois courants "froids" les plus proches de ce dernier.

#### 4. 2 Notions fondamentales de la théorie de permutation

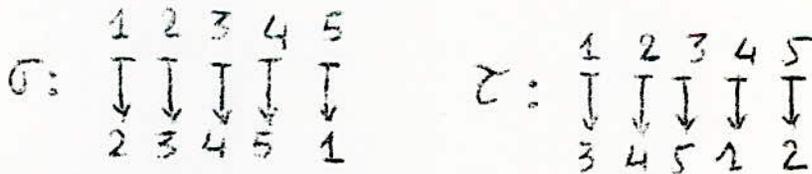
Il faut envisager les deux ensembles de base avec lesquels on travaille pour la synthèse optimale des REC l'ensemble des courants "chauds" et l'ensemble des courants "froids".

Il faut d'abord fixer l'ensemble des courants "chauds" dans un ordre rigoureux et convenable des températures initiales. Le problème consiste à juxtaposer l'ensemble des courants "froids" avec l'ensemble des courants "chauds" arrangés.

En pratique cela signifie l'élaboration d'une procédure de couplage successifs des courants des deux ensembles, avec un arrangement défini de l'ensemble des courants "chauds". Voilà pourquoi nous introduisons quelques notions fondamentales de la théorie de permutation.

Une permutation d'un ensemble  $X$  est une bijection  $X \rightarrow X$ . La composée de deux permutations de  $X$  est une permutation, cette opération de composition est associative,  $\tau x$  est une permutation, et l'inverse d'une permutation est une autre permutation. En vertu de ces propriétés, l'ensemble  $P(X)$  des permutations de  $X$  est un groupe pour l'opération de composition. En particulier, le groupe formé de toute les permutations  $\pi: n \rightarrow n$  de l'ensemble fini  $\{1, 2, \dots, n\} = N$  est appelé groupe symétrique  $S_n$  d'ordre  $n$ . Il est immédiat qu'il contient  $n! = n(n-1)\dots 2 \cdot 1$  permutations distinctes  $\mathcal{G}$ .

En effet l'image  $\mathcal{G}(1)$  du premier élément peut être choisie de  $n$  façons différentes. Celle du deuxième élément peut être choisie de  $n-1$  façons parmi les éléments de  $\mathcal{G}(1)$ , et ainsi de suite. Par exemple si  $n = 5$ .



definissent deux permutations  $\mathcal{G}, \mathcal{Z}$

La permutation  $\mathcal{G}$  si dessus équivaut à un déplacement circulaire des symboles permutés, comme il est indiqué sur la Fig (4.1)

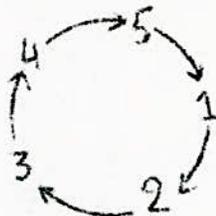


Fig. (4.1) Permutation circulaire.

Une telle permutation s'appelle permutation circulaire ou cycle. Ainsi la permutation  $\sigma$  peut être notée par :  $(1, 2, 3, 4, 5) ; (2, 3, 4, 5, 1)$  etc.. Dans ce cas  $\sigma^5 = 1$ , et  $\sigma$  est d'ordre 5.

Des considérations analogues prouvent que toute permutation circulaire de  $k$  lettres est d'ordre  $k$ . Le nombre de lettres d'un cycle s'appelle aussi sa longueur ; un cycle de longueur 2 s'appelle transposition / 11 /.

On désigne par "  $S-t$  " la sous région d'ordre  $K$  dans la permutation  $\pi = (i_1, i_2, \dots, i_n)$

On désigne par  $\Omega(\pi, k)$  un groupe de permutations et par  $\langle \sigma_s, \sigma_t \rangle$  une classe arrangée, où  $\sigma_s = (i_{\max / 1, k-s+1}, \dots, i_{k-s}, i_k)$  et  $\sigma_t = (i_{k+1}, i_{k+2}, \dots, i_{\min / n, k+t})$

deux permutations avec respectivement  $\min(k, s)$  et  $\min(n-k, t)$  comme longueur ; et  $\sigma$  une permutation des éléments non arrangés  $\{i_1, i_2, \dots, i_{k-s}\}$

$S \cap K \subseteq S; Q=0$  Il est nécessaire de déterminer une permutation qui correspond à la valeur minimale de la fonction  $F(\pi, n)$  qui est attribuée à  $P$  par la relation de récurrence :

$$F(\pi, k) = \phi [F(\pi, k-1), \Omega_{S-t}(\pi, k)] \quad [4.7]$$

où  $F(\pi, 0)$  est une valeur connue, et  $\phi$  est une fonction de  $F(\pi, k-1)$  et qui ne décroît pas.

1/ - Variantes d'une structure.

On entend par variante une structure du R E C recherchée. Si  $U$  est le nombre de variantes de structures synthétisées  $3N \leq U \leq 2 \cdot 2N + 3 + A$  -- [4.8] où  $A$  est le nombre de variantes synthétisées supplémentaires. La mention  $t$  et le principe de synthèse des variantes supplémentaires seront expliqués plus loin.

2/ - Etape de synthèse.

On entend par étape de synthèse, un nombre défini de variantes de structures d'échange de chaleur. Les variantes diffèrent l'une de l'autre par le nombre de courants "froids" qui se réunissent avec le plus chaud des courants "chauds."

De cette façon le nombre des étapes de procédure de synthèse est supérieur ou égal au nombre des courants "chauds" dans le réseau. Chaque reste du courant "chaud" dans les couplages des courants, se branche au lieu respectif dans l'ordre des courants "chauds." IL se traite comme un courant individuel identique et concurrent aux courants "chauds" originaux. C'est à dire si l'on désigne par  $E$ , le nombre des étapes, on a

$$N \leq E \leq 2N \quad [4.9]$$

Avec ce terme on peut définir le problème de synthèse optimale des REC.

Supposons que nous avons  $n$  courants "chauds" classés dans un ordre décroissant des températures initiales tels que  $T_1^i \geq T_2^i \geq \dots \geq T_n^i$  ; et  $m$  courants "froids" qui sont les éléments de l'ensemble duquel se compose la permutation  $\pi = (i_1, i_2, \dots, i_m)$

Dans ce cas il faut définir la valeur du critère d'optimisation par

$$Z_{n,m}(\pi^*, n \wedge m) = \min_{\pi} Z(\pi, n \wedge m) \quad [4.10]$$

On peut représenter la procédure de synthèse comme un passage consécutif des fluides par un ensemble des opérations d'échange de chaleur fixées.

L'ordre de passage est gouverné par les différents facteurs technologiques. La surface totale d'échange de chaleur dépend de l'ensemble des couplages des courants technologiques.

Ces derniers peuvent être divisés comme des courants principaux et des courants supplémentaires. La surface d'échange de chaleur des appareils réalisés dans les couplages principaux dépend de l'ensemble des couplages précédents ; et les courants supplémentaires dépendent du même ensemble en plus de l'ordre de réalisation des opérations.

Pour estimer donc la surface d'échange des couplages supplémentaires il faut tenir compte de tous les couplages réalisés précédemment.

Dans ce cas le problème du choix de la suite de couplage qui minimise la surface d'échange de chaleur totale se réduit à une permutation  $\pi = (i_1, i_2, \dots, i_k, \dots, i_r)$  qui correspond à la valeur minimale de la fonction  $F(\pi, n)$  ; où  $F(\pi, k) = F(\pi, k-1) + T[\Omega_{k+1,0}(\pi, k)]$  [4.11] avec  $T[\Omega_{k+1,0}(\pi, k)]$  - la surface d'échange de chaleur dans le couplage  $i_k$ , sous la condition que ce couplage soit précédé par l'ensemble des couplages  $Q = \{i_1, i_2, \dots, i_{k-1}\}$  ; l'opération de couplage qui précède directement le couplage  $i_k$ , est décrite par la permutation  $\sigma_Q$  ; dans ce cas  $S = 1 + 1$  et  $t = 0$ .

Soit  $P$  l'ensemble de  $m!$  permutations des éléments de l'ensemble des courants "froids"  $M = \{1, 2, \dots, m\}$ . On désigne par  $\pi_Q$  la permutation de l'élément de  $M$ . Dans ce cas en utilisant l'équation (4.11), on peut calculer  $F(\pi_{s+t}, s)$  pour toutes les permutations  $\pi_{s+t}$ . supposons que  $F[\Omega(s)]$  soit égale à  $F(\pi_{s+t}, s)$  par définition  $\Omega(k)$  est une classe arrangée de type  $\langle Q, \sigma_{s-1}, \sigma_s \rangle$ . Désignons la suite  $(\sigma_{s-1}, \sigma_s)$  par la forme  $\pi_{s+t-1} = (\pi_{s+t-2}, \sigma)$  où  $\sigma$  est le dernier élément dans  $\sigma_t$ . La relation de la valeur du critère d'optimisation prend la forme

$$F[\Omega(k)] = \min_{\pi \in P} \{ F[\Omega(k-1); \Omega_{s,t}(\pi, k)] \} \quad [4.12]$$

où  $P^*$  est l'ensemble de toutes les permutations  $\pi \in P$  pour lesquelles  $\Omega_{s-1,t}(\pi, k) = \Omega(k)$  et  $F(\pi, k-1) = \tilde{F}(\Omega(k-1))$ .

Quand  $\Omega_{s-1,t}(\pi, k-1) = \Omega(k-1)$ ; ceci permet de diminuer considérablement le volume de calcul avec  $n \gg s+t$

Dans ce cas on peut écrire l'équation [4.12] de la manière suivante:

$$\tilde{F}[\langle Q, \pi_{s+t-2}, l \rangle] = \min_{k \in Q} \phi \left\{ \tilde{F}[\langle Q/k, (k, \pi_{s+t-2}, l) \rangle], \langle Q/k, (\pi_{s+t-2}, l) \rangle \right\} \quad [4.13]$$

Pour définir  $\tilde{F}[\langle Q, (\pi_{s+t-2}, l) \rangle]$ , on utilise la valeur de  $\tilde{F}[\langle Q/k, (k, \pi_{s+t-2}) \rangle]$  qui est définie au pas précédent.

En accord avec la relation précédente, on calcul / Q / valeur de la fonction  $\phi$  ( qui est la même avec la fonction F ) et en résultat de / Q / - 1 comparaisons de ces valeurs on trouve  $\tilde{F}[\langle Q, (\pi_{s+t-2}, l) \rangle]$ .

Dans ce cas on prend  $S = 3$  et  $t = 0$ , et pour des problèmes pratiques de grandes dimensions la solution sera approximative ; et il est donc convenable de faire une estimation des permutations réalisées avec une construction consécutive des permutations prospectives.

#### 4.3 - L'essentiel de la méthode.

La méthode de permutation pour la synthèse optimale est basée sur des idées des problèmes d'arrangement. Chaque variante de la structure d'échange de chaleur s'obtient en mettant en correspondance un ensemble arrangé des courants "chauds" d'une permutation définie avec l'ensemble des courants "froids"

A chaque étape de la procédure de synthèse, on suppose que la valeur du critère d'optimisation soit constante pour R E C synthétisé dans le cas d'exclusion de la région S t des permutations des courants "froids" et du plus chaud courant "chaud".

Dans les étapes suivantes, les parties des deux ensembles avec une valeur du critère d'optimisation constante s'épuisent progressivement. Il faut ajouter à ces parties les couplages optimaux des étapes précédentes. Le couplage optimale du premier couple ( c'est à dire la synthèse du 1er échangeur de chaleur ) se manifeste à chaque étape de la manière suivante:

1°/ On synthétise le R E C comme suit :

Le plus chaud courant "chaud" se réunit avec le plus chaud courant

"froids", etc ; dans le même ordre et on détermine la valeur du critère d'optimisation.

2°/ La nouvelle variante est synthétisée comme suit :

Le premier courant "chaud" se réunit avec le 2ème courant "froids" dans l'ordre décroissant, puis on détermine la valeur du critère d'optimisation.

3°/ La variante suivante est synthétisée en couplant le premier courant "chaud" avec le 3ème courant "froid".

4°/ On compare les trois variantes synthétisées, on accepte la 1ère comme optimale, avec la valeur la plus faible du critère d'optimisation.

5°/ On commence la deuxième étape de synthèse, en choisissant les courants retenus dans la 1ère étape comme premier couplage. L'élimination de ces deux courants des deux ensembles, après avoir réalisé le couplage pose les deux nouveaux courants en 1ère place dans le rang de ces deux ensembles.

6°/ Les points 1 à 4 se réalisent de la même manière pour retenir un nouveau couple de courant.

7°/ L'étape suivante commence avec le couplage des couples retenus précédemment. La synthèse se termine avec l'épuisement des deux ensembles. La variante optimale de la dernière étape est la variante optimale de toute la procédure d'optimisation. Dans la réalisation de cette procédure il faut noter une particularité : si la variante n°3 des trois variantes optimales synthétisées à une étape donnée sera optimale, le fixage et la sortie du courant N°3 dans l'ordre décroissant des courants chaud suivant avec lui.

L'élimination de cette variante, exige dans ce cas le retour à la variante sous optimale de couplage des trois variantes optimales d'une étape donnée (c'est à dire la 1ère ou la 2ème variante).

Le courant chaud suivant est couplé avec le 3ème courant froid, après une comparaison des deux dernière variantes : le couple de courant qui assure le minimum de la fonction d'optimisation sera retenu.

La procédure de synthèse continue de la même manière décrite plus haut, et comme ça à chaque étape on synthétise deux variantes, à l'exception de la 1ère étape. Le nombre de ces cas est défini par A dans la relation (4.8.).

Les équations (4.8) et (4.9) montrent que le nombre de variantes nécessaire pour la synthèse des REC optimaux est beaucoup plus petit que celui correspondant à un examen total de toutes les variantes possibles :  
où  $\omega = (n \wedge m)!$

Il faut noter qu'une diminution supplémentaire du nombre de variantes synthétisées, s'obtient en tenant compte des possibilités technologiques des courants.

5. Particularités technologiques des R E C synthétisés.

Parmi les différentes particularités technologiques, on peut citer la possibilité d'une réalisation physique du processus d'échange de chaleur ; le principe du contre courant est le plus efficace.

5.1 Rappel théorique sur le processus de transfert de chaleur dans un échangeur.

En appliquant l'équation de Fourier à l'ensemble de l'appareil on peut écrire l'équation suivante :  $Q = \frac{F}{\sum R} \Delta T_m = KF \Delta T_m$  [5.1]

F : surface totale d'échange offerte par l'appareil.

K : coefficient de transfert global.

$\Delta T_m$  : différence de température moyenne entre les deux fluides.

Les valeurs de F et  $\Delta T_m$  sont estimées à partir des caractéristiques de l'appareil et des fluides.

L'étude de  $\Delta T_m$  dans un appareil s'effectuera en supposant que le coefficient global de transfert est constant en tout point, ainsi que les chaleurs spécifiques des fluides et qu'il n'y a ni pertes thermiques, ni changement de phases au cours du transfert : / 12 /.

L'écoulement à contre courant pur n'est réalisé que dans des échangeurs double-tube Fig (5.1)

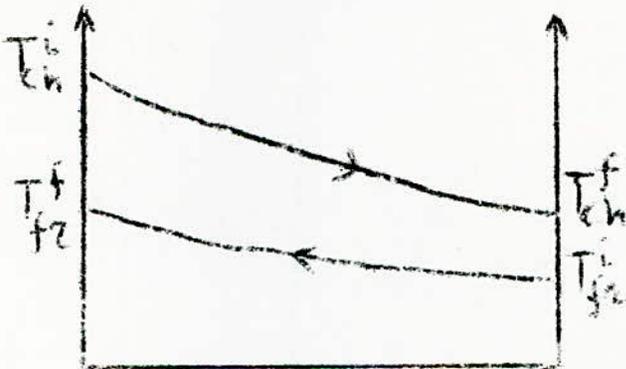


Fig 5.1 Distribution des températures dans un échangeur à contre courant.

En écrivant le bilan thermique, et un calcul élémentaire on aboutit à l'équation suivante. :

$$Q = F K \Delta T_m = \frac{KF (\Delta T_1 - \Delta T_2)}{2,3 \log \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}} \quad [5.2]$$

avec  $\Delta T_1 = T_{i_h} - T_{f_2}$   
 $\Delta T_2 = T_{e_h} - T_{f_1}$



Représentation schématique :

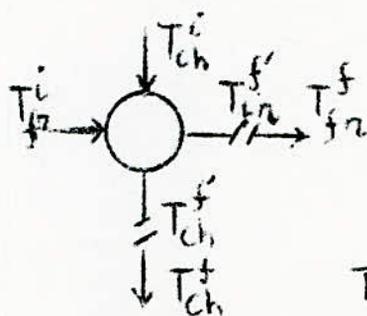


Fig 5.3a

$$T_{f2}^f = T_{ch}^i - \text{DTM}$$

$$T_{ch}^f = T_{f2}^i + \text{DTM}$$

Exemple :  $W_{ch} = 10000$  ;  $W_{f2} = 10000$

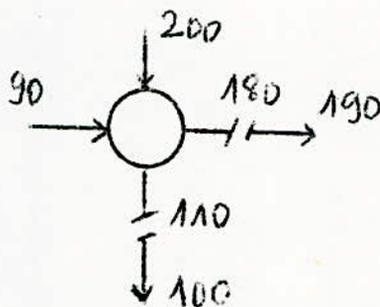


Fig 5.3. b

Remarque : La réalisation de DTM à l'extrémité chaude entraîne une réalisation obligatoire de la même DTM à l'extrémité froide.

b/ Cas où  $W_{fr} < W_{ch}$

Représentation schématique identique à la Fig 5.3 a.

Exemple :  $W_{ch} = 20000$   $W_{fr} = 10000$ .

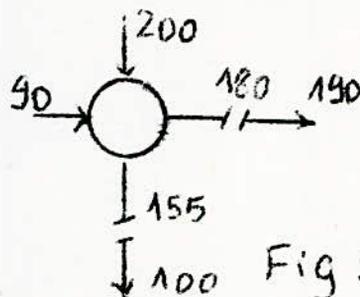


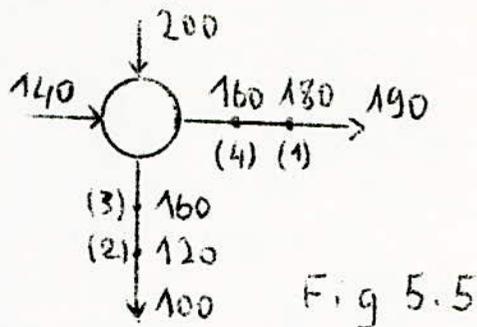
Fig 5.4

Remarque : Dans ce cas la DTM est à priori assurée à l'extrémité froide de l'échangeur.

c/ Cas où  $W_{fr} > W_{ch}$

Représentation schématique identique à la Fig 5.3.a, mais elle s'obtient pour un nombre d'opération plus grand.

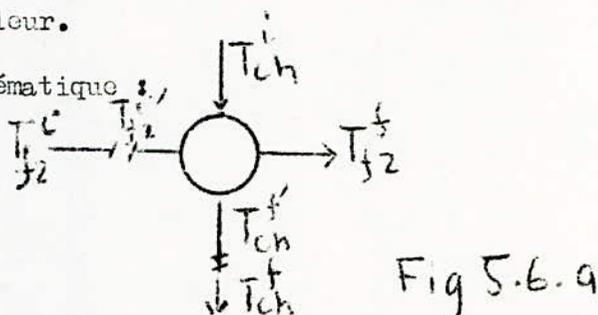
Exemple :  $W_{ch} = 10000$ ;  $W_{fr} = 20000$



Remarque : Ce cas il faut le relier au point 5.3.4 où la DTM n'est pas réalisée aux deux extrémités de l'échangeur. Les chiffres entre parenthèses (1), (2), (3) et (4) de la Fig 5.5 montrent la suite des opérations envisagées dans le système de programmes. La réalisation artificielle de DTM à l'extrémité chaude de l'échangeur ne garantit pas la même DTM à l'extrémité froide.

5.2.3. La DTM n'est pas réalisée à l'extrémité froide de l'échangeur de chaleur.

Représentation Schématique :



Exemple :  $W_{fr} = 20000$  ;  $W_{ch} = 10000$ .

Pour assurer la DTM à l'extrémité froide de l'échangeur dans le cas où la partie de haute température du courant chaud est utilisée pour chauffer la même partie du courant froid, il faut résoudre le système suivant :

$$W_{f2} (T_{f2}^f - T_{f2}^i) = W_{ch} (T_{ch}^i - T_{ch}^f)$$

$$T_{ch}^f - T_{f2}^i = DTM$$

C'est un système de deux équation à deux inconnues ( $T_{ch}^f$  et  $T_{f2}^i$ ) sa résolution est élémentaire.

$$T_{ch}^f = T_{ch}^i - \frac{W_{f2}}{W_{f2} - W_{ch}} (T_{ch}^i - T_{f2}^f - DTM)$$

$$T_{f2}^i = T_{ch}^f - DTM$$

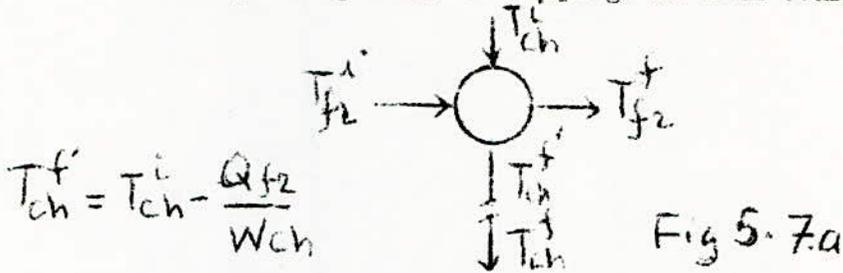
Remarque : Le cas envisagé est possible uniquement pour  $W_{fr} > W_{ch}$

Finalement il faut noter que, les possibilités envisagées pour le couplage de deux courants, quand  $Q_{ch} = Q_{fr}$  sont théoriquement possibles,

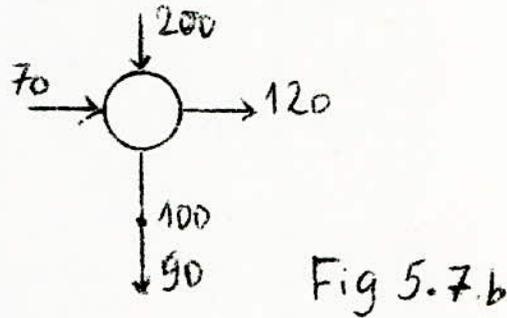
mais en pratique ces cas sont très rares, c'est pourquoi il faut envisager des possibilités plus réelles.

5.3 Cas où  $Q_{ch} > Q_{fr}$

5.3.1./ Cas général de couplage de deux courants.



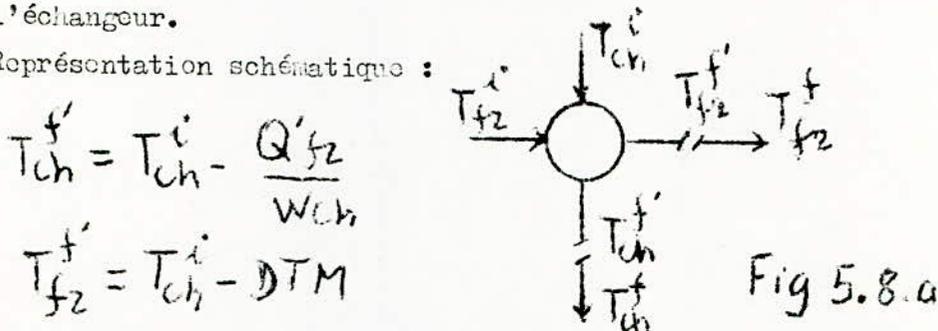
Exemple :  $W_{ch} = 10000$  ;  $W_{fr} = 20000$ .



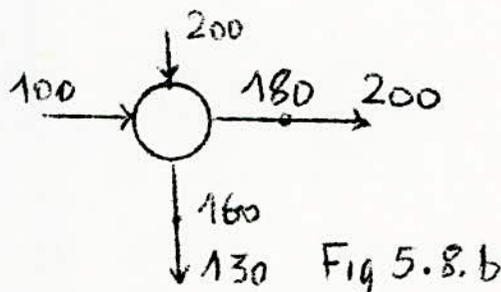
Remarque : Ce cas est possible quelque soit la relation entre  $W_{ch}$  et  $W_{fr}$ .

5.3.2. La DTM n'est pas réalisée à l'extrémité chaude de l'échangeur.

Représentation schématique :



Exemple :  $W_{ch} = 20000$  ;  $W_{fr} = 10000$ .



Remarque : Ce cas n'est possible que pour  $W_{ch} > W_{fr}$ .

5.3.3. La DTM n'est pas réalisée à l'extrémité froide de l'échangeur.

Représentation schématique : Elle est identique à la Fig (5.5.a) La détermination de  $T_{fr}^i$  et  $T_{ch}^f$  est identique à celle du point (5.2.3.).

Exemple :  $W_{fr} = 20000$  ;  $W_{ch} = 10000$ .

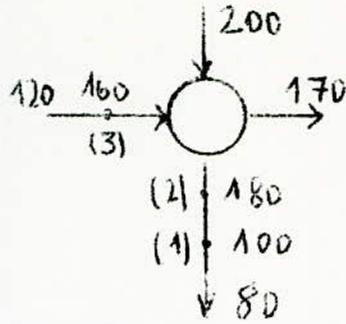


Fig 5.9

Remarque : Ce cas n'est possible que pour  $W_{fr} > W_{ch}$ .

5. 3. 4. La DTM n'est pas réalisée aux deux extrémités de l'échangeur.

Représentation schématique :

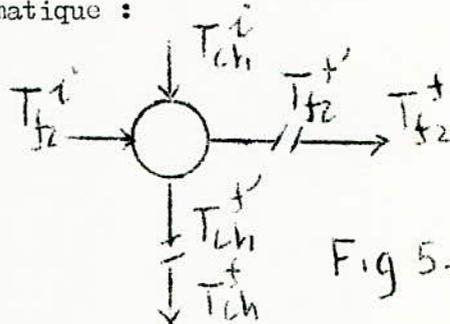


Fig 5.10a

Exemple :  $W_{fr} = 20000$  ;  $W_{ch} = 10000$ .

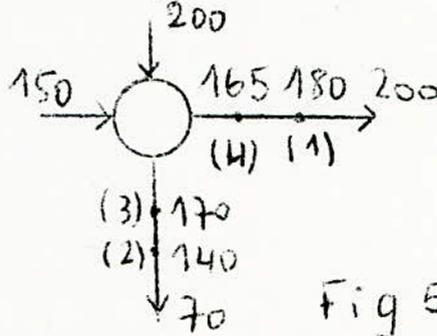


Fig 5.10.b

Remarque : Les chiffres entre parenthèses (1), (2), (3) et (4) de la Fig 5.10b montre la suite d'opération de détermination de  $T_{fr}^{f'}$  et  $T_{ch}^{f'}$ . Après avoir imposé la DTM à l'extrémité chaude (1) on calcule  $T_{ch}^{f'}$  (2), dans ce cas la DTM n'est pas réalisée à l'extrémité froide on assure cette différence artificiellement par  $T_{ch}^{f'} = T_{fr}^{i'} + DTM = 150 + 20 = 170$  (3). En conséquence l'équilibre  $Q_{ch} = Q_{fr}$  est perturbé, voilà pourquoi on définit la nouvelle valeur de  $T_{fr}^{f'} = T_{fr}^i + Q_{ch}/W_{fr}$  (4)

5.4 Cas où  $Q_{fr} > Q_{ch}$

5.4.1 Cas général de couplage de deux courants.

Représentation schématique :

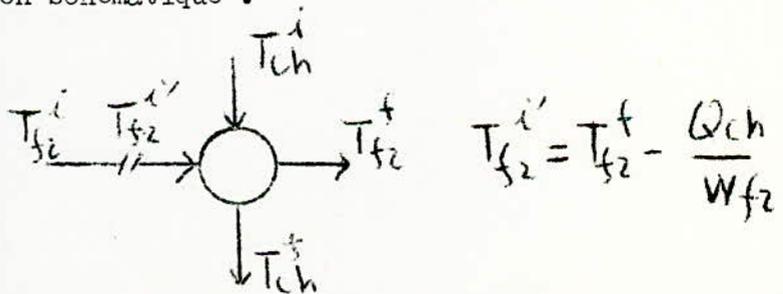
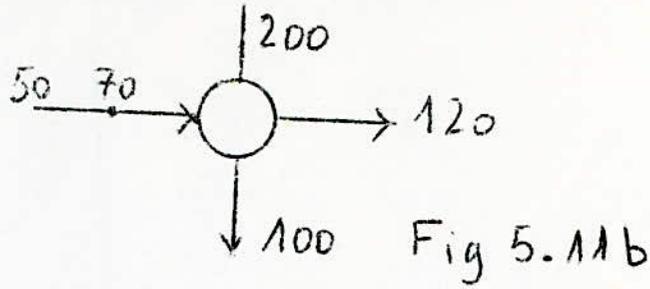


Fig 5.11a

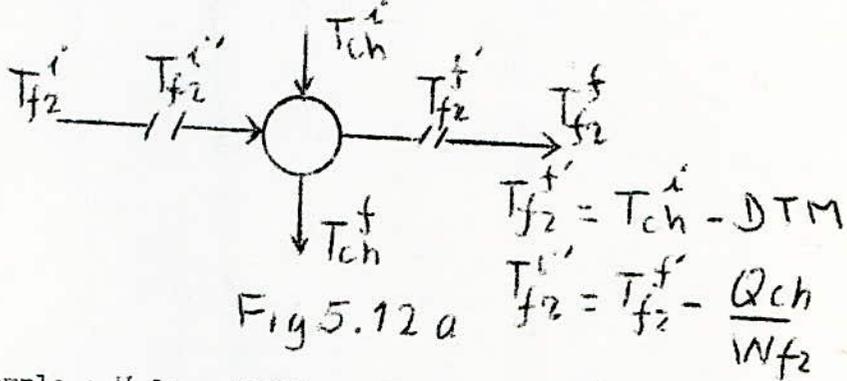
Exemple :  $W_{ch} = 10000$  ;  $W_{fr} = 20000$



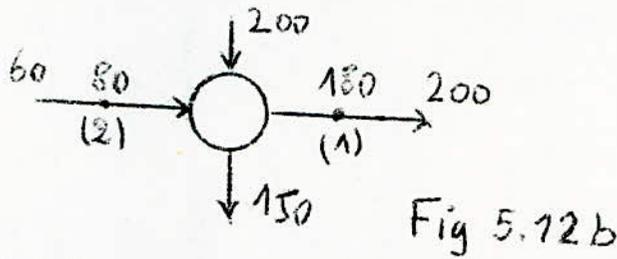
Remarque : Ce cas est possible quelle soit la relation entre  $W_{ch}$  et  $W_{fr}$ .

5.4.2 : La DTM n'est pas réalisée à l'extrémité chaude de l'échangeur.

Représentation schématique :



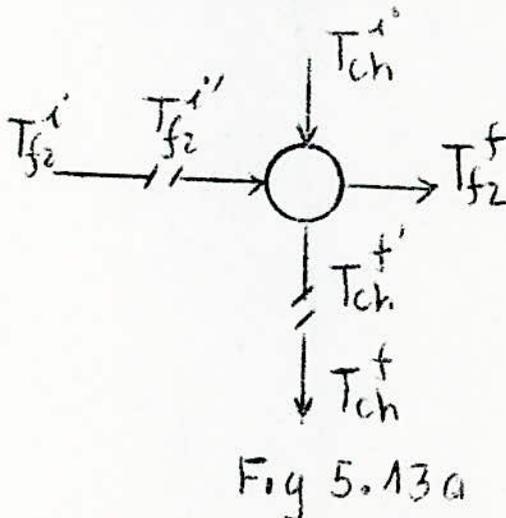
Exemple :  $W_{fr} = 10000$  ;  $W_{ch} = 20000$ .



Remarque : Ce cas est possible uniquement pour  $W_{ch} > W_{fr}$ .

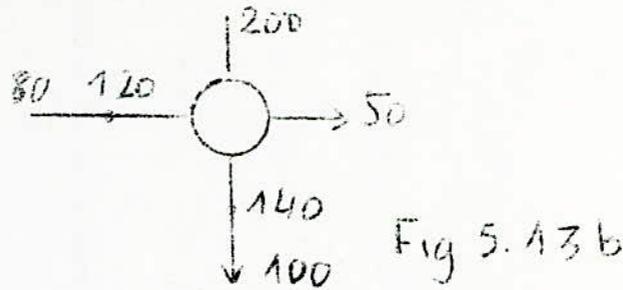
5.4.3. La DTM n'est pas réalisée à l'extrémité froide de l'échangeur.

Représentation schématique :



$T_{fr}^{i'}$  et  $T_{ch}^{fr}$  sont calculées de la même manière que celle du point (5.4.3).

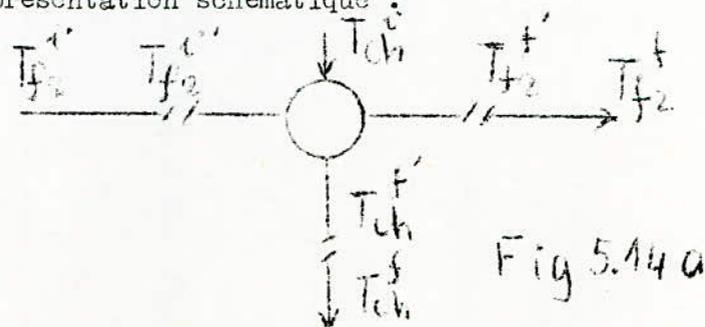
Exemple :  $W_{fr} = 20000$  ;  $W_{ch} = 10000$ .



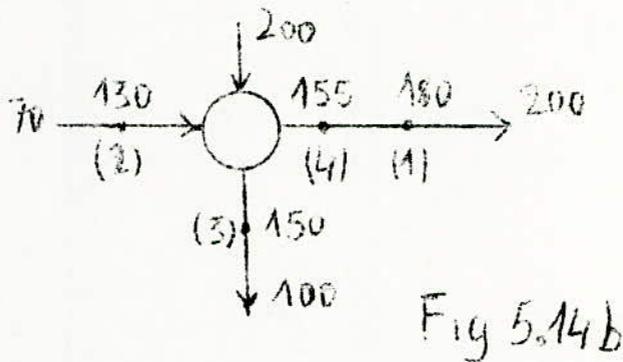
Remarque : Ce cas n'est possible que pour  $W_{fr} > W_{ch}$ .

5.4.4. La DTM n'est pas réalisée aux deux extrémités de l'échangeur.

Représentation schématique :



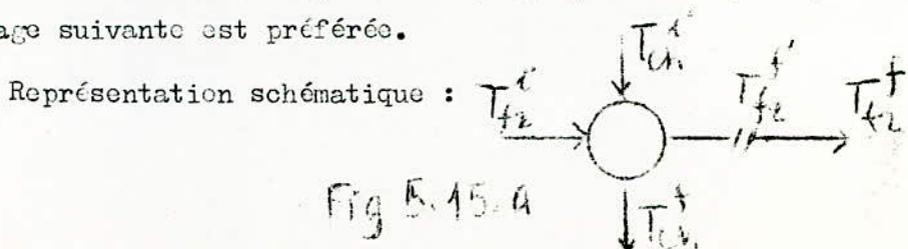
Exemple :  $W_{fr} = 20000$  ;  $W_{ch} = 10000$ .



Remarque :

a / Ce cas n'est possible que pour  $W_{ch} < W_{fr}$ . Le couplage de ces deux courants de la façon indiquée est possible si dans l'ordre des courants chauds, il n'y a pas un autre courant qui peut chauffer le courant froid donné jusqu'à une température plus haute que celle indiquée par le couplage présenté ( $155^{\circ} F$ ). Les chiffres entre parenthèse (1), (2), (3) et (4) représentent la suite des opérations de détermination des températures intermédiaires.

b / Si dans l'ordre des courants chauds existe un courant qui peut réaliser le chauffage du courant froid envisagé à une température supérieure à celle réalisée par le couplage précédent ; la possibilité de couplage suivante est préférée.



En utilisant l'exemple de / a /, la détermination des températures se fait comme suit :

$$T_{fr}^{f'} = T_{ch}^i - D T M.$$

$$T_{fr}^{i'} = T_{fr}^f - \frac{Q_{ch}}{W_{fr}}$$

Ensuite on vérifie si la DTM est réalisée à l'extrémité froide de l'échangeur. (Dans ce cas elle n'est pas réalisée).

$$T_{ch}^f - T_{fr}^i \gg D T M ?$$

si oui, la nouvelle température du courant froid se calcule comme suit :

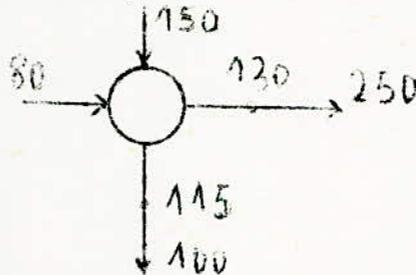
$$T_{fr}^{f'} = T_{fr}^i + \frac{Q_{ch}}{W_{fr}}$$

si non ;  $T_{ch}^{f'} = T_{fr}^i + D T M.$

$$T_{fr}^{f'} = T_{fr}^i + \frac{Q'_{ch}}{W_{fr}} \quad \text{avec} \quad Q'_{ch} = W_{ch} ( T_{ch}^i - T_{ch}^{f'} )$$

Il faut noter qu'une vérification supplémentaire est nécessaire pour vérifier la relation entre  $Q'_{ch}$  et  $Q'_{fr}$ . Cette vérification peut donner probablement à un passage d'un groupe de cas ( $Q_{ch} > Q_{fr}$ ) à un autre groupe de cas ( $Q_{ch} < Q_{fr}$ )

Exemple :  $W_{ch} = 20000$  ;  $W_{fr} = 10000$ .



Dans le cas envisagé précédemment  $Q_{fr} > Q_{ch}$ . Après avoir défini la température finale  $T_{fr}^{f'} = 130$ . La relation entre  $Q_{fr}$  et  $Q_{ch}$  change en faveur de  $Q_{ch}$ . Alors du groupe  $Q_{fr} > Q_{ch}$  on passe au groupe  $Q_{ch} > Q_{fr}$ .

Enfin tous les cas présentés plus haut sont concentrés dans le tableau ( 5.I )

La méthode élaborée pour la synthèse optimale des R E C, et les cas envisagés pour le couplage technologique des courants sont la base de l'algorithme de calcul.

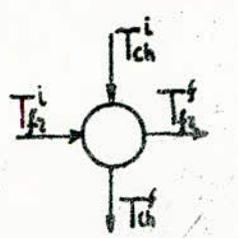
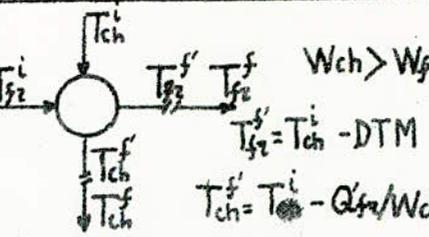
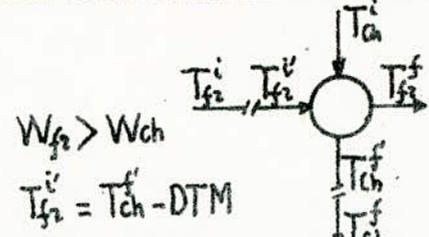
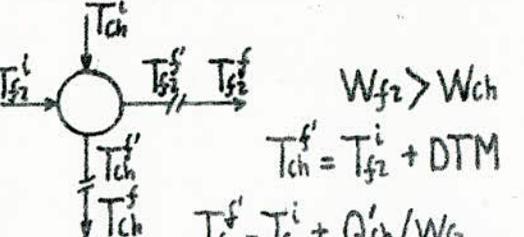
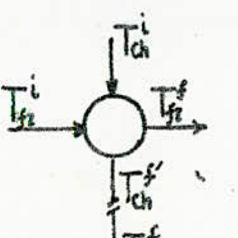
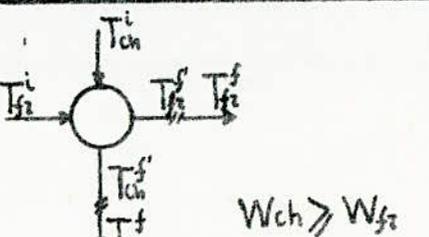
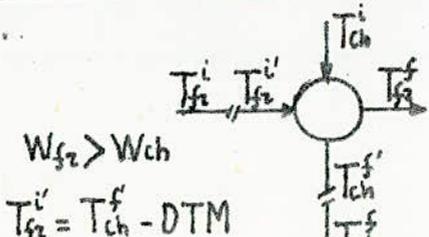
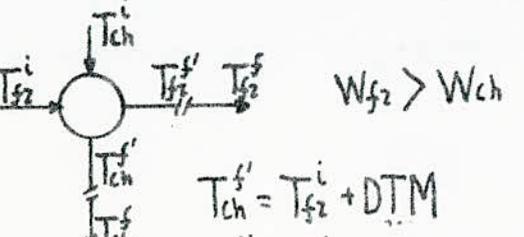
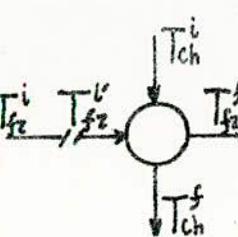
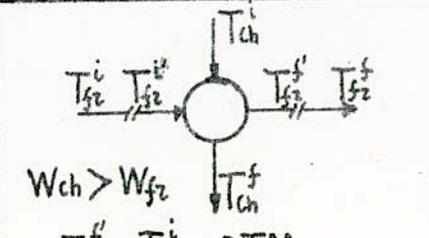
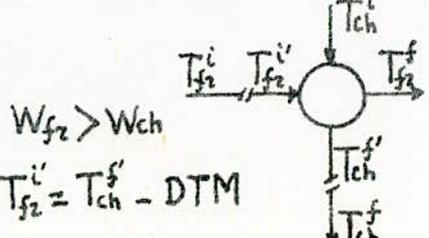
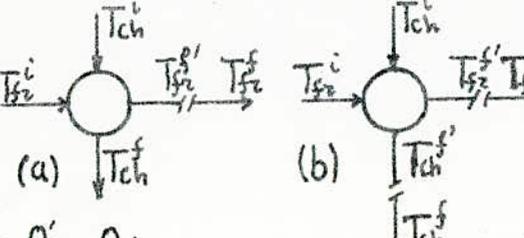
$Q_{ch} : Q_{fz}$	Cas général	La DTM n'est pas réalisée à l'extrémité "chaude" de l'échangeur	La DTM n'est pas réalisée à l'extrémité "froide" de l'échangeur	La DTM n'est pas réalisée aux deux extrémités de l'échangeur
$Q_{ch} = Q_{fz}$		 <p><math>W_{ch} &gt; W_{fz}</math></p> <p><math>T_{fz}^f = T_{ch}^i - DTM</math></p> <p><math>T_{ch}^f = T_{ch}^i - Q_{fz}/W_{ch}</math></p> <p><math>W_{ch} = W_{fz}</math></p> <p><math>T_{fz}^f = T_{ch}^i - DTM</math></p> <p><math>T_{ch}^f = T_{fz}^i + DTM</math></p>	 <p><math>W_{fz} &gt; W_{ch}</math></p> <p><math>T_{fz}^i = T_{ch}^f - DTM</math></p> <p><math>T_{ch}^f = T_{ch}^i - \frac{W_{fz}}{W_{fz} - W_{ch}} (T_{ch}^i - T_{fz}^f - DTM)</math></p>	 <p><math>W_{fz} &gt; W_{ch}</math></p> <p><math>T_{ch}^f = T_{fz}^i + DTM</math></p> <p><math>T_{fz}^f = T_{fz}^i + Q_{ch}/W_{fz}</math></p>
$Q_{ch} > Q_{fz}$	 <p><math>T_{ch}^f = T_{ch}^i - Q_{fz}/W_{ch}</math></p>	 <p><math>W_{ch} &gt; W_{fz}</math></p> <p><math>T_{fz}^f = T_{ch}^i - DTM</math></p> <p><math>T_{ch}^f = T_{ch}^i - Q_{fz}/W_{ch}</math></p>	 <p><math>W_{fz} &gt; W_{ch}</math></p> <p><math>T_{fz}^i = T_{ch}^f - DTM</math></p> <p><math>T_{ch}^f = T_{ch}^i - \frac{W_{fz}}{W_{fz} - W_{ch}} (T_{ch}^i - T_{fz}^f - DTM)</math></p>	 <p><math>W_{fz} &gt; W_{ch}</math></p> <p><math>T_{ch}^f = T_{fz}^i + DTM</math></p> <p><math>T_{fz}^f = T_{fz}^i + Q_{ch}/W_{fz}</math></p>
$Q_{ch} < Q_{fz}$	 <p><math>T_{fz}^i = T_{fz}^f - Q_{ch}/W_{fz}</math></p>	 <p><math>W_{ch} &gt; W_{fz}</math></p> <p><math>T_{fz}^f = T_{ch}^i - DTM</math></p> <p><math>T_{fz}^i = T_{fz}^f - Q_{ch}/W_{fz}</math></p>	 <p><math>W_{fz} &gt; W_{ch}</math></p> <p><math>T_{fz}^i = T_{ch}^f - DTM</math></p> <p><math>T_{ch}^f = T_{ch}^i - \frac{W_{fz}}{W_{fz} - W_{ch}} (T_{ch}^i - T_{fz}^f - DTM)</math></p>	 <p>(a) <math>Q_{fz} = Q_{ch}</math></p> <p>(b) <math>Q_{fz} = Q_{ch}</math></p> <p><math>T_{ch}^f = T_{fz}^i + DTM</math></p> <p><math>T_{fz}^f = T_{fz}^i + Q_{ch}/W_{fz}</math></p>

Tableau:5.1 Possibilités de couplage de deux courants

## 6. ALGORITHME DE SYNTHESE OPTIMALE DES REC.

L'automatisation de la procédure de synthèse optimale donne la possibilité de résolution des problèmes avec une dimension plus grande que celle des cas résolus à l'aide d'autres méthodes / 6 /.

L'utilisation de l'ordinateur dans ce genres de problèmes a plusieurs avantages :

- a) Un calcul d'un plus grand nombre de variantes puis définition de la variante optimale.
- b) Diminution du temps nécessaire de synthèse.
- c) Un calcul sans faute et avec une plus grande precision
- d) Une expériences et des qualifications scientifiques plus basses sont permises pour les utilisations de la méthodes.

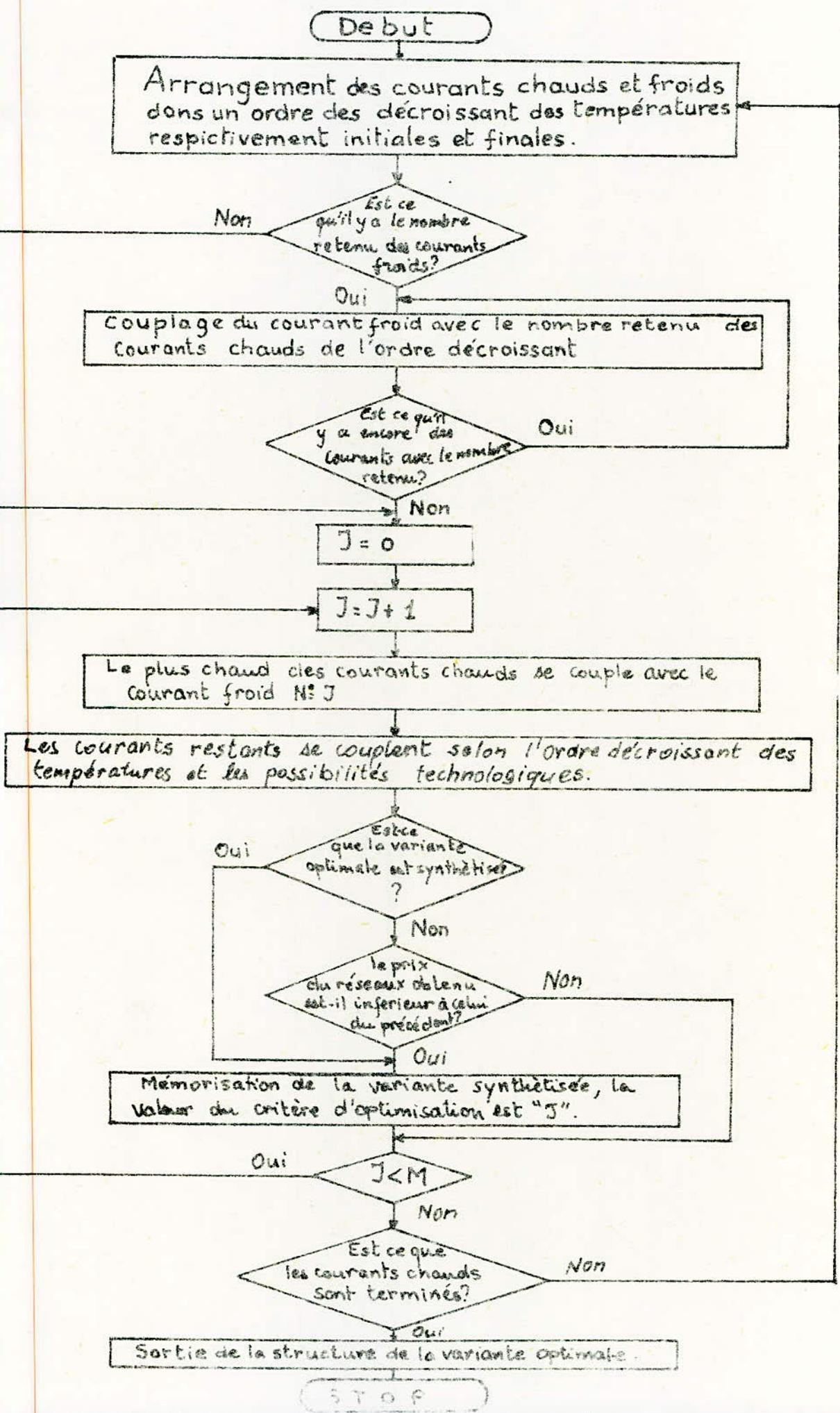
L'algorithme présenté peut être divisé en deux parties l'une englobe la stratégie d'obtention d'un nombre bien déterminé de variantes, qui garantissent l'obtention du R.E.C optimal. Cette stratégie est basée sur la méthodes de permutation présentée plus haut. L'utilisation de cette méthodes diminue au minimum le nombre d'opérations. La deuxième partie de l'algorithme englobe l'adaptation du processus de synthèse avec une quantité d'exigences technologiques.

- Différence de température minimale possible (D.T.M)
- Dimension minimale de l'appareil
- La charge thermique
- Nécessité des agents supplémentaires
- Etc...

La synthèse est faite par groupes de variantes, la variante pour laquelle le critère d'optimisation est minimale est choisie comme point initial du groupe de variantes suivant. De cette façon on diminue considérablement le nombre des itérations nécessaires.

D'autre part, dans la procédure de synthèse on obtient parfois des variantes construites selon une permutation sans perspectives. La continuation dans ce cas n'a pas de sens, est qui amène jusqu'à l'élimination entière du groupe de variantes. Le critère dans ce cas est l'obtention de variantes, où la quantité de chaleur totale récupérée est très proche du maximum possible.

La stratégie de synthèse optimale élaborée est représentée par le système de programmes S.Y.N.T.I qui est basé sur le schéma algorithmique présenté à la fig 6.1.





La deuxième partie d'algorithme englobe les opérations concernant la synthèse d'un seul échangeur, en se basant sur le couple de courants choisis dans la 1ere partie. Ici sont présentés également les possibilités de couplage d'un couple de courants technologiques présentés dans le point 5. La fig 6.2 représenté le block schéma de la deuxième partie.

- KO - Coefficient de transfert de chaleur pour un échangeur chauffant.
- KP - Coefficient de transfert de chaleur pour un réfrigérant.
- TME- Température maximale de l'eau de refroidissement (à la sortie).
- TEE- Température d'entrée de l'eau de refroidissement
- TP - Enthalpie de vapeur.
- TV - Température de la vapeur.
- B - Coefficient qui rentre dans la formule  $(AF^B)$ ,  
B < 1
- DEL- Coefficient d'amortissement des échangeurs.
- CSER- Chaleur spécifique de l'eau de refroidissement  
= 1 Btu / °F.lb.
- PEDR- Prix de l'eau de refroidissement.
- PVDC- Prix de la valeur de chauffe.
- TH - Matrice des données d'entrée et des données courantes des courants chauds.
- TC - Matrice des données d'entrée et des données courantes des courant froids.
- I et J - Compteur respectivement des courants "i", c-à-d. qui fixent les parties vides des sous matrices TH " et TC"
- G et H - Indicateurs de premières places libres respectivement dans TH et TC.
- AI - Indicateur ... du chauffage supplémentaire du courant froid.
- C - Compteur.
- T - Identificateur sommaire du coefficient d'échange de chaleur.
- DTN et DTK = Différence de température respectivement à l'extrémité chaude et froid de l'échangeur.
- DTS - Différence de température <sup>moyenne logarithmique</sup> ou <sup>moyenne arithmétique</sup>.
- F - Surface d'échange de chaleur.
- E - Indicateur pour le cas où ils existent un courant froid qui nécessite un chauffage supplémentaire, et un courant chaud qui nécessite un refroidissement supplémentaire.
- PSSI- Prix du sous système intérieure
- DAEE- Dépenses annuelles d'exploitation de l'eau de refroidissement.
- DAEV- Dépenses annuelles d'exploitation de la vapeur de chauffe.

7. Système de programmes pour la synthèse optimale automatisée des REC ( SYNTI ).

L'élaboration du système de programmes a pour but la synthèse automatisée universelle des REC avec des caractéristiques déterminées. A l'étape actuelle ce travail représente la base d'un système futur de calcul universel pour la synthèse optimale sans limitation. Le système comporte un programme principale et neuf sous programmes (modules). Un listing des programmes avec un exemple est présenté à l'annexe.

7.1 Conditions imposées au problème.

On a admis les conditions suivantes.

1/ Les coefficients d'échange de chaleur sont constants pour tous les types d'échangeurs ( récupératifs, chauffant, et réfrigérant).

2/ La phase des courants technologiques est constante

3/ Une DTM est définie pour tout le système.

4/ Une limitation pour la quantité de chaleur minimale possible qui peut être échangé ( reçue ou cédée).

5/ Les dépenses d'exploitation concernant uniquement les dépenses de l'eau de refroidissement et/ou vapeur de chauffe.

6/ Le prix de l'échangeur de chaleur est déterminée en fonction de sa surface d'échange par la relation empirique.

$$C = aF^b \quad ( 7.1 ).$$

7.2 Explication du programme principal.

Le programme principal dirige tout le système de programmes, il réalise toutes les fonctions principales de la procédure de synthèse, et appelle les sous programmes auxiliaires nécessaires.

Durant la réservation des mémoires opérationnelles nécessaires et la lecture des données d'entrées, il branche la logique principale de la synthèse de chaque appareil consécutif. Le volume de mémoires opérationnelles nécessaires pour le travail normal du programmes est à peu près 256 KB ( Kilobyte).

7.2.1 - PARAMETRES D'ENTREE ET DE SORTIE.

a) Le problème de stockage des valeurs d'entrée, et la transformation des données des courants technologiques à la fin de synthèse d'une variante est résolu de la manière suivante:

Toutes les données s'écrivent dans deux matrices principales, matrice des courants chauds TH et matrice des courants froids TC. Les structures des matrices TH. et TC. sont identiques! A chaque étape de synthèse on opère avec ces deux matrices. La Fig. 7.1 représente la structure de la matrice TH.

	1	2	...	N	N+1	N+2	...	N+I
$T_p^i$	$a_{11}$	$a_{12}$	...	$a_{1N}$	$a_{1N+1}$		...	$a_{1N+I}$
$T_p^f$	$a_{21}$	$a_{22}$	...	$a_{2N}$	$a_{2N+1}$			
N								
G								
$C_p$								
W								
Q								
KP	$a_{81}$	$a_{82}$		$a_{8N}$				$a_{8N+I}$

Fig 7.1 Forme générale de la matrice TH

<table border="1"> <tr> <td>Courant froid</td> <td>1</td> <td>2</td> <td>...</td> <td>M</td> <td>Refroidissement supplémentaire</td> </tr> <tr> <td>Courant chaud</td> <td></td> <td></td> <td></td> <td></td> <td></td> </tr> </table>	Courant froid	1	2	...	M	Refroidissement supplémentaire	Courant chaud						1	2	...	M	Refroidissement supplémentaire
Courant froid	1	2	...	M	Refroidissement supplémentaire												
Courant chaud																	
Chauffage supplémentaire	$h_{11}$	$h_{12}$															
1	$h_{c21}$	$h_{c22}$			$C_1$												
Chauffage supplémentaire	$h_{31}$	$h_{32}$															
2	$h_{c41}$	$h_{c42}$			$C_2$												
Chauffage supplémentaire	$h_{51}$	$h_{52}$															
.	.	.															
.	.	.															
.	.	.															
N	$h_{c2N1}$	$h_{c2N2}$			$C_N$												
Chauffage supplémentaire	$h_{c2N+11}$	$h_{c2N+12}$															

Fig 7.2 Forme générale de la matrice structurale CM

La matrice TH = // h<sub>K1</sub>, L1 // a les dimensions 8 x / N + I / c - a - d - K1 = 1,8 , L1 = 1, N + I. La Matrice TC = // 9 k<sub>2</sub>; l<sub>2</sub> // a les demensions 8 x /M+J/ C-a-d K2 = 1,8, L2= 1, M + J . Chacune des ces 8 lignes de n'importe quelle matrice comportent les informations suivantes:

- ..... a<sub>11</sub> - Température initiale du courant l(l=1, NUM)
- ..... a<sub>21</sub> - " final " " 1 " "
- ..... a<sub>31</sub> - Numéro du courant l.
- a.k.l... a<sub>41</sub> - Débit volumique du courant l;G
- ..... a<sub>51</sub> - Chaleur spécifique du courant l.cp.
- ..... a<sub>61</sub> - Débit calorifique du courant l = Cp.G
- ..... a<sub>71</sub> - Quantité de chaleur
- ..... a<sub>81</sub> - Taux du courant (reste) initialement Kp=1.
- .....

Les dimensions sont choisies dans le même système d'unité. Sous le terme " taux de courant " on entend par le nombre d'étapes par laquelle passe un courant pour atteindre sa température finale. On appelle ces parties ,primaires(KP=1) secondaires( KP = 2 ) et tertiaires ( KP = 3), etc.

Si on désigne par KPFR l'identification du taux de courant froid , max KPFR = 2N + 1.

Si on désigne par KPCH l'identification du taux de courant chaud, max KPCH = M+ 1.

Par convention les matrices TH et TC sont divisées chacune en deux sous matrices "TH'" et TH" , TC' et TC" . Les premières parties ( TH'" et TC" ) / L1=1,N,L2=1,M/ sont destinées pour le stockage initial des données d'entrée. La sous matrices TH" = // h K1, L1 // ou k1=1,8 et L1=1,N s'épuisent tout au long du processus de synthèse, c - a - d les données du courant duquel est enlevée la chaleur passent à la sous matrices TH'" =// h K1,L1// Ou l1=N,N+I et prennent la valeur zéro de nouveau dans T.H' . Si dans une étape de synthèse, est utilisée une partie d'un courant donnée, le reste du courant garde sa place dans la matrice TH'" et la partie traitée passe à la sous matrice TH" . D'une telle manière TH'" se remplit progressivement par les données des courants traités totalement ou partiellement, en même temps TH se remplit progressivement par des zéro.

Le retour des données initiales de TH'" à TH'" pour la synthèse d'une nouvelle variante se fait facilement et rapidement.

b/ Le REC synthétisé est représenté sous une forme matricielle. Cette fonction se fait à l'aide de la matrice structurale C.M; CM = // a<sub>k1q</sub> //.

$\varepsilon_{kl1}$  pour  $K = 2i + 1$ ;  $l = j$  ou  $i = 1, N$  et  $j = 1, M$ .

$\varepsilon_{kl1} = KPFR$  si la partie de température  $KPFR_j$  du courant froid  $j$  doit être chauffée encore.

$C_{kl1}$  pour  $K = 2i$ ;  $l = M + 1$

$C_{kl1} = KPCH$  si la partie de température  $KPCH_i$  du courant chaud  $i$  doit être refroidie encore.

$a_{klq}$

$\varepsilon_{ckl1}$ , pour  $K = 2i$ ;  $l = j$

$\varepsilon_{ckl1} = KPCH_i \cdot 100 + KPFR_j$  si les courants  $i$  et  $j$  sont couplés.

$\varepsilon_{ckl1} = 0$  dans le cas contraire.

La 3ème mesure de la matrice  $CM$  concerne les couplages multiples d'un même couple de courants.

La valeur maximale que puissent prendre les éléments de  $CM$  est :  $\max a_{klq} = 9999$ ; où les dix millièmes et les millièmes concernent le taux maximal possible du courant chaud et qui est 99; et les deux suivant (centaines et dizaines) concernant le taux maximal possible du courant froid et qui est également 99. La fig 7.2 représente la forme générale de la matrice  $CM$ .

La matrice structurale présentée diffère de celle donnée pour les Pho et Lapidus /6/ pour les possibilités de compter le chauffage intermédiaire dans le cadre du réseau synthétisé. Ceci permet de suivre l'ordre de couplages des courants, de représenter le REC synthétisé et une interprétation géométrique facile.

### 6.2.2. PARAMETRES SECONDAIRES.

$N$  - Nombre de courants chauds.

$M$  - Nombre de courant froids.

$LDTM$  - La différence de température minimale possible

$A$  - Coefficient qui rentre dans la formule qui donne le prix de l'échangeur en fonction de la surface ( $A \in B$ )

$HR$  - Nombre d'heures de fonctionnement de l'appareil dans une année.

$KT$  - Coefficient de transfert de chaleur pour un échangeur récupératif.

QVC - Quantité de vapeur de chauffe par heure.  
QER - Quantité d'eau de refroidissement par heure  
BROI- Compteur du nombre de variantes par ordre  
GOU, GET, CHNO - Identificateurs secondaires.  
QCTR- Quantité de chaleur totale récupérée.  
NW1- Identificateur du nombre de mémorisation du couplage optimal.

Les variables QH, QC, IQ, JQ, PDR, KO, HR, CSER, TME, TEE, DAEE, DTN, DTK, KE E, et G sont commentées dans l'explication des différents modules du programme.  
LC, LH, KL, LAD et JEGA, Identificateurs secondaires  
NW - Nombre de variante par ordre.

### 7.3. SOUS PROGRAMME D'INITIATION<sup>LISA</sup> DES VALEURS ET DES MATRICES (INIT).

#### 7.3.1. BREVE EXPLICATION DU MODULE.

Ce sous programme sert à annuler les matrices, les valeurs les compteurs et indicateurs en fin de synthèse de chaque variante des REC optimale. Il sert également à la préparation des matrices de base TH et TC, numérotation des courants, stockage au 8ème rang les uns et à calculer les équivalents d'eau des courants d'entrée avant chaque procédure de synthèse.

#### 7.3.2. PARAMETRES D'ENTREE ET DE SORTIE.

BROI = Nombre de variante de synthèse ; /INTEGER/  
PSSI, DAEV, DAEE, voir explication programme principal.

#### 7.3.3. SPECIFICATIONS.

Determination des dimensions de la matrice structurale CM : Nombre des rangs  $N1=2N+TC$  (8,198), où TC (8,198) est sommateur des taux des sous courants qui devront avoir un chauffage supplémentaire, et le nombre des colonnes dans le 1er plan  $M1 = M+1$ .

### 7.4. SOUS PROGRAMME POUR LE CHOIX DE LA STRATEGIE DE SYNTHESE OPTIMALE (TYP).

#### 7.4.1 BREVE EXPLICATION DU MODULE

Le bloc schéma de la stratégie de la synthèse optimale est représenté sur la fig (6.1). Ce sous programme sert à choisir les courants pour le couplage.

7.4.2. PARAMETRES D'ENTREE ET DE SORTIE.

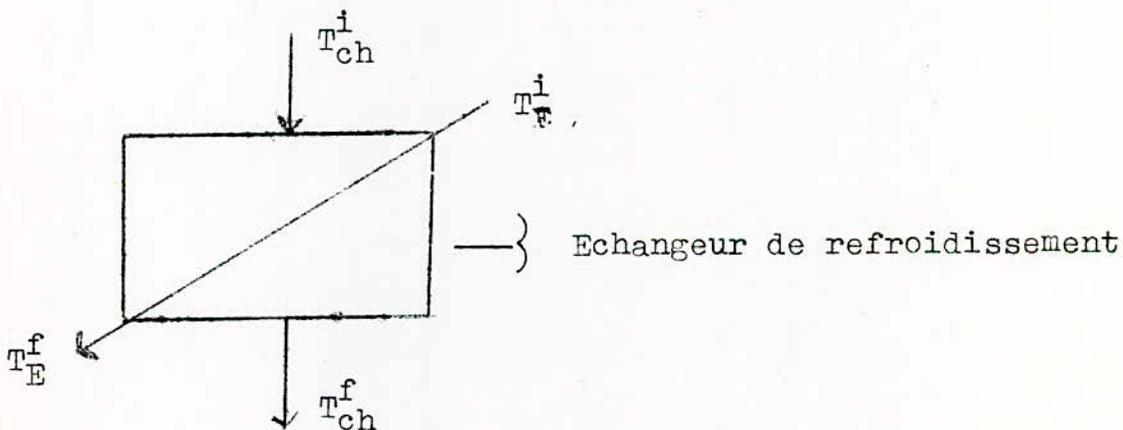
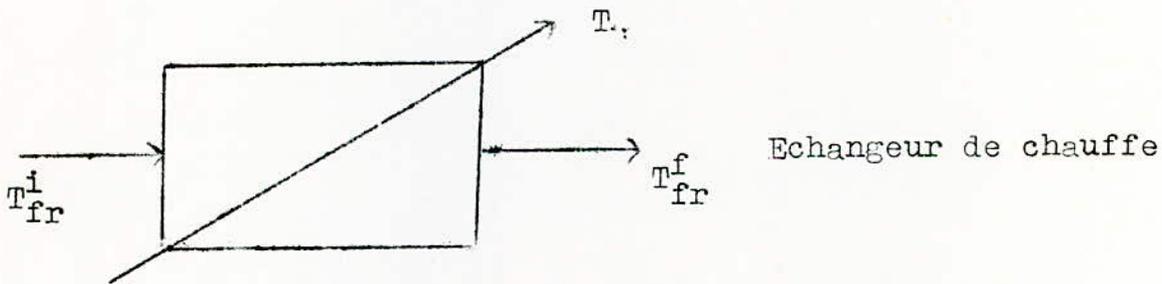
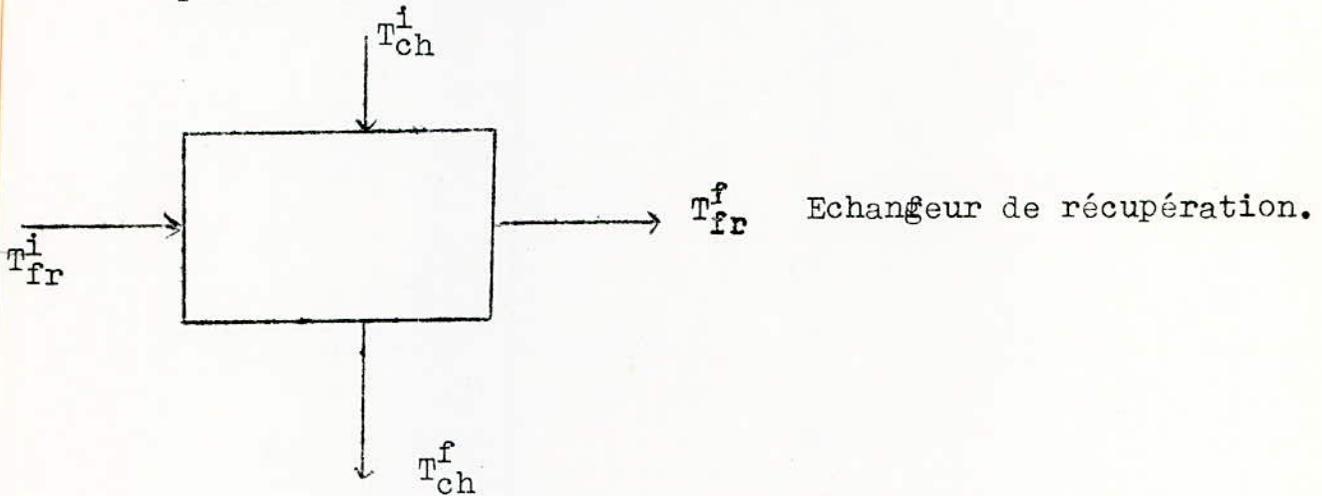
K - Identificateur du déplacement dans la matrice. "

L - Identificateur du choix du 2ème ou 3ème courant "froid" de la region S-T après avoir épuisé la matrice . NW, NW1, et BRO1, voir explication du programme principl.

7.5. SOUS PROGRAMME POUR LE DESSIN GRAPHIQUE DES ECHANGEURS (RECUPERATEUR, CHAUFFANT, REFREGERANT) /G R A F /

7.5.1. BREVE EXPLICATION DU MODULE.

Ce sous-programme sert à la représentation graphique de chaque objet de synthèse. Dans le listing les échangeurs sont représentés de la manière suivante :



Chaque courant d'entrée ou de sortie est représenté par une flèche orientée qui porte au début et à la fin son numéro et sa température. Il prévoit le fixage du numéro consécutif d'échangeur de chaleur où se réunit le couple de courants donnés. Le numéro consécutif s'obtient dans la case TC(8,199) et se fixe dans la colonne de la matrice (respectively) (TH ou TC) qui répond au courant ou à une partie de courant traité. A cet effet, on utilise la 6ème case de cette colonne. Jusqu'à ce moment, celle-ci contenait l'information du débit calorifique, le numéro consécutif retenu s'utilise pour la représentation structurale en forme matricielle du réseau synthétisé c-à-d au stockage de la matrice structurale.

7.5.2. PARAMETRES D'ENTREE ET SORTIE.

- LAD - Indicateur pour un refroidissement supplémentaire à réaliser.
- JEGA - Indicateur pour un chauffage supplémentaire à réaliser.

- Tous les paramètres de la région COMMON TV, TME, TEE sont expliqués dans le programme principal [ ] , - ..

7.6. SOUS PROGRAMME POUR LA SYNTHESE DES ECHANGEURS DE REFROIDISSEMENT (COLD).

7.6.1. BREVE EXPLICATION DU MODULE.

Ce sous programme sert à calculer; la quantité de chaleur à enlever d'un courant chaud technologique, la quantité d'eau nécessaire pour le refroidissement. L'échangeur de chaleur synthétisé se remarque dans la matrice structurale. Les données du courant qui est déjà couplé se déplacent dans la sous-matrice TH".

7.6.2. PARAMETRE D'ENTREE ET DE SORTIE

PEDR, KO, CSER, TME, TEE, QER, DTN, DTK, KE, E et G (voir explication du programme principal).

7.6.3. SPECIFICATIONS

Le module prévoit les quantités et dépenses annuelles de l'eau ou de l'agent de refroidissement.

7.7. SOUS PROGRAMME POUR LA SYNTHESE DES ECHANGEURS DE CHAUFFE (HOT)

7.7.1. BREVE EXPLICATION DU MODULE.

Ce module calcule la quantité de chaleur nécessaire qu'il faut apporter au courant froid technologique pour atteindre la température finale voulue, la quantité de l'agent chauffant (vapeur), la dépense annuelle d'exploitation de cet agent chauffant, on déplace les informations du courants "froid" qui a été déjà couplé dans la sous-matrice TC"

7.7.2 PARAMETRES D'ENTREE ET DE SORTIE.

IP, TV, PEDR, KP, HR, X, DAEV, E, DTN, DTK, KE et H  
(voir explication du programme principal).

7.7.3. SPECIFICATIONS

Il sert à l'impression des quantités et des dépenses annuelles de l'agent chauffant.

7.8. SOUS PROGRAMME POUR LA PRESENTATION DE LA STRUCTURE DE SYNTHESE DANS UNE FORME MATRICIELLE  
/S T R U C /

7.8.1. BREVE EXPLOITATION DU MODULE.

Ce module réalise le stockage de la matrice structurele tridimensionnelle, il définit les places des trois <sup>type</sup> d'échangeurs de récupération, de refroidissement et de chauffe.

7.8.2. PARAMETRES D'ENTREE ET DE SORTIE.

Toutes les variables de la region, COMMON"

7.8.3. SPECIFICATIONS.

Dans la case TC (8,198), on somme le nombre des échangeurs y, compris ceux qui sont notés dans la 3eme dimension de la matrice structurale (des échangeurs obtenus en résultat d'un couplage multiplicatif d'un même couple des courants).

REMARQUE ; Le sous - programme et l'idée de l'utilisation de la matrice structurale sont commodes pour la présentation automatique des réseaux technologiques.

7.9. SOUS-PROGRAMME POUR L'ORGANISATION DES COURANTS  
/SORT1/

.../...

7.9.1. BREVE EXPLICATION DU MODULE.

C'est un programme classique pour l'organisation des matrices selon les caractéristiques suivantes: les courants chauds et toutes les données nécessaires sont organisés dans un ordre décroissant des températures initiales. " les courants froids et toutes les informations nécessaires sont organisés dans un ordre décroissant des températures finales.

7.9.2. PARAMETRES D'ENTREE ET DE SORTIE.

- Les matrices de l'information de sortie TH et TC.
- N, M, I, J.

7.9.3. PARTICULARITES.

a) L'organisation englobe sept (7) partie de la matrice TH et 7 partie de la matrice TC qui contiennent les les informations non développées.

b) On assure l'organisation des courants avec les mêmes valeurs des températures comparées.

7.10. SOUS PROGRAMME POUR LA DETERMINATION DES QUANTITES DE CHALEUR MAXIMALES POSSIBLES RECUPEREES /MQREC/

7.10.1. BREVE EXPLICATION DU MODULE

Il sert à déterminer le degré d'utilisation maximale de la chaleur interne du système, c-à-d la détermination de la quantité maximale de chaleur que les courants chauds peuvent céder aux courants froids pour une différence de température maximale possible bien définie pour tous les cas de couplage des courants technologiques.

7.10.2. PARAMETRES D'ENTREE ET DE SORTIE.

$Q_H$  - Quantité de chaleur apportée au système par les courants chauds.

$Q_C$  - Quantité de chaleur apportée au système par les courants froids.

$I_Q, J_Q$  - Identificateurs de présence ou d'absence des courants qui ne sont pas capables de céder ou de recevoir une partie de chaleur à (ou de ) un courant quelconque du système. Si ce n'est pas le cas, on arrête la procédure de synthèse et on passe à une nouvelle variante. Par exemple si  $Q_{ch} > Q_{fr}$  et  $J_Q = 0$ , et si dans la procédure de synthèse d'une variante, nécessite un chauffage supplémentaire la synthèse de schéma est annulée. On passe donc à la synthèse d'une nouvelle variante selon la stratégie choisie.

- LDTM:- difference de temperature maximale possible
- Quelques valeurs de la région COMMON

### 7.10.3. SPÉCIFICATION.

Il détermine QHH et QCC qui sont respectivement quantité de chaleur dédiée (reçue) par un courant.

- TMAX et TMIN - Températures limites des courants chauds qui terminent la valeur des indicateurs IQ et JQ .

- 7.11. Module qui imprime les résultats de synthèse des variantes structurales /PRINTI/

#### 7.11.1. BREVE EXPLICATION DU MODULE.

Ce module est destiné à l'impression de résultats de synthèse de chaque variante. On imprime le numéro de la variante, le numéro du courant, le type de courant " chaud" ou " froid" et toutes les températures d'entrée, intermédiaires et finales par ordre respectivement décroissant (croissant) . Ce module appelle le module STRUC destiné à la présentation de la matrice structurale de synthèse dans une forme matricielle tridimensionnelle. Cette structure fixée dans la matrice CM est imprimée dans la dernière partie de PRINTI. En même temps on imprime la valeur du critère d'optimisation de chaque variante de synthèse ( Unité monétaire /AN). L'examen de la partie travaillante des matrices TC et TH (N à N+I et M à M+J), utilisé pour le retour des données initiales ( c-à-d de la partie travaillante à la partie "start" de ces matrices).

#### 7.11.2. PARAMETRES D'ENTREE ET DE SORTIE.

Voir les paramètres écrits dans le programme principal

- Le vecteur ER reçoit l'information pour les températures d'entrée, intermédiaires et finales consécutivement pour chaque courant.

- Tous les paramètres de la région COMMON.

La case OS est utilisée pour transmettre l'information d'une mauvaise synthèse venant du programme principal au module PRINTI si la valeur transmise est égale à l'unité on imprime "mauvaise : synthèse ", on éliminé toutes les sorties y, compris les opérateurs qui servent pour le retour des paramètres de synthèse de variantes suivantes.

#### 7.12 PARTICULARITES DU SYSTEME DE PROGRAMMES SYNTI

En créant le système de programme SYNTI, on a envisagé la possibilité de synthèse des structures cycliques et acycliques, ceci permet le couplage multiplicatif d'un même couple de courants. On a utilisé des agents chauffants soit à la périphérie soit à l'intérieur du système d'échangeurs.

On a prévu un arrêt de procédure de synthèse dans le cas où cette dernière est mauvaise. La quantité de chaleur maximale récupérée est obtenue par le sous-programme "STRUC".

En ce qui concerne les dimensions des échangeurs de chaleur, on a éliminé la possibilité d'apparition d'un schéma irréalisable en pratique. Il est possible de varier les courants technologiques (voir tableau 5.1), ceci est illustré par des exemples numériques dans le chapitre.5.

### 7.13. EXEMPLE TEST :

Pour vérifier la validité de cette stratégie (algorithme et programme) pour la synthèse optimale de REC, on a présenté un exemple en annexe, on peut voir toutes les étapes de synthèse sur le listing.

En premier lieu après le numéro de chaque variante on fait sortir les premier  $M+1$  colonnes des matrices travaillantes TC. et TH. Leur sorties <sup>pour</sup> ont but la vérification de l'exactitude du retour des données initiales, on fait sortir dans la même ligne les paramètres principaux (DTN, DTK, DTS, EPSSI) où le prix de l'échangeur de chaleur synthétisé est présenté avec accumulation.

A chaque synthèse d'échangeur de refroidissement ou de chauffage, en plus de ces paramètres, on imprime les valeurs des débits des agents chauffant et réfrigérant et leurs prix ; Cette dernière s'imprime avec accumulation ( séparément pour l'eau et la vapeur).

On suit la communication " chaleur totale Récupérée " qui indique la quantité de chaleur totale échangée dans le sous système intérieur.

Plus loin chaque courant "chaud" ou "froid" est représenté avec son numéro et toutes les températures intermédiaires entre l'état initial et final, on termine la synthèse de chaque variante en imprimant la matrice structurale et la valeur de dépenses (critère d'optimisation).

A La fin de chaque sous-listing on imprime la chaleur totale apportée par les courants "chauds" au système et la chaleur totale nécessaire pour les courants ' froids'. Ces quantités de chaleur avec la chaleur interne du système nous permettent de calculer de coefficient de récupération de chaleur interne du système ( $\eta$ ) ( voir tableau 7.1).

Exemples	Nombre de courants		Méthode d'estimation heuristique.		Q <sub>recp</sub> Q <sub>ch</sub>	Optimum selon Grossmann et Sargent (1978)		η	Optimum selon les autres auteurs.	Coût du réseau \$/an	Optimum selon la méthode de permutation		
	chauds	Froids	Coût \$/an	Nombre d'appareils	η	Coût \$/an	Nombre d'appareils				Coût \$/an	Nombre d'appareils	η
	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14
SP1	2	3	38288	5	1	38288	5	1	Masso et Rudd (1969) Pho et Lapidus (1973) Poton et Donaldson (1974) Nishida et al. (1977) Linnhoff et Flower (1978)	38927 38268 45199 38713 38519	38384	5	1
SP2	3	4	29667	8	1	28399	7	1	Pho et Lapidus (1973) Linnhoff et Flower (1978)	28628 28258	28329	7	1
10SP1	5	5	44676	11	1	44160	10	1	Pho et Lapidus (1973) Nishida et al. (1977) Linnhoff et Flower (1978)	44160 43984 43934	44135	10	1

Tableau 7.1 Tableau comparatif

### 8. Analyse comparative des méthodes existantes.

La méthode, l'algorithme et le système de programmes pour la synthèse optimale des REC se trouvent dans une étape de recherche scientifique. Pour que ces méthodes trouvent un champ d'application, il faut un travail supplémentaire, qui aura pour objet le développement de ces méthodes.

Les données d'entrée pour des exemples tests connus dans la littérature sont données par leurs codes "5 S P1, 7SP2 et 10 SP 1" et sont représentés dans les tableaux 8.1, 8.2, 8.3 et 8.4.

Les REC que nous avons obtenus sont représentés respectivement par les Fig 8.1 à 8.3.

Les résultats généraux sont représentés dans le tableau (7.1) On constate que le système de programme SYNTI donne de **bon** résultats. Par exemple les tests 7SP2 et 5SP1, en comparant avec tous les autres auteurs, le prix à un peu diminué. Ceci devient clair encore une fois par la valeur du coefficient  $\eta$  qui illustre une meilleure récupération de la chaleur interne.

Dans l'exemple 10SP1 le meilleur REC est synthétisé par Nishida (Heat content diagram ).

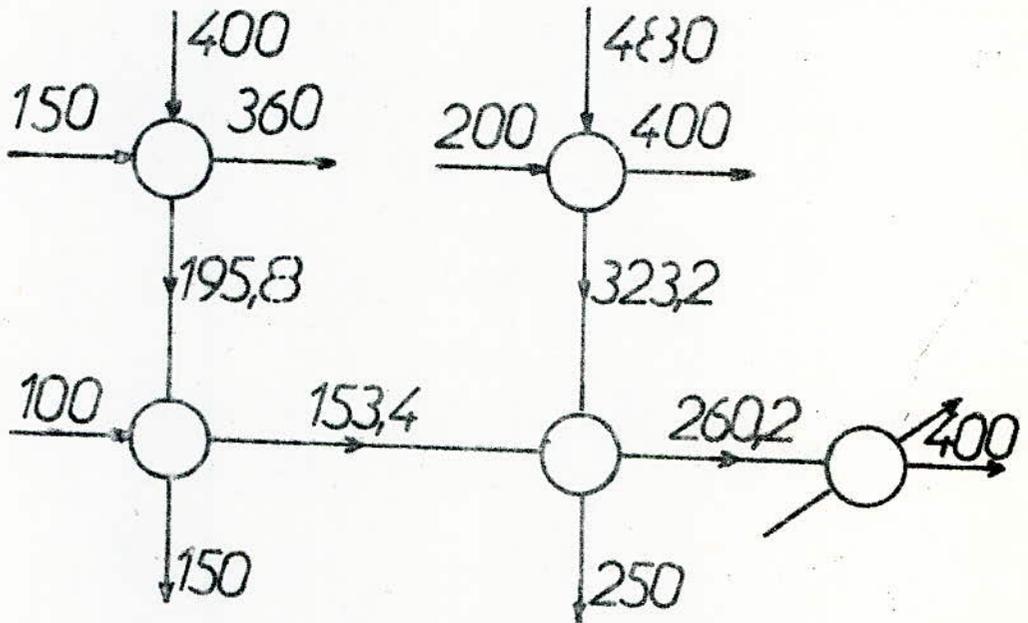


Fig 8.1 Exemple 5SP1

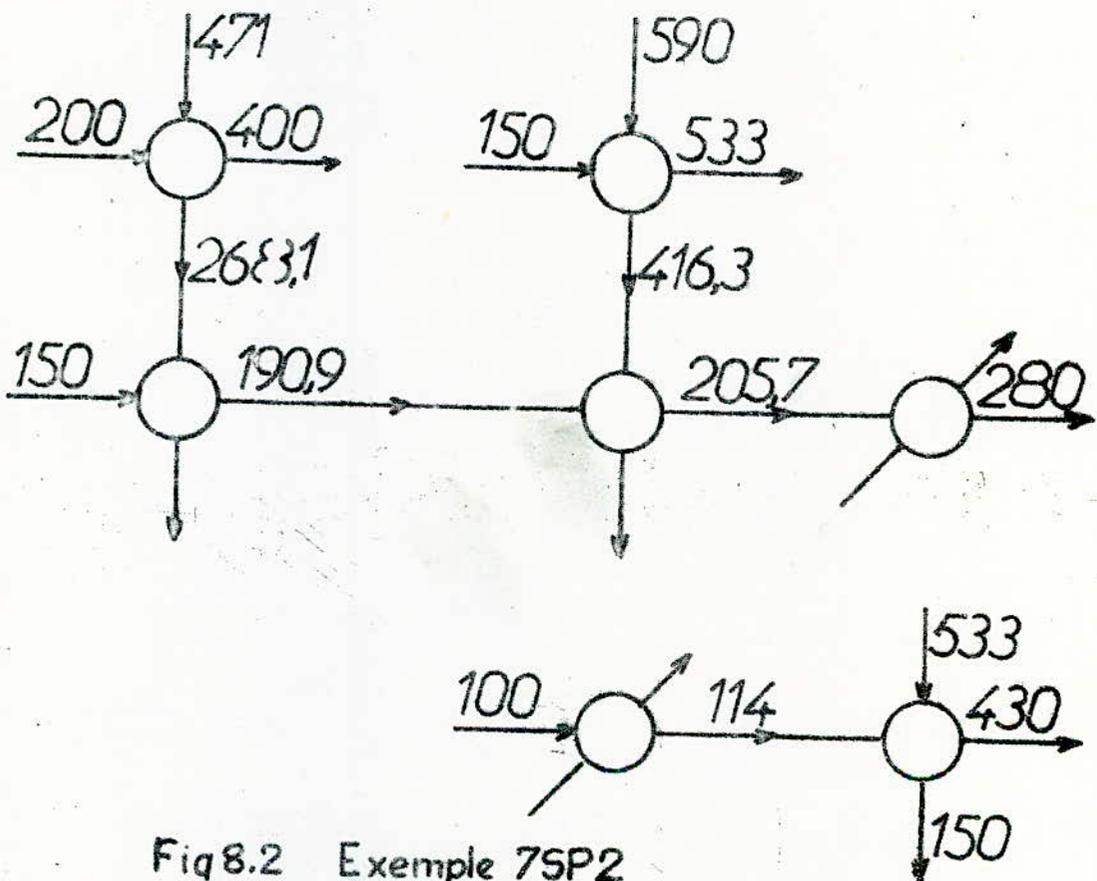


Fig 8.2 Exemple 7SP2

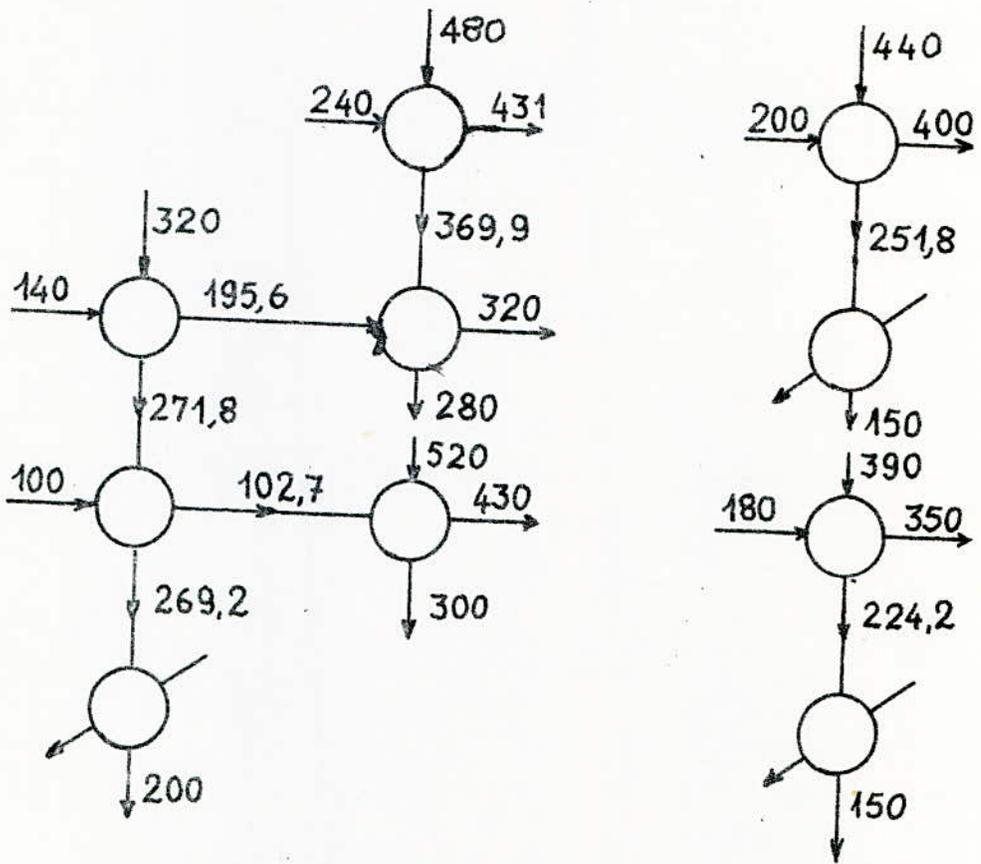


Fig 8.3 Exemple 10SP1

$W_{ch}$ Btu/hr.°F	$T_{ch}^i$ °F	$T_{ch}^f$ °F	$W_{fr}$ Btu/hr. F	$T_{fr}^i$ °F	$T_{fr}^f$ °F
31500,0	480	250	21600,0	100	400
25200,0	400	150	24500,0	150	360
			24700,0	200	400

Tableau 8.1 Données d'entrée (exemple 5SP1)

$W_{ch}$ Btu/hr.°F	$T_{ch}^i$ °F	$T_{ch}^f$ °F	$W_{\frac{1}{2}}$ Btu/hr.°F	$T_{\frac{1}{2}}^i$ °F	$T_{\frac{1}{2}}^f$ °F
23760,0	590	400	16000,0	100	430
132000,0	533	150	16000,0	200	400
15770,0	471	200	41280,0	300	400
			26240,0	150	280

Tableau 8.2 Données d'entrée (Exemple 7SP2)

$W_{ch}$ Btu/hr.°F	$T_{ch}^i$ °F	$T_{ch}^f$ °F	$W_{\frac{1}{2}}$ Btu/hr.°F	$T_{\frac{1}{2}}^i$ °F	$T_{\frac{1}{2}}^f$ °F
16670,0	320	200	14450,0	140	320
20000,0	480	280	11530,0	240	431
28000,0	440	150	16000,0	100	430
23800,0	520	300	32760,0	180	350
33600,0	390	150	26350,0	200	400

Tableau 8.3 Données d'entrée (Exemple 10SP1)

## 9. Conclusions et perspectives.

A la base de l'analyse des exemples numériques énumérés plus haut, on peut conclure que la méthode de permutation, l'algorithme original et le système de programmes sont convenables pour une synthèse optimale des REC.

La méthode de permutation a permis la diminution du nombre d'expériences de synthèse, ceci s'obtient par deux voies:

1/. Par la détermination ~~ST~~ des multiplicités des courants froids adéquats à chaque éléments de la ligne décroissante des courants. On<sup>a</sup> utilisé le principe d'efficacité technologique et d'efficacité de couplage pour éliminer les mauvaises synthèses.

2/. Par la recherche optimale d'un groupe de variantes à un autre groupe qui est basée sur le choix d'une variante dont la fonction d'optimisation est minimale, de cette façon on<sup>a</sup> élimine plusieurs résolutions non optimales.

### 9.1 Perspectives de la méthode.

1/. Trouver la possibilité de synthèse des REC dans le cas de changement de phase des courants technologiques; et dans le cas où on rejette la condition de similitude des coefficients de transfert de chaleur.

2/. Optimisation de la différence de température minimale (DTM).

3/. Prendre en considération la tuyauterie et les pompes qui constituent 30 à 40 % des processus technologiques

4/. Créer la possibilité de subdivisions des courants en parties parallèles.

Vapeur :	
pression (lb/in <sup>2</sup> abs) . . . . .	450,0
Chaleur latente (Btu/lb) . . . . .	767,5
Température (°F) . . . . .	456
Eau de refroidissement :	
Température d'entrée (°F) . . . . .	100
Capacité calorifique (Btu/lb °F) . . . . .	1,0
Température maximale de sortie (°F) . . . . .	180
Différence de températures minimale admissible (°F) . . . . .	20
Coefficients globaux de transfert de chaleur	
Echangeur de récupération (Btu/hr.ft <sup>2</sup> .°F) . . . . .	150
" " refroidissement " . . . . .	150
" " chauffe " . . . . .	200
Nombre d'heure de fonctionnement par an (hr/an) . . . . .	8500
Paramètres qui servent à calculer le prix de l'échangeur :	
= $aF^b$ ( F en ft <sup>2</sup> )	
a . . . . .	350
b . . . . .	0,6
Coefficient d'amortissement annuel . . . . .	0,1
Prix de l'eau de refroidissement (\$/lb) . . . . .	$5 \cdot 10^{-5}$
Prix de la vapeur de chauffe (\$/lb) . . . . .	$1 \cdot 10^3$

Tableau 3.4 Données technologiques  
pour les exemples 5SP1, 7SP2  
et 10SP1

Références bibliographiques.

- I) V Kafarov, methodes cybernétiques et technologie chimique, Moscou ( 1979 ).
- 2) D. Douchanov, "Modélisation des systèmes complexes de la technologie chimique à l'aide des calculateurs électronique". Les problèmes contemporains de l'industrie chimique, N° 36 P 3-23, Moscou(1976).
- 3) D. Douchanov, V. Kafarov, Journal "Chimie et Industrie", XIV, volume N° 6, pp 243-346, Sofia (1973 ).
- 4) D. Douchanov, Journal "L'industrie chimique," volume N° 8 ,pp595-597 Moscou (1974).
- 5) D. Douchanov, S.E. Chitour, F. Mannano, 2 nd Méditerranian Congress or chemical Engineering "The use of topological method for the energy optimisation of industrial chemical system in the urea production", 25-27 November, Barcelona Spain ( 1981 )
- 6) T. Gelev, G. Boiadjiew, The problem of the optimum synthèsis of heat exchanger systems, hyngarian Journal of industrial Chemestry, vol I2, pp I5 - 2I ( 1984 ), VESZPREM.
- 7) Nishida et al. AICHE Journal Jannary ( 1977 ).
- 8) B. Linnhoff et J.F Flower. AICHE Journal (Vol 24, N° 4) pp 633 - 659 July (1978 )
- 9) J.E. Hendry, D.W Rudd et J.D Seader AICHE Journal (Vol 19, N°I ) pp. I-14 , Jannary (1973)
- IO) N. Afgan et E.U Schlinder "Heat exchanger Process and design" Mc Graw - Hill ( 1974 )
- II) R. GODMENT " Cours d'algebre " Hermann ( 1966 )
- I2) P. Wuithier " Raffinage et genie chimique "Tome 2 ( 1965 ).

//-) \_ // / // / = x / =

```

PROGRAMME PRINCIPAL SYNTI
INTEGER CM,A,AI,CHNO,GOU,GET,HR,BROI,C,H,G,E
REAL KE,KT,KP,KO,IP
COMMON TH(8,200),TC(8,200),CM(50,50,10),N,M,I,J
DATA CHNO,GOU,GET/1,1,1/
OPEN FILE=FOROC1
NP=1
NR=6
11 READ*,N,M,LDTM,A,HR
   READ*,KT,KO,KP
   READ*,((TH(I,J),I=1,5),J=1,N)
   READ*,((TC(I,J),I=1,5),J=1,M)
   READ*,TME,TEE,IP,TV,B,DEL,CSER
   READ*,PEDR,PVDC,X
   WRITE(NP,1)N,M,LDTM,A,HR
1  FORMAT(5X,3I2,I3,I4)
   WRITE(NP,105)KT,KO,KP
05  FORMAT(5X,3F6.1)
   WRITE(NP,2)((TH(I,J),I=1,5),J=1,N)
2  FORMAT(5X,2F5.1,F4.1,F7.1,F4.2)
   WRITE(NP,2)((TC(I,J),I=1,5),J=1,M)
   WRITE(NP,3)TME,TEE,IP,TV,B,DEL,CSER
3  FORMAT(5X,4F5.1,3F3.1)
   WRITE(NP,4)PEDR,PVDC,X
4  FORMAT(5X,F7.5,F6.4,F4.2)
   TC(8,198)=0.0
   TWR=TME
   BROI=1
   NW1=0
5  CALL INIT(BROI,PSSI,DAEV,DAEE)
   IF(BROI.GT.1) GO TO 38
   CALL SORT1
   CALL MQREC(QH,QC,IQ,JQ,LDTM)
88  I=0
   J=0
   IA=0
   NW=0
   E=M
   QCTR=0.0
   WRITE(NP,102)((TC(I2,J2),I2=1,8),J2=1,M)
02  FORMAT(20X,2F5.1,F4.1,F7.1,F4.2,2F12.2,F4.1)
   WRITE(NP,102)((TH(I2,J2),I2=1,8),J2=1,N)
6  CALL TYP(BROI,NW,NW1)
93  G=I+N
   H=J+M
   TME=TWR
   IF(TH(1,1).EQ.0.0.AND.TH(1,2).NE.0.0) GO TO 777
   GO TO 666
'77 DO 888 C=1,8
   TH(C,1)=TH(C,2)
188 CONTINUE
'66 IF(TC(1,1).EQ.0.0.AND.TC(1,2).NE.0.0) GO TO 555
   GO TO 444
55  DO 333 C=1,8
   TC(C,1)=TC(C,2)
33  CONTINUE
44  CONTINUE
VERIFICATION POUR UN REFROIDISSEMENT OU UN CHAUFFAGE SUPPLEMENTAIRE
   IF((TH(1,1)-TC(1,1)).LE.LDTM) GO TO 50
   IF(TC(1,1).EQ.0.0) GO TO 53
   DETERMINATION DES TEMPERATURES INTERMEDIAIRES
36  TH(7,1)=TH(6,1)*(TH(1,1)-TH(2,1))
   TC(7,1)=TC(6,1)*(TC(2,1)-TC(1,1))

```

```

J=J+1
I=I+1
H=M+J
G=I+N
TC(3,H)=TC(3,1)
TC(6,H)=TC(6,1)
TH(6,G)=TH(6,1)
TH(3,G)=TH(3,1)
LC=0
LH=0
KL=0
IF(TH(7,1)-TC(7,1)) 41,42,49
49 TH(2,G)=TH(1,1)-TC(7,1)/TH(6,1)
KL=1
GO TO 56
C
42 TH(2,G)=TH(2,1)
56 IF((TH(1,1)-TC(2,1)).LT.LDTM) GO TO 54
IF((TH(2,G)-TC(1,1)).LT.LDTM) GO TO 60
IF(KL.EQ.1) GO TO 61
KL=0
DO 37 C=1,8
TC(C,H)=TC(C,1)
TH(C,G)=TH(C,1)
TC(C,1)=0.0
37 TH(C,1)=0.0
GO TO 70
61 TH(1,G)=TH(1,1)
TH(1,1)=TH(2,G)
DO 62 C=1,8
TC(C,H)=TC(C,1)
TC(C,1)=0.0
62 CONTINUE
GO TO 70
60 TC(1,H)=TC(1,1)
TH(1,G)=TH(1,1)
GO TO 63
54 TC(2,H)=TH(1,1)-LDTM
TC(1,H)=TC(1,1)
TC(7,H)=TC(6,1)*(TC(2,H)-TC(1,H))
TH(2,G)=TH(1,1)-TC(7,H)/TH(6,1)
TH(1,G)=TH(1,1)
64 IF((TH(2,G)-TC(1,1)).LT.LDTM) GO TO 63
IF(LH.EQ.1) GO TO 66
65 TH(1,1)=TH(2,G)
TC(1,1)=TC(2,H)
GO TO 70
63 TH(2,G)=TC(1,1)+LDTM
TH(7,G)=TH(6,1)*(TH(1,1)-TH(2,G))
TC(2,H)=TC(1,1)+TH(7,G)/TC(6,1)
IF((TC(2,H)-TC(1,H)).LT.3) GO TO 91
TC(7,H)=TH(7,G)
GO TO 65
66 DO 44 C=1,8
44 TH(C,1)=0.0
GO TO 70
C
41 IF((TH(1,1)-TC(2,1)).LT.LDTM) GO TO 68
TC(1,H)=TC(2,1)-TH(7,1)/TC(6,1)
LC=1
GO TO 67
68 TC(2,H)=TH(1,1)-LDTM
TC(7,H)=TC(6,1)*(TC(2,H)-TC(1,1))
CAS OU QH=QC
CAS OU QC EST SUPERIEURE A QH

```

```

IF(TC(7,H)-TH(7,1))71,72,73
71 TH(2,G)=TH(1,1)-TC(7,H)/TH(6,1)
IF((TH(2,G)-TC(1,1)).LT.LDTM) GO TO 60
TH(1,1)=TH(2,G)
TC(1,H)=TC(1,1)
TC(1,1)=TC(2,H)
GO TO 70
72 TC(1,H)=TC(1,1)
LH=1
DO 74 C=1,8
TH(C,G)=TH(C,1)
74 CONTINUE
GO TO 64
73 TC(1,H)=TC(2,H)-TH(7,1)/TC(6,1)
IF((TC(2,H)-TC(1,H)).LT.3) GO TO 91
TC(7,H)=TC(6,1)*(TC(2,H)-TC(1,H))
67 IF((TH(2,1)-TC(1,H)).LT.LDTM) GO TO 75
IF(LC.EQ.1) GO TO 78
DO 76 C=1,8
TH(C,G)=TH(C,1)
76 TH(C,1)=0.0
GO TO 77
78 TC(2,H)=TC(2,1)
TC(7,H)=TC(6,1)*(TC(2,H)-TC(1,H))
TC(2,1)=TC(1,H)
80 DO 43 C=1,8
TH(C,G)=TH(C,1)
43 TH(C,1)=0.0
GO TO 70
75 IF((TH(2,1)-TC(1,1)).LT.LDTM) GO TO 69
TC(2,H)=TC(1,1)+TH(7,1)/TC(6,1)
IF((TC(2,H)-TC(1,1)).LT.3) GO TO 91
TC(1,H)=TC(1,1)
TC(1,1)=TC(2,H)
TC(7,H)=TH(7,1)
GO TO 80
69 TH(2,G)=TC(1,1)+LDTM
IF((TH(1,1)-TH(2,G)).LT.3) GO TO 91
TH(7,G)=TH(6,1)*(TH(1,1)-TH(2,G))
TC(2,H)=TC(1,1)+TH(7,G)/TC(6,1)
TC(7,H)=TH(7,G)
TH(1,G)=TH(1,1)
TH(1,1)=TH(2,G)
TC(1,H)=TC(1,1)
TC(1,1)=TC(2,H)
GO TO 70
LE PLUS PETIT ECHANGE
91 DO 92 C=1,8
TC(C,H)=TC(C,1)
TC(C,1)=TC(C,GET)
TC(C,GET)=TC(C,H)
92 TC(C,H)=0.0
I=I-1
J=J-1
WRITE(NP,94)
94 FORMAT(20X,'LE PLUS PETIT ECHANGE')
GET=GET+1
GO TO 93
-----
DIVISION DU COURANT EN TROIS PARTIES
77 IA=IA+1
K=H+1
40 K=K-1

```

```

DO 166 C=1,8
166 TC(C,K+1)=TC(C,K)
IF(K.NE.1) GO TO 40
M=M+1
H=M+J
TC(1,1)=TC(1,2)
TC(2,1)=TC(1,H)
TC(1,2)=TC(2,H)
TC(3,1)=TC(3,2)
TC(6,1)=TC(6,2)
70 DTN=TH(1,G)-TC(2,H)
DTK=TH(2,G)-TC(1,H)
KE=KT
LAD=0
JEGA=0
CALL GRAF(LAD,JEGA,TME,TEE,TV)
QCTR=QCTR+TC(7,H)
45 IF(DTN.GT.DTK) GO TO 46
DT=DTK/DTN
IF(DT.LT.2.0) GO TO 47
DTS=(DTK-DTN)/(2.3*ALOG10(DTK/DTN))
GO TO 48
46 DT=DTN/DTK
IF(DT.LT.2.0) GO TO 47
DTS=(DTN-DTK)/(2.3*ALOG10(DTN/DTK))
GO TO 48
47 DTS=(DTK+DTN)/2.0
48 F=TC(7,H)/(KE*DTS)
PSSI=PSSI+A*F**B
WRITE(NP,101)DTK,DTN,DTS,F,PSSI
101 FORMAT(20X,4F8.1,F15.1)
RETOUR AU DEBUT OU BIEN UN CHAUFFAGE SUPPLEMENTAIRE
GO TO 6
REFROIDISSEMENT ET CHAUFFAGE DES COURANTS QUI NE SONT PAS COL
50 IF(TH(1,1).EQ.0.0) GO TO 51
IF((QH-QC).GE.0.0.AND.JQ.EQ.0) GO TO 108
CALL HOT(IP,TV,PVDC,KP,HR,E,X,DAEV,DTN,DTK,KE,H)
JEGA=1
CALL GRAF(LAD,JEGA,TME,TEE,TV)
GO TO 45
51 IF(TC(1,1).EQ.0.0) GO TO 52
IF((QH-QC).GE.0.0.AND.JQ.EQ.0) GO TO 108
CALL HOT(IP,TV,PVDC,KP,HR,E,X,DAEV,DTN,DTK,KE,H)
JEGA=1
CALL GRAF(LAD,JEGA,TME,TEE,TV)
GO TO 45
52 IF(IA.EQ.0) GO TO 100
M=M-IA
J=J+IA
100 OS=PSSI*DEL+DAEV+DAEE
WRITE(NP,107)QCTR
107 FORMAT(//20X,'CHALEUR TOTALE RECUPEREE',F12.1//)
108 IF(TH(1,1).NE.0.0)OS=1.0
CALL PRINTI(BROI,OS)
BROI=BROI+1
IF(BROI.GT.9) GO TO 55
IA=0
GO TO 5
53 G=LDTM
IF((QH-QC).LE.0.0.AND.IQ.EQ.0) GO TO 108
CALL COLD(PEDR,KO,HR,CSER,TME,TEE,DAEE,DTN,DTK,KE,E,G)
LAD=1
CALL GRAF(LAD,JEGA,TME,TEE,TV)

```

```

DO 166 C=1,3
166 TC(C,K+1)=TC(C,K)
IF(K.NE.1) GO TO 40
M=M+1
H=M+J
TC(1,1)=TC(1,2)
TC(2,1)=TC(1,H)
TC(1,2)=TC(2,H)
TC(3,1)=TC(3,2)
TC(6,1)=TC(6,2)
70 DTN=TH(1,G)-TC(2,H)
DTK=TH(2,G)-TC(1,H)
KE=KT
LAD=0
JEGA=0
CALL GRAF(LAD,JEGA,TME,TEE,TV)
QCTR=QCTR+TC(7,H)
45 IF(DTN.GT.DTK) GO TO 46
DT=DTK/DTN
IF(DT.LT.2.0) GO TO 47
DTS=(DTK-DTN)/(2.3*ALOG10(DTK/DTN))
GO TO 48
46 DT=DTN/DTK
IF(DT.LT.2.0) GO TO 47
DTS=(DTN-DTK)/(2.3*ALOG10(DTN/DTK))
GO TO 48
47 DTS=(DTK+DTN)/2.0
48 F=TC(7,H)/(KE*DTS)
PSSI=PSSI+A*F**3
WRITE(NP,101)DTK,DTN,DTS,F,PSSI
101 FORMAT(20X,4F8.1,F15.1)
RETOUR AU DEBUT OU BIEN UN CHAUFFAGE SUPPLEMENTAIRE
GO TO 6
REFROIDISSEMENT ET CHAUFFAGE DES COURANTS QUI NE SONT PAS COU
50 IF(TH(1,1).EQ.0.0) GO TO 51
IF((QH-QC).GE.0.0.AND.JQ.EQ.0) GO TO 108
CALL HOT(IP,TV,PVDC,KP,HR,E,X,DAEV,DTN,DTK,KE,H)
JEGA=1
CALL GRAF(LAD,JEGA,TME,TEE,TV)
GO TO 45
51 IF(TC(1,1).EQ.0.0) GO TO 52
IF((QH-QC).GE.0.0.AND.JQ.EQ.0) GO TO 108
CALL HOT(IP,TV,PVDC,KP,HR,E,X,DAEV,DTN,DTK,KE,H)
JEGA=1
CALL GRAF(LAD,JEGA,TME,TEE,TV)
GO TO 45
52 IF(IA.EQ.0) GO TO 100
M=M-IA
J=J+IA
100 OS=PSSI*DEL+DAEV+DAEE
WRITE(NP,107)QCTR
107 FORMAT(//20X,'CHALEUR TOTALE RECUPEREE',F12.1//)
108 IF(TH(1,1).NE.0.0)OS=1.0
CALL PRINTI(BROI,OS)
BROI=BROI+1
IF(BROI.GT.9) GO TO 55
IA=0
GO TO 5
53 G=LDTM
IF((QH-QC).LE.0.0.AND.IQ.EQ.0) GO TO 108
CALL COLD(PEDR,KO,HR,CSER,TME,TEE,DAEE,DTN,DTK,KE,E,G)
LAD=1
CALL GRAF(LAD,JEGA,TME,TEE,TV)

```

```

      GO TO 45
55  IF(X.EQ.0.95) GO TO 1111
      WRITE(NP,89)QH,QC
89  FORMAT(20X,'QUANTITE DE CHALEUR DES COURANTS CHAUDS=',F15.2/
      *20X,'QUANTITE DE CHALEUR DES COURANTS FROIDS=',F15.2)
      STOP
      END
C   SOUS PROGRAMME TYP
      SUBROUTINE TYP(BROI,NW,NW1)
      INTEGER BROI,C,CM,H
      COMMON TH(8,200),TC(8,200),CM(50,50,10),N,M,I,J
      CALL SORT1
      NW=NW+1
      IF(NW.EQ.1) GO TO 22
      IF(NW.GT.2) GO TO 24
      H=J+M
      DO 23 C=1,8
      TC(C,H+1)=TC(C,1)
      TC(C,1)=TC(C,NW1)
      TC(C,NW1)=TC(C,H+1)
23  TC(C,H+1)=0.0
      IF(NW1.LT.3) GO TO 24
      NW1=0
      GO TO 24
22  IF(BROI.LT.4) GO TO 25
      H=J+M
      IF(BROI.LT.7) GO TO 26
      DO 27 C=1,8
      TC(C,H+1)=TC(C,1)
      TC(C,1)=TC(C,3)
      TC(C,3)=TC(C,H+1)
27  TC(C,H+1)=0.0
      GO TO 25
26  DO 28 C=1,8
      TC(C,H+1)=TC(C,1)
      TC(C,1)=TC(C,2)
      TC(C,2)=TC(C,H+1)
28  TC(C,H+1)=0.0
25  NW1=NW1+1
24  RETURN
      END
C   SOUS PROGRAMME GRAF.
      SUBROUTINE GRAF(LAD,JEGA,TME,TEE,TV)
      COMMON TH(8,200),TC(8,200),CM(50,50,10),N,M,I,J
      INTEGER CM,G,H,C
      NP=1
      H=M+J
      G=N+I
      IF(JEGA.EQ.1) GO TO 659
      IF(LAD.EQ.1) GO TO 664
C   NOMBRE D'ECHANGEURS DE RECUPERATION
      TC(8,199)=TC(8,199)+1
      TC(6,H)=TC(8,199)
C
      TH(6,G)=TC(8,199)
C
      K=TH(3,G)
      WRITE(NP,650)K,TH(1,G)
650  FORMAT(/////49X,I2, /50X,'I',F5.1)
      WRITE(NP,652)
652  FORMAT(50X,'I', /50X,'V')
      WRITE(NP,654)TC(1,H),TC(2,H)
654  FORMAT(41X,F5.1,2X,'* * *',2X,F5.1)
      K=TC(3,H)

```

```

WRITE(NP,655)K,K
655 FORMAT(36X,I2,'----->* *----->',I2)
WRITE(NP,656)
656 FORMAT(48X,'* * *',/50X,'I')
K=TH(3,G)
WRITE(NP,657)TH(2,G),K
657 FORMAT(50X,'I ',F5.1,/50X,'V',/49X,I2///)
GO TO 658
659 WRITE(NP,660)TV
660 FORMAT(/////53X,'/',F5.1,/52X,'/')
C NOMBRE D'ECHANGEURS DE CHAUFFE
TC(8,199)=TC(8,199)+1
TC(6,H)=TC(8,199)
C
WRITE(NP,661)TC(1,H),TC(2,H)
661 FORMAT(41X,F5.1,2X,'* */*',2X,F5.1)
K=TC(3,H)
WRITE(NP,662)K,K
662 FORMAT(36X,I2,'----->* /----->',I2)
WRITE(NP,663)
663 FORMAT(48X,'*/* */',/48X,'/',/47X,'/',///)
GO TO 658
664 K=TH(3,G)
C NOMBRE D'ECHANGEURS DE REFROIDISSEMENT
TC(8,199)=TC(8,199)+1
TH(6,G)=TC(8,199)
C
WRITE(NP,650)K,TH(1,G)
WRITE(NP,665)TEE
665 FORMAT(50X,'I',2X,'/',/50X,'V /',F5.1)
WRITE(NP,666)
666 FORMAT(48X,'* */*',/48X,'* / *')
WRITE(NP,667)TME,TH(2,G)
667 FORMAT(48X,'*/* */',/48X,'/ I',/42X,F5.1,'/ I',2X,F5.1)
WRITE(NP,668)K
668 FORMAT(50X,'V',/49X,I2///)
658 LAD=0
JEGA=0
RETURN
END
C
SOUS PROGRAMME COLD
SUBROUTINE COLD(PEDR,KC,HR,CSER,TME,TEE,DAEE,DTN,DTK,KE,E,G)
INTEGER CM,HR,G,C,E
INTEGER H
COMMON TH(8,200),TC(8,200),CM(50,50,10),N,M,I,J
REAL KO,KE
NP=1
TH(7,1)=TH(6,1)*(TH(1,1)-TH(2,1))
IF((TH(1,1)-TME).GE.LDTM) GO TO 221
LDTM=G
TME=TH(1,1)-LDTM
221 QER=TH(7,1)/(CSER*(TME-TEE))
DAEE=DAEE+QER*PEDR*HR
K=2*TH(3,1)
L=E+1
CM(K,L,1)=1
H=J+M
TC(7,H)=TH(7,1)
I=I+1
G=N+I
DO 200 C=1,8
TH(C,G)=TH(C,1)
200 TH(C,1)=0.C

```

```

DTN=TH(1,G)-TME
DTK=TH(2,G)-TEE
KE=KO
C VERIFICATION POUR UN CHAUFFAGE SUPPLEMENTAIRE SI TH(1,1)<10,TC(1,
WRITE(NP,104)QER,DAEE
104 FORMAT(20X,2F11.2)
RETURN
END
C
SOUS PROGRAMME PRINTI
SUBROUTINE PRINTI(BROI,OS)
INTEGER BROI,CM,C,G,H
COMMON TH(8,200),TC(8,200),CM(50,50,10),N,M,I,J
DIMENSION TR(200)
NP=1
C TRANSFERT DE DONNEES EN CAS DE FINITION D'UNE MAUVAISE SYNTHESE
IF(OS.NE.1.0) GO TO 301
WRITE(NP,690)
690 FORMAT(20X,'LA MAUVAISE SYNTHESE')
K=0
302 K=K+1
IF(TH(1,K).EQ.0.0)GO TO 304
G=N+I
DO 303 C=1,8
TH(C,G)=TH(C,K)
TH(C,K)=0.0
303 CONTINUE
I=I+1
GO TO 302
304 K=0
305 K=K+1
IF(TC(1,K).EQ.0.0) GO TO 307
H=M+J
DO 306 C=1,8
TC(C,H)=TC(C,K)
TC(C,K)=0.0
306 CONTINUE
J=J+1
GO TO 305
307 P=0.0
301 WRITE(NP,300)BROI
300 FORMAT(///10X,'ALGORITHME DE SYNTHESE NO',I2///)
C IMPRIMER LES TEMPERATURES DES COURANTS CHAUDS
P=0.0
310 P=P+1.0
DO 312 K=1,20
TR(K)=0.0
312 CONTINUE
K=0
DO 314 I1=1,I
G=I1+N
IF(TH(3,G).NE.P) GO TO 314
C RETOUR DES DONNEES INITIALES
C=P
TH(4,C)=TH(4,G)
TH(5,C)=TH(5,G)
C
K=K+1
IF(K.GT.1) GO TO 316
TR(K)=TH(1,G)
TR(K+1)=TH(2,G)
K=K+1
GO TO 314
316 L=0

```

```

318 L=L+1
   IF(TH(2,G).EQ.TR(L)) GO TO 320
   IF(L.NE.(K-1)) GO TO 318
   TR(K)=TH(2,G)
   K=K+1
320 L=0
322 L=L+1
   IF(TH(1,G).EQ.TR(L)) GO TO 330
   IF(L.NE.(K-1)) GO TO 322
   TR(K)=TH(1,G)
   GO TO 314
330 K=K-1
314 CONTINUE
   J2=K
   C=P
   -----SORT-----
375 DO 372 K=2,J2,1
   IF(TR(K-1).GE.TR(K)) GO TO372
   T=TR(K)
   TR(K)=TR(K-1)
   TR(K-1)=T
372 CONTINUE
   K=1
374 K=K+1
   IF(TR(K-1).LT.TR(K)) GO TO 375
   IF(K.LT.J2) GO TO374
   IF(OS.EQ.1.0) GO TO 641
   DEFINITION DE TAUX DE COURANT
   DO 640 L=1,J2
   DO 650 K=1,I
   G=N+K
   IF(TR(L).NE.TH(1,G)) GO TO650
   TH(2,G)=L
650 CONTINUE
640 CONTINUE
641 CONTINUE
   RETOUR DES DONNEES INITIALES
   TH(1,C)=TR(1)
   TH(2,C)=TR(J2)
   TH(3,C)=P

   IF(OS.EQ.1.0)GO TO 401
   WRITE(NP,380)C,(TR(K),K=1,J2)
380 FORMAT(/5X,"COURANT CHAUD NO",I2,10(2X,F5.1))
401 IF(C.NE.N) GO TO 310
   IMPRIMER LES TEMPERATURES DES COURANTS FROIDS
   P=C.0
400 P=P+1.0
   DO 402 K=1,20
   TR(K)=C.0
402 CONTINUE
   K=0
   DO 412 J1=1,J
   H=J1+M
   IF(TC(3,H).NE.P) GOTO 412
   RETOUR DES DONNEES INITIALES
   C=P
   TC(4,C)=TC(4,H)
   TC(5,C)=TC(5,H)

   K=K+1
   IF(K.GT.1) GO TO 414
   TR(K)=TC(1,H)

```

```

TR(K+1)=TC(2,H)
K=K+1
GO TO 412
414 L=0
416 L=L+1
IF(TC(2,H).EQ.TR(L)) GO TO 420
IF(L.NE.(K-1)) GO TO 416
TR(K)=TC(2,H)
K=K+1
420 L=0
422 L=L+1
IF(TC(1,H).EQ.TR(L)) GOTO 430
IF(L.NE.(K-1)) GO TO 422
TR(K)=TC(1,H)
GO TO 412
430 K=K-1
412 CONTINUE
I2=K
C=P
C -----SORT-----
510 DO 540 K=2,I2,1
IF(TR(K-1).LE.TR(K)) GO TO 540
T=TR(K)
TR(K)=TR(K-1)
TR(K-1)=T
540 CONTINUE
K=1
550 K=K+1
IF(TR(K-1).GT.TR(K)) GO TO 510
IF(K.LT.I2) GO TO 550
IF(OS.EQ.1.0) GO TO 661
C DEFINITION DU TAUX DE COURANT
DO 660 L=1,I2
DO 670 K=1,J
H=M+K
IF(TR(L).NE.TC(1,H)) GO TO 670
TC(3,H)=L
670 CONTINUE
660 CONTINUE
661 CONTINUE
C RETOUR DES DONNEES INITIALES
TC(1,C)=TR(1)
TC(2,C)=TR(I2)
TC(3,C)=P
C
IF(OS.EQ.1.0) GO TO 531
WRITE(NP,530)C,(TR(K),K=1,I2)
530 FORMAT(//5X,"COURANT FROID NO",I2,10(2X,F5.1))
531 IF(C.NE.M) GO TO 400
IF(OS.EQ.1.0) GOTO 700
CALL STRUC
C SORTIS DE LA MATRICE STRUCTURALE
520 WRITE(NP,600)
600 FORMAT(////15X,"MATRICE STRUCTURALE DU RESEAU SYNTHETISE"
WRITE(NP,615)
615 FORMAT(////15X,"COURANTS")
MJ=M
WRITE(NP,610)(K,K=1,MJ)
610 FORMAT(14X,"CHAUD/FROID",20(3X,I2),1X,"REFROIDISSEMENT",/
MJ=M+1
NK=2*N+1
L=0
IS=0

```

```

DO 628 K=1,NK,2
WRITE(NP,626)(CM(K,C,1),C=1,M)
626 FORMAT(12X,'CHAUFFAGE',4X,20(3X,I2))
I5=I5+1
IF(K.EQ.NK) GO TO 628
L=L+2
WRITE(NP,620)I5,(CM(L,C,1),C=1,MJ)
620 FORMAT(14X,I2,9X,20(1X,I4))
628 CONTINUE
WRITE(NP,630)OS
630 FORMAT(///20X,'LE COUT=',F10.2,'COLLAR/AN'///)
700 RETURN
END
C
SOUS PROGRAMME HOT
SUBROUTINE HOT(IP,TV,PVDC,KP,HR,E,X,DAEV,DTN,DTK,KE,H)
INTEGER CM,HR,H,G,C,E
COMMON TH(8,200),TC(8,200),CM(50,50,10),N,M,I,J
REAL IP,KP,KE
NP=1
TC(7,1)=TC(6,1)+(TC(2,1)-TC(1,1))
QVC=TC(7,1)/IP
DAEV=DAEV+QVC+PVDC*HR
J=J+1
H=M+J
DO 100 C=1,8
TC(C,H)=TC(C,1)
100 TC(C,1)=0.C
DTN=TV-TC(2,H)
DTK=TV-TC(1,H)
KE=KP
WRITE(NP,103)QVC,DAEV
103 FORMAT(20X,2F11.2)
RETURN
END
C
SOUS PROGRAMME SORT1
SUBROUTINE SORT1
C
ARRANGEMENT DANS UN ORDRE DECROISSANT
INTEGER CM,C
COMMON TH(8,200),TC(8,200),CM(50,50,10),N,M,I,J
700 DO 720 K=2,N,1
IF(TH(1,K-1).GE.TH(1,K)) GO TO 720
DO 725 C=1,8
L=N+I+1
TH(C,L)=TH(C,K)
TH(C,K)=TH(C,K-1)
725 TH(C,K-1)=TH(C,L)
720 CONTINUE
K=1
730 K=K+1
IF(TH(1,K-1).LT.TH(1,K)) GO TO 700
IF(K.LT.N) GO TO 730
710 DO 740 K=2,M,1
IF(TC(2,K-1).GE.TC(2,K)) GO TO 740
DO 745 C=1,8
L=M+J+1
TC(C,L)=TC(C,K)
TC(C,K)=TC(C,K-1)
745 TC(C,K-1)=TC(C,L)
740 CONTINUE
K=1
750 K=K+1
IF(TC(2,K-1).LT.TC(2,K)) GO TO 710
IF(K.LT.M) GO TO 750

```

```

RETURN
END
C  SOUS PROGRAMME INIT
SUBROUTINE INIT(BROI,PSSI,DAEV,DAEE)
INTEGER CM,BROI,G,C,H
COMMON TH(8,200),TC(8,200),CM(50,50,10),N,M,I,J
PSSI=0.0
DAEV=0.0
DAEE=0.0
NP=1
WRITE(NP,95)BROI
95  FORMAT(20X,'BROI=',I2)
I1=I
J1=J
IF(BROI.EQ.1) GO TO 90
N1=2*N+TC(8,198)
M1=M+1
DO 900 I=1,N1
DO 910 J=1,M1
DO 960 C=1,5
960  CM(I,J,C)=0
910  CONTINUE
900  CONTINUE
DO 920 I=1,I1
G=N+I
DO 930 J=1,8
930  TH(J,G)=0
920  CONTINUE
DO 940 J=1,J1
H=M+J
DO 950 I=1,8
950  TC(I,H)=0
940  CONTINUE
C  REPARTITION DES MASSIFS
90  DO 20 I=1,N
TH(3,I)=I
TH(8,I)=1.0
20  TH(6,I)=TH(4,I)*TH(5,I)
DO 21 J=1,M
TC(3,J)=J
TC(8,J)=1.0
21  TC(6,J)=TC(4,J)*TC(5,J)
TC(8,198)=0.0
TC(8,199)=0.0
91  RETURN
END
C  SOUS PROGRAMME STRUC
SUBROUTINE STRUC
C  STOCKAGE DE LA MATRICE STRUCTURALE
INTEGER CM,G,H,C
COMMON TH(8,200),TC(8,200),CM(50,50,10),N,M,I,J
NP=1
DO 110 K4=1,J
K1=0
113  K1=K1+1
H=M+K1
IF(TC(6,H).EQ.K4) GO TO 121
IF(K1.NE.J) GO TO 113
GO TO 110
121  L1=0
120  L1=L1+1
G=L1+N
IF(TH(6,G).EQ.K4) GO TO 130

```

```

IF(L1.NE.I) GOTO120
C DETERMINATION DE LA PLACE D'ECHANGE
K2=N+1
L=TC(3,H)
IF(TC(8,H).GT.K2)GOTO180
K=2*TC(8,H)-1
CM(K,L,1)=TC(8,H)
TC(8,199)=TC(8,199)+1
GO TO 110
180 K2=2*N+1
DO 184 K3=1,K2,2
IF(CM(K3,L,1).NE.0) GO TO 184
CM(K3,L,1)=TC(8,H)
184 CONTINUE
TC(8,198)=TC(8,198)+1
GO TO 182
130 K=2*TH(3,G)
L=TC(3,H)
K2=0
150 K2=K2+1
IF(CM(K,L,K2).NE.0) GO TO 150
TC(8,193)=TC(8,193)+1
CM(K,L,K2)=TH(8,G)*100+TC(8,H)
182 CONTINUE
110 CONTINUE
RETURN
END
C SOUS PROGRAMME MQREC
SUBROUTINE MQREC(QH,QC,IQ,JQ,LDTM)
COMMON TH(8,200),TC(8,200),CM(50,50,10),N,M,I,J
QH=0.0
QC=0.0
C DETERMINATION DE 'Q' DU COURANT CHAUD
DO 30 IS=1,N
QH=QH+TH(6,IS)*(TH(1,IS)-TH(2,IS))
30 CONTINUE
IQ=0
C DETERMINATION DE 'Q' DU COURANT FROID
DO 31 JS=1,M
QC=QC+TC(6,JS)*(TC(2,JS)-TC(1,JS))
31 CONTINUE
JQ=0
K=0
TMAX=TH(1,1)-LDTM
C DETERMINATION DE 'Q' DU COURANT FROID
32 K=K+1
IF(K.EQ.(M+1)) GO TO 37
IF(TMAX.LT.TC(2,K)) GO TO 32
IF(K.EQ.1) GO TO 35
37 QCC=0.0
KK=K-1
DO 33 JK=1,KK
QCC=QCC+TC(6,JK)*(TC(2,JK)-TMAX)
33 CONTINUE
QC=QC-QCC
JQ=1
C DETERMINATION DE 'Q' DU COURANT CHAUD
35 L=0
TMIN=TC(1,M)+LDTM
34 CONTINUE
IF(TMIN.LE.TH(2,N-L)) GO TO 36
L=L+1
IF(L.EQ.(N+1)) GO TO 36

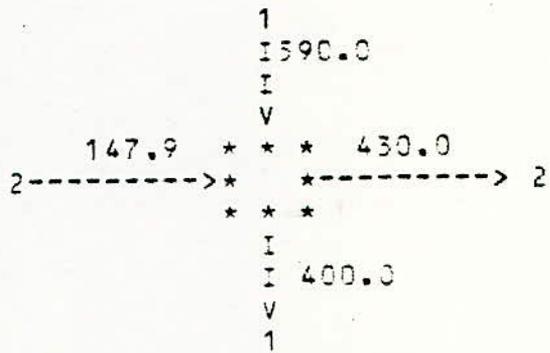
```

```
GO TO 34
36 IF(L.EQ.0) GO TO 39
   QHH=0.0
   DO 38 LL=1,L
   QHH=QHH+TH(6,N-LL+1)*(TMIN-TH(2,N-LL+1))
38 CONTINUE
   QH=QH-QHH
   IQ=1
39 RETURN
   END
```

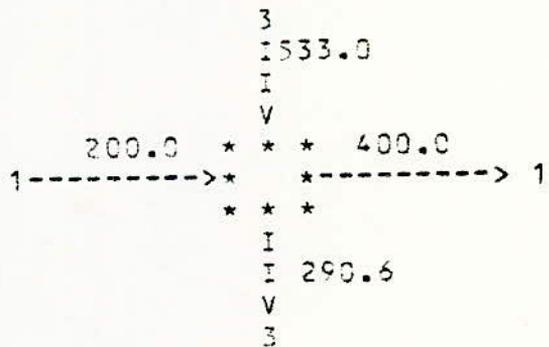
3 4203508500  
 150.0 150.0 200.0  
 590.0400.0 1.023760.01.00  
 471.0200.0 3.015770.01.00  
 533.0150.0 2.013200.01.00  
 200.0400.0 1.016000.01.00  
 100.0430.0 2.016000.01.00  
 300.0400.0 3.041280.01.00  
 150.0280.0 4.026240.01.00  
 180.0100.0767.5456.00.60.11.0  
 0.000050.00101.00

BR0I= 1

100.0430.0	2.016000.01.00	16000.00	0.00	1.0
200.0400.0	1.016000.01.00	16000.00	0.00	1.0
300.0400.0	3.041280.01.00	41280.00	0.00	1.0
150.0280.0	4.026240.01.00	26240.00	0.00	1.0
590.0400.0	1.023760.01.00	23760.00	0.00	1.0
533.0150.0	3.013200.01.00	13200.00	0.00	1.0
471.0200.0	2.015770.01.00	15770.00	0.00	1.0



252.1    150.0    206.1    146.0    6962.4



90.6    133.0    111.8    190.8    15137.0

```

      2
      I 471.0
      I
      V
    300.0 * * * 357.7
3----->* *-----> 3
      * * *
      I
      I 320.0
      V
      2

```

20.0 113.3 53.9 294.7 25747.4  
 2275.87 19344.90

```

      / 456.0
      /
    357.7 * * / * 400.0
3----->* / *-----> 3
      * / * *
      /
      /

```

98.3 56.0 77.2 113.2 31722.7

```

      2
      I 320.0
      I
      V
    150.0 * * * 222.1
4----->* *-----> 4
      * * *
      I
      I 200.0
      V
      2

```

50.0 97.9 73.9 170.6 39366.2

```

      3
      I 290.6
      I
      V
    222.1 * * * 246.5

```

```

4----->*      *-----> 4
          * * *
          I
          = 242.1
          V
          3

```

20.0      44.1      30.5      139.8      46148.0  
1145.50    29081.63

```

                               /456.0
                               /
246.5 * * / * 280.0
4----->* / *-----> 4
          * / *
          /
          /

```

209.5    176.0    192.8    22.8    48433.1

```

          3
          I242.1
          =
          V
100.0 * * * 147.9
2----->* *-----> 2
          * * *
          I
          = 184.1
          V
          3

```

84.1      94.3      89.2      57.2      52401.4  
LA MAUVAISE SYNTHESE

ALGORITHME DE SYNTHESE NO 1

BROI= 2

200.0400.0	1.016000.01.00	16000.00	0.00	1
100.0430.0	2.016000.01.00	16000.00	0.00	1
300.0400.0	3.041280.01.00	41280.00	0.00	1
150.0280.0	4.026240.01.00	26240.00	0.00	1
590.0400.0	1.023760.01.00	23760.00	0.00	1
471.0200.0	2.015770.01.00	15770.00	0.00	1
533.0150.0	3.013200.01.00	13200.00	0.00	1

```

      1
      I590.0
      I
      V
147.9 * * * 430.0
2----->* *-----> 2
      * * *
      I
      I 400.0
      V
      1

```

252.1    160.0    206.1    146.0    6962.4

```

      3
      I533.0
      I
      V
300.0 * * * 368.1
3----->* *-----> 3
      * * *
      I
      I 320.0
      V
      3

```

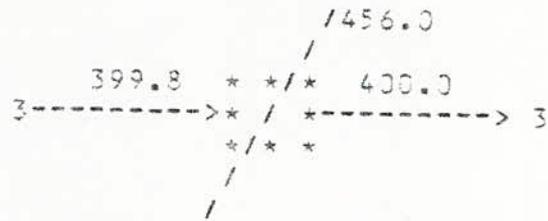
20.0    164.9    68.8    272.6    17087.1

```

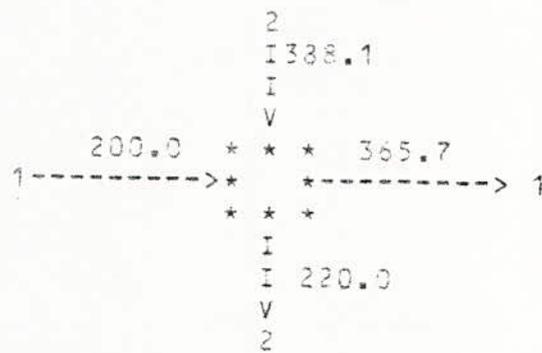
      2
      I471.0
      I
      V
365.1 * * * 399.8
3----->* *-----> 3
      * * *
      I
      I 388.1
      V
      2

```

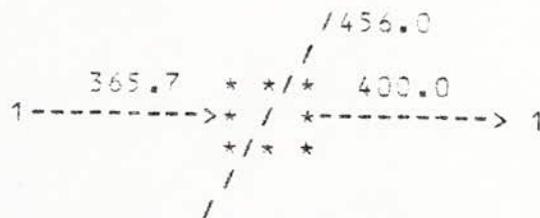
20.0    71.2    40.4    215.8    25888.0  
 12.03    102.24



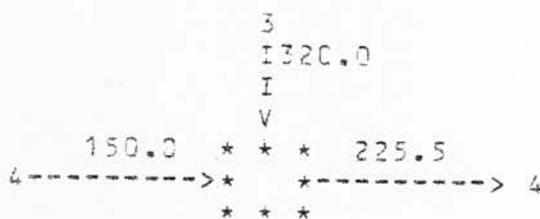
56.2      56.0      56.1      0.8      26199.6



20.0      22.4      21.2      833.4      45995.0  
 715.18      6181.23



90.3      56.0      73.2      37.5      49075.4



I  
I 170.0  
V  
3

20.0 94.5 48.0 274.8 59248.0  
1864.76 22031.66

1456.0  
/

225.5	*	*/	*	280.0
4----->	*	/	*	-----> 4
	*	/*	*	

/

230.5 176.0 203.3 35.2 62213.0

2  
I 220.0  
I  
V

128.1	*	*	*	147.9
2----->	*		*	-----> 2
	*	*	*	

I  
I 200.0  
V  
2

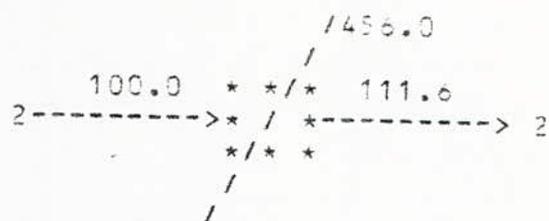
71.9 72.1 72.0 29.2 64863.4

3  
I 170.0  
I  
V

111.6	*	*	*	128.1
2----->	*		*	-----> 2
	*	*	*	

I  
I 150.0  
V  
3

38.4      41.9      40.1      43.9                  68247.3  
 242.61    24093.81



356.0      344.4      350.2      2.7                  68876.6

CHALEUR TOTALE RECUPEREE 13843670.0

ALGORITHME DE SYNTHESE NO 2

DURANT CHAUD NO 1	5	.0	400.0			
DURANT CHAUD NO 2	4	.0	388.1	220.0	200.0	
DURANT CHAUD NO 3	5	.0	320.0	170.0	150.0	
DURANT FROID NO 1	2	.0	365.7	400.0		
DURANT FROID NO 2	1	.0	111.6	128.1	147.9	430.0
DURANT FROID NO 3	3	.0	368.1	399.8	400.0	
DURANT FROID NO 4	1	.0	225.5	280.0		

MATRICE STRUCTURALE DU RESEAU SYNTHETISE

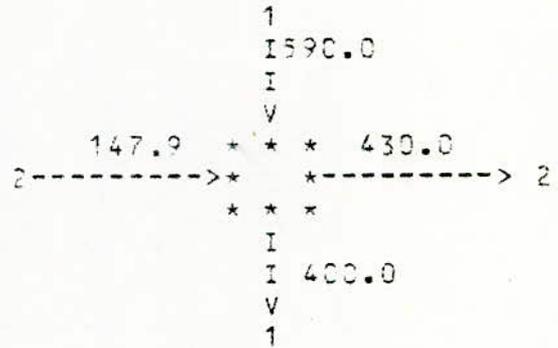
COURANTS				
CHAUD/FROID	1	2	3	4
CHAUFFAGE	0	1	0	0

1	0	104	0	0	0
CHAUFFAGE	2	0	0	2	
2	201	303	102	0	0
CHAUFFAGE	0	0	3	0	
3	0	302	101	201	0
CHAUFFAGE	0	0	0	0	

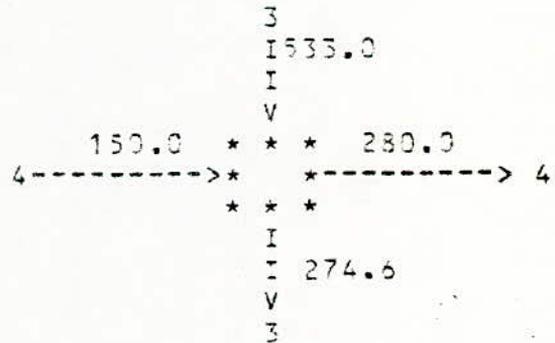
LE COUT= 30981.46DOLLAR/AN

BRUI= 3

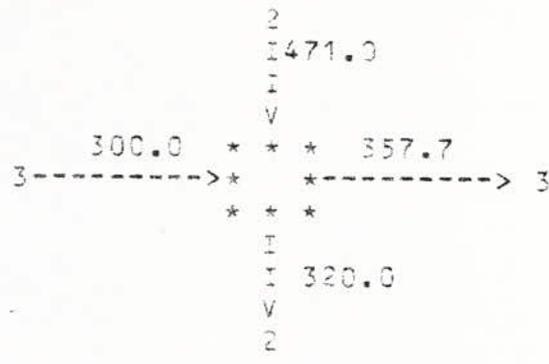
200.0400.0	1.016000.01.00	16000.00	0.00	1.0
100.0430.0	2.016000.01.00	16000.00	0.00	1.0
300.0400.0	3.041280.01.00	41280.00	0.00	1.0
150.0280.0	4.026240.01.00	26240.00	0.00	1.0
590.0400.0	1.023760.01.00	23760.00	0.00	1.0
471.0200.0	2.015770.01.00	15770.00	0.00	1.0
533.0150.0	3.013200.01.00	13200.00	0.00	1.0



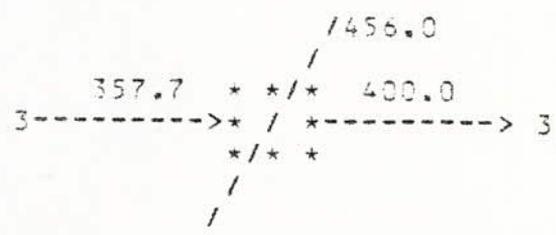
252.1 160.0 206.1 146.0 6962.4



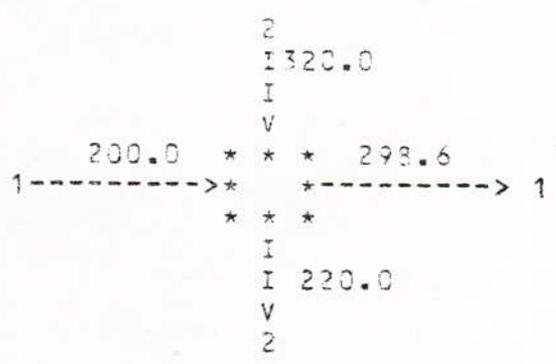
124.6 253.0 151.5 125.3 13313.8



20.0    113.3    53.9    294.7    23924.2  
2275.87    19344.90



98.3    56.0    77.2    113.2    29899.5



20.0    21.4    20.7    507.4    44598.7  
2114.66    37319.50

/ 456.0  
/

298.6 \* \*/\* 400.0  
 1----->\* / \*-----> 1  
 \*/\* \*  
 /  
 /

157.4 56.0 98.2 82.6 49544.8

3  
 I 274.6  
 I  
 V  
 100.0 \* \* \* 147.9  
 2----->\* \*-----> 2  
 \* \* \*  
 I  
 I 216.6  
 V  
 3

116.6 126.7 121.7 42.0 52839.0  
 LA MAUVAISE SYNTHÈSE

ALGORITHME DE SYNTHÈSE NO 3

BROI= 4  
 200.0400.C 1.016000.01.00 16000.00 0.00 1.0  
 100.0430.C 2.016000.01.00 16000.00 0.00 1.0  
 300.0400.C 3.041280.01.00 41280.00 0.00 1.0  
 150.0280.0 4.026240.01.00 26240.00 0.00 1.0  
 590.0400.C 1.023760.01.00 23760.00 0.00 1.0  
 471.0200.C 2.015770.01.00 15770.00 0.00 1.0  
 533.0150.C 3.013200.01.00 13200.00 0.00 1.0

1  
 I 590.0  
 I  
 V  
 200.0 \* \* \* 400.0  
 1----->\* \*-----> 1  
 \* \* \*  
 I  
 I 455.3  
 V  
 1

255.3 190.0 222.7 95.5 5406.5

```
      3
      I 533.0
      I
      V
114.0 * * * 430.0
2----->* *-----> 2
      * * *
      I
      I 150.0
      V
      3
```

36.0 103.0 63.8 528.4 20466.6

```
      2
      I 471.0
      I
      V
300.0 * * * 357.7
3----->* *-----> 3
      * * *
      I
      I 320.0
      V
      2
```

20.0 113.3 53.9 294.7 31077.0

```
      1
      I 455.3
      I
      V
368.2 * * * 400.0
3----->* *-----> 3
      * * *
      I
      I 400.0
      V
      1
```

31.8 55.3 43.6 201.1 39511.8  
563.30 4788.02

/456.0  
/

357.7 \* \*/\* 368.2

3----->\* / \*-----> 3

\*/\* \*

/

/

98.3      87.8      93.1      23.2      41821.9

2  
1320.0  
I  
V

150.0 \* \* \* 222.1

4----->\* \*-----> 4

\* \* \*

I  
I 200.0  
V  
2

50.0      97.9      73.9      170.6      49465.4  
1978.39      21608.61

/456.0  
/

222.1 \* \*/\* 230.0

4----->\* / \*-----> 4

\*/\* \*

/

/

233.9      176.0      204.9      37.1      52523.0  
292.38      24093.82

/456.0  
/

100.0 \* \*/\* 114.0

2----->\* / \*-----> 2

\*/ \* \*  
/

356.0 342.0 349.0 3.2 53228.3

CHALEUR TOTALE RECUPEREE 13843670.0

ALGORITHME DE SYNTHESE NO 4

COURANT CHAUD NO 1 590.0 455.3 400.0  
COURANT CHAUD NO 2 471.0 320.0 200.0  
COURANT CHAUD NO 3 533.0 150.0  
COURANT FROID NO 1 200.0 400.0  
COURANT FROID NO 2 100.0 114.0 430.0  
COURANT FROID NO 3 300.0 357.7 368.2 400.0  
COURANT FROID NO 4 150.0 222.1 280.0

MATRICE STRUCTURALE DU RESEAU SYNTHESE

COURANTS		1	2	3	4	
CHAUD/FROID						
CHAUFFAGE		0	1	0	0	
1		101	0	203	0	0
CHAUFFAGE		0	0	2	2	
2		0	0	101	201	0
CHAUFFAGE		0	0	0	0	
3		0	102	0	0	0
CHAUFFAGE		0	0	0	0	

LE COUT= 29416.64DOLLAR/AN

BRQI= 5

200.0400.0	1.016000.01.00	16000.00	0.00	1.0
100.0430.0	2.016000.01.00	16000.00	0.00	1.0
300.0400.0	3.041280.01.00	41280.00	0.00	1.0
150.0280.0	4.026240.01.00	26240.00	0.00	1.0
590.0400.0	1.023760.01.00	23760.00	0.00	1.0
471.0200.0	2.015770.01.00	15770.00	0.00	1.0
533.0150.0	3.013200.01.00	13200.00	0.00	1.0

1  
I 1590.0  
I  
V  
200.0 \* \* \* 400.0  
1----->\* \*-----> 1  
\* \* \*  
I  
I 455.3  
V  
1

255.3 190.0 222.7 95.8 5406.5

3  
I 1533.0  
I  
V  
300.0 \* \* \* 368.1  
3----->\* \*-----> 3  
\* \* \*  
I  
I 320.0  
V  
3

20.0 164.9 68.8 272.6 15531.3

2  
I 471.0  
I  
V  
162.9 \* \* \* 430.0  
2----->\* \*-----> 2  
\* \* \*  
I  
I 200.0

V  
2

37.1    41.0    39.1    729.6    33803.3

```

      1
      I 1455.3
      I
      V
368.2 * * * 400.0
3----->* *-----> 3
      * * *
      I
      I 400.0
      V
      1

```

31.8    55.3    43.6    201.1    42243.1  
2.60    22.14

```

      / 1456.0
      /
368.1 * * / * 368.2
3----->* / *-----> 3
      * / * *
      /

```

87.9    87.8    87.9    0.1    42338.1

```

      3
      I 1320.0
      I
      V
150.0 * * * 225.5
4----->* *-----> 4
      * * *
      I
      I 170.0
      V
      3

```

20.0    94.5    48.0    274.8    52510.8

1864.76 15872.56

                                  /456.0  
                                  /  
225.5 \* \*/\* 280.0  
4----->\* / \*-----> 4  
                                  \*/\* \*  
                                  /  
                                  /

230.5 176.0 203.3 35.2 55475.8

                                  3  
                                  I170.0  
                                  I  
                                  V  
100.0 \* \* \* 116.5  
2----->\* \*-----> 2  
                                  \* \* \*  
                                  I  
                                  I 150.0  
                                  V  
                                  3

50.0 53.5 51.8 34.0 58380.0  
967.21 24093.81

                                  /456.0  
                                  /  
116.5 \* \*/\* 162.9  
2----->\* / \*-----> 2  
                                  \*/\* \*  
                                  /  
                                  /

339.5 293.1 316.3 11.7 59913.7

CHALEUR TOTALE RECUPEREE 13843670.0

AUD NO 1 590.0 455.3 400.0

AUD NO 2 471.0 200.0

AUD NO 3 533.0 320.0 170.0 150.0

OID NO 1 200.0 400.0

OID NO 2 100.0 116.5 162.9 430.0

OID NO 3 300.0 368.1 368.2 400.0

OID NO 4 150.0 225.5 280.0

MATRICE STRUCTURALE DU RESEAU SYNTHETISE

COURANTS	1	2	3	4	
CHAUD/FROID	0	0	0	0	
AUFFAGE	101	0	203	0	0
1	0	2	2	2	
AUFFAGE	0	103	0	0	0
2	0	0	0	0	
AUFFAGE	0	301	101	201	0
3	0	0	0	0	
AUFFAGE	0	0	0	0	

LE COUT= 30085.18DOLLAR/AN

BROI= 6			
200.0400.0	1.016000.01.00	16000.00	0.00 1.0
100.0430.0	2.016000.01.00	16000.00	0.00 1.0
300.0400.0	3.041280.01.00	41280.00	0.00 1.0
150.0280.0	4.026240.01.00	26240.00	0.00 1.0
590.0400.0	1.023760.01.00	23760.00	0.00 1.0
471.0200.0	2.015770.01.00	15770.00	0.00 1.0
533.0150.0	3.013200.01.00	13200.00	0.00 1.0

I  
V  
200.0 \* \* \* 400.0  
1----->\* \*-----> 1  
\* \* \*  
I  
I 455.3  
V  
1

255.3    190.0    222.7    95.8            5406.5

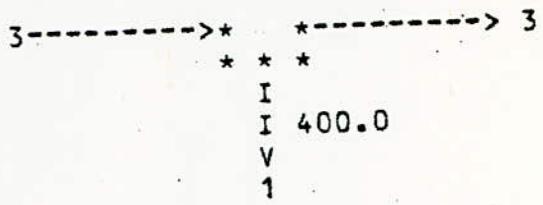
3  
I 533.0  
I  
V  
150.0 \* \* \* 280.0  
4----->\* \*-----> 4  
\* \* \*  
I  
I 274.6  
V  
3

124.6    253.0    181.5    125.3            11758.0

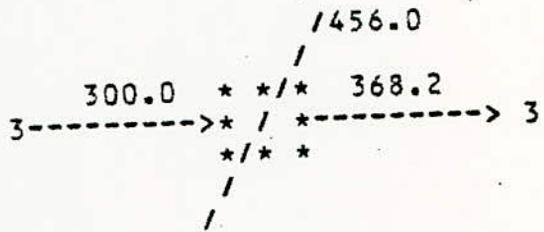
2  
I 471.0  
I  
V  
162.9 \* \* \* 430.0  
2----->\* \*-----> 2  
\* \* \*  
I  
I 200.0  
V  
2

37.1    41.0    39.1    729.6            30035.0

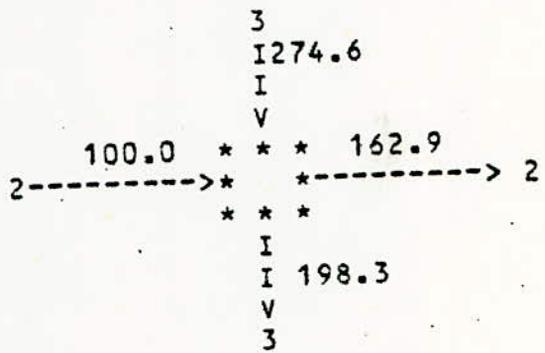
1  
I 455.3  
I  
V  
368.2 \* \* \* 400.0



31.8 55.3 43.6 201.1 38469.8  
 3665.93 31160.39



156.0 87.8 121.9 115.4 44514.3



98.3 111.7 105.0 63.9 48753.9  
 LA MAUVAISE SYNTHSE

ALGORITHME DE SYNTHSE NO. 6

BROI= 7			
200.0400.0	1.016000.01.00	16000.00	0.00 1.0
100.0430.0	2.016000.01.00	16000.00	0.00 1.0
300.0400.0	3.041280.01.00	41280.00	0.00 1.0
150.0280.0	4.026240.01.00	26240.00	0.00 1.0
590.0400.0	1.023760.01.00	23760.00	0.00 1.0
471.0200.0	2.015770.01.00	15770.00	0.00 1.0
533.0150.0	3.013200.01.00	13200.00	0.00 1.0

```

1
I590.0
I
V
300.0 * * * 400.0
3----->* *-----> 3
* * *
I
I 416.3
V
1

```

116.3 190.0 153.1 179.7 7885.3

```

3
I533.0
I
V
114.0 * * * 430.0
2----->* *-----> 2
* * *
I
I 150.0
V
3

```

36.0 103.0 63.8 528.4 22945.4

```

2
I471.0
I
V
200.0 * * * 400.0
1----->* *-----> 1
* * *
I
I 268.1
V
2

```

68.1 71.0 69.5 306.8 33813.6

1  
 I 416.3  
 I  
 V  
 265.3 \* \* \* 280.0  
 4----->\* \*-----> 4  
 \* \* \*  
 I  
 I 400.0  
 V  
 1

134.7 136.3 135.5 19.0 35862.3

2  
 I 268.1  
 I  
 V  
 150.0 \* \* \* 190.9  
 4----->\* \*-----> 4  
 \* \* \*  
 I  
 I 200.0  
 V  
 2

50.0 77.2 43.6 112.6 41818.0

/ 456.0  
 /  
 190.9 \* \* / \* 265.3  
 4----->\* / \*-----> 4  
 \* / \* \*  
 /  
 /

265.1 190.7 227.9 42.8 45152.0  
292.38 24093.82

/ 456.0  
 /  
 100.0 \* \* / \* 114.0

2----->\* / \*-----> 2  
 /\*\*  
 /

356.0 342.0 349.0 3.2 45857.3

CHALEUR TOTALE RECUPEREE 13843670.0

ALGORITHME DE SYNTHESE NO 7

COURANT CHAUD NO 1 590.0 416.3 400.0  
 COURANT CHAUD NO 2 471.0 263.1 200.0  
 COURANT CHAUD NO 3 533.0 150.0  
 COURANT FROID NO 1 200.0 400.0  
 COURANT FROID NO 2 100.0 114.0 430.0  
 COURANT FROID NO 3 300.0 400.0  
 COURANT FROID NO 4 150.0 190.9 265.3 280.0

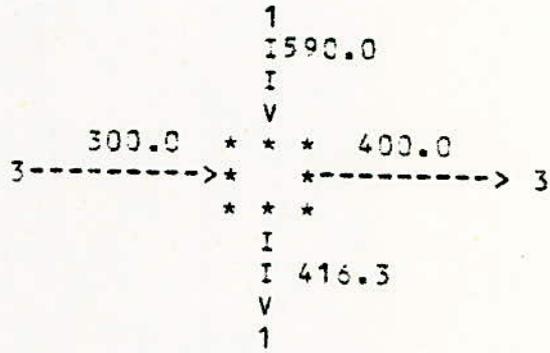
MATRICE STRUCTURALE DU RESEAU SYNTHETISE

COURANTS		1	2	3	4	
CHAUD/FROID						
CHAUFFAGE		0	1	0	0	
1		0	0	101	203	0
CHAUFFAGE		0	0	0	2	
2		101	0	0	201	0
CHAUFFAGE		0	0	0	0	
3		0	102	0	0	0
CHAUFFAGE		0	0	0	0	

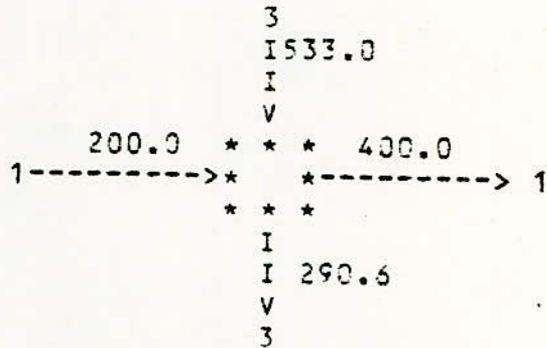
LE COUT= 23679.55DOLLAR/AN

BROI= 8

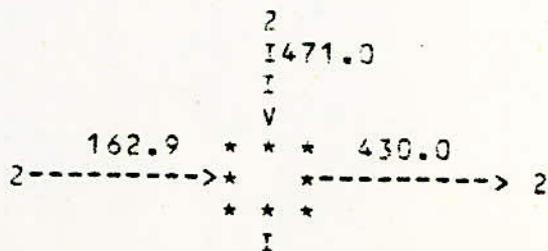
200.0400.C	1.C16000.01.00	16000.00	0.00	1.0
100.0430.C	2.C16000.01.00	16000.00	0.00	1.0
300.0400.C	3.C41280.01.00	41280.00	0.00	1.0
150.0230.C	4.C26240.01.00	26240.00	0.00	1.0
590.0400.C	1.C23760.01.00	23760.00	0.00	1.0
471.0200.C	2.C15770.01.00	15770.00	0.00	1.0
533.0150.C	3.C13200.01.00	13200.00	0.00	1.0



116.3    190.0    153.1    179.7    7885.3



90.6    133.0    111.8    190.8    16059.9



I 200.0  
V  
2

37.1      41.0      39.1      729.6      34337.0

1  
I 416.3  
I  
V  
265.3 \* \* \* 280.0  
4----->\* \*-----> 4  
\* \* \*  
I  
I 400.0  
V  
1

134.7      136.3      135.5      19.0      36385.7

3  
I 290.6  
I  
V  
150.0 \* \* \* 210.7  
4----->\* \*-----> 4  
\* \* \*  
I  
I 170.0  
V  
3

20.0      79.9      43.3      245.0      45883.1  
1367.36      15372.57

1456.0  
/ 210.7 \* \*/ \* 265.3  
4----->\* / \*-----> 4  
\*/ \* \*  
/  
/

245.3 190.7 218.0 32.9 48728.3

```

      3
      I170.0
      I
      V
100.0 * * * 116.5
2----->* *-----> 2
      * * *
      I
      I 150.0
      V
      3
  
```

50.0 53.5 51.8 34.0 51632.5  
 967.21 24093.81

```

      /456.0
      /
116.5 * */* 162.9
2----->* / *-----> 2
      */* *
      /
      /
  
```

339.5 293.1 316.3 11.7 53166.2

CHALEUR TOTALE RECUPEREE 13843670.0

ALGORITHME DE SYNTHESE NO 8

COURANT CHAUD NO 1 590.0 416.3 400.0

COURANT CHAUD NO 2 471.0 200.0

COURANT CHAUD NO 3 533.0 290.6 170.0 150.0

COURANT FROID NO 1 200.0 400.0

COURANT FROID NO 2 100.0 116.5 162.9 430.0

COURANT FROID NO 3 300.0 400.0

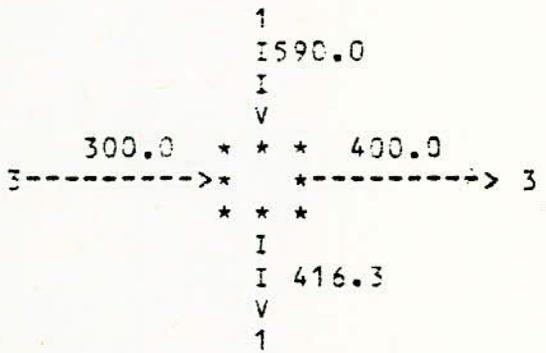
COURANT FROID NO 4 150.0 210.7 265.3 280.0

MATRICE STRUCTURALE DU RESEAU SYNTHETISE

COURANTS		1	2	3	4	
CHAUD/FROID						
CHAUFFAGE		0	0	0	0	
1		0	0	101	203	0
CHAUFFAGE		0	2	0	2	
2		0	103	0	0	0
CHAUFFAGE		0	0	0	0	
3		101	301	0	201	0
CHAUFFAGE		0	0	0	0	

LE COUT= 29410.44DOLLAR/AN

BROI= 9					
200.0400.0	1.016000.01.00	16000.00		0.00	1.0
100.0430.0	2.016000.01.00	16000.00		0.00	1.0
300.0400.0	3.041280.01.00	41280.00		0.00	1.0
150.0230.0	4.026240.01.00	26240.00		0.00	1.0
390.0400.0	1.023760.01.00	23760.00		0.00	1.0
471.0200.0	2.015770.01.00	15770.00		0.00	1.0
533.0150.0	3.013200.01.00	13200.00		0.00	1.0



116.3 130.0 153.1 170.7 7885.3

3  
 I 533.0  
 I  
 V  
 150.0 \* \* \* 280.0  
 4----->\* \*-----> 4  
 \* \* \*  
 I  
 I 274.6  
 V  
 3

124.6    253.0    181.5    125.3            14236.7

2  
 I 471.0  
 I  
 V  
 162.9 \* \* \* 430.0  
 2----->\* \*-----> 2  
 \* \* \*  
 I  
 I 200.0  
 V  
 2

37.1    41.0    39.1    729.6            32513.8

1  
 I 416.3  
 I  
 V  
 372.1 \* \* \* 396.3  
 1----->\* \*-----> 1  
 \* \* \*  
 I  
 I 400.0  
 V  
 1

27.9    20.0    23.9    107.6            38309.7  
 77.91    662.26

/456.0  
/  
396.3 \* \*/\* 400.0  
1----->\* / \*-----> 1  
\*/\* \*  
/  
/

59.7    56.0    57.9    5.2    39247.3

3  
I274.6  
I  
V  
200.0 \* \* \* 245.0  
1----->\* \*-----> 1  
\* \* \*  
I  
I 220.0  
V  
3

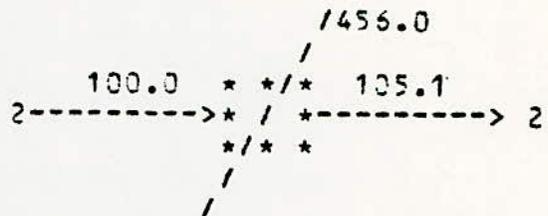
20.0    29.6    24.8    193.8    47499.0  
2649.38    23182.02

/456.0  
/  
245.0 \* \*/\* 372.1  
1----->\* / \*-----> 1  
\*/\* \*  
/  
/

211.0    83.9    132.0    73.7    52117.9

3  
I220.0  
I  
V  
105.1 \* \* \* 162.9  
2----->\* \*-----> 2  
\* \* \*  
I  
I 150.0  
V

44.9	57.1	51.0	120.8	58332.1
107.27	24093.82			



356.0	350.9	353.4	1.2	58715.6
-------	-------	-------	-----	---------

CHALEUR TOTALE RECUPEREE 13843670.0

ALGORITHME DE SYNTHÈSE NO 9

COURANT CHAUD NO 1	590.0	416.3	400.0		
COURANT CHAUD NO 2	471.0	200.0			
COURANT CHAUD NO 3	533.0	274.6	220.0	150.0	
COURANT FROID NO 1	200.0	245.0	372.1	396.3	400.0
COURANT FROID NO 2	100.0	105.1	162.9	430.0	
COURANT FROID NO 3	300.0	400.0			
COURANT FROID NO 4	150.0	280.0			

MATRICE STRUCTURALE DU RESEAU SYNTHETISE

COURANTS		1	2	3	4	
CHAUD/FROID						
CHAUFFAGE		0	1	0	0	
1		203	0	101	0	0
CHAUFFAGE		2	0	0	0	0
2		0	103	0	0	0
CHAUFFAGE		0	0	0	0	0
3		201	302	0	101	0
CHAUFFAGE		4	0	0	0	

LE COUT= 29965.38DOLLAR/AN

QUANTITE DE CHALEUR DES COURANTS CHAUDS= 13843670.00  
 QUANTITE DE CHALEUR DES COURANTS FROIDS= 16019200.00

