

Ministère de l'Enseignement et de la Recherche Scientifique

ECOLE NATIONALE POLYTECHNIQUE

13/86

THESE

Présentée au :

Département Génie Mécanique

Pour obtenir

LE GRADE DE MAGISTER

Option : Energetique

Par

KHEMIS OTMANE

Sujet :

**Etude conceptuelle d'un cycle d'extraction
de l'Hélium à partir des gaz de queue
d'une usine DE G. N. L. ALGERIENNE**

Soutenue devant la commission d'examen le :

JURY :

* R. BELABBES	Prof.	Président
* M. AIT-ALI	Prof.	Rapporteur
* M. VERNER	D. Es. Sc.	} Examineurs
* Z. AIDOUN	Phd.	
* M. ASSAM	Sonatrach	Invité

Ministère de l'Enseignement et de la Recherche Scientifique

ECOLE NATIONALE POLYTECHNIQUE

THESE

Présentée au :

Département Génie Mécanique

Pour obtenir

LE GRADE DE MAGISTER

Option : Energetique

Par

KHEMIS OTMANE

Sujet :

**Etude conceptuelle d'un cycle d'extraction
de l'Hélium à partir des gaz de queue
d'une usine DE G. N. L. ALGERIENNE**

Soutenue devant la commission d'examen le :

JURY :

* R. BELABBES	Prof.	Président
* M. AIT-ALI	Prof.	Rapporteur
* M. VERNER	D. Es. Sc.	} Examineurs
* Z. AIDOUN	Phd.	
* M. ASSAM	Sonatrach	Invité

Remerciements

Le sujet de ce magister à été proposé et suivi par Monsieur Ait-Ali, Directeur de l'école nationale polytechnique et professeur au département de Génie-Mécanique, auquel vont mes remerciements les plus sincères.

Je suis très reconnaissant à Monsieur Belabbes professeur au département de Génie-Chimique de me faire l'honneur de présider ce Jury.

Mes plus vifs remerciements vont également à Messieurs Werner et Aidoun pour avoir accepté de juger ce travail.

Je n'oublie pas de remercier tous mes amis.

TABLE DES MATIERES

CHAPITRE I

INTRODUCTION	1
1.1 Généralités	1
1.2 Séparation de l'hélium à partir du gaz naturel	2
1.3 Production de l'hélium dans les usines de G.N.L	3
1.4 Plan de l'étude	4

CHAPITRE II

GENERALITES SUR LES CYCLES DE LIQUEFACTION	6
2.1 Liquéfaction idéale	6
2.2 Travail réel de liquéfaction	7
2.3 Effet de pré-refroidissement sur la liquéfaction idéale.....	10
2.4 Effet de pré-refroidissement sur la liquéfaction réelle	12
2.5 Conclusion	14

CHAPITRE III

GENERALITES SUR LES PROPRIETES THERMODYNAMIQUES DES MELANGES	16
3.1 Introduction	16
3.2 Problème général de l'équilibre liquide-vapeur	17
3.3 Equation d'état de Redlich-Kwong	19
3.4 Equation d'état de Redlich-Kwong modifiée pour un mélange	20
3.5 Fugacité et potentiel chimique	22
3.6 Enthalpie et entropie pour un mélange...	23
3.7 Conclusion	24

CHAPITRE IV

QUALIFICATION DE L'EQUATION D'ETAT DE R K M 25

4.1	Détermination des propriétés du mélange (C1-N2-He)	25
4.2	Calcul de la température de rosée	26
4.3	Calcul de la température de bulle	30
4.4	Calcul de l'équilibre de phase à un taux de vaporisation imposé	33
4.5	Calcul des paramètres thermodynamiques en phase liquide et vapeur.....	36
4.6	Programme Basic	36
4.7	Comparaison des résultats obtenus avec certains points expérimentaux	36
4.8	Conclusion	40

CHAPITRE V

CYCLE THERMODYNAMIQUE PROPOSE POUR LA SEPARATION DE L'HELIUM 41

5.1	Introduction	41
5.2	Etude du cycle de séparation de l'hélium	41
5.3	Choix des fluides frigorigènes	41
5.4	Fonctionnement de l'installation	42
5.5	Surface d'échange des échangeurs des échangeurs de l'installation.....	45
5.6	Les compresseurs.....	47
5.7	Conclusion	49

CHAPITRE VI

COUT DE PRODUCTION 50

6.1	Introduction	50
6.2	Investissements globaux	50
6.2.1	Calcul des investissements en limites.	51
6.2.2	Calcul du capital amortissable	57
6.3	Coût opératoire	57
6.3.1	Charges variables	58
6.3.2	Main-d'Œuvre	58
6.3.3	Charges fixes	58
6.3.4	Prix de revient.....	59
6.4	Conclusion	59

CHAPITRE VII

CONCLUSIONS GENERALES	60
-----------------------------	----

ANNEXES :

A - Résolution algébrique de l'équation d'état de R K M	62
B - Enthalpies et entropies des mélanges	64
C - Programme basic de l'équilibre de phase liquide-vapeur	68
D - Echangeurs de chaleurs	76
D1- Introduction	76
D2- Transfert de chaleur	77
D3- Propriétés des fluides	79
D4- Programme basic	80
E - Propriétés des fluides	92

BIBLIOGRAPHIE	93
---------------------	----

N O T A T I O N S

A,a	:	Constantes de l'équation de R.K.M
B,b	:	" " "
C1,C2	:	Constantes des paramètres critiques de R.K.M
CA.A	:	Capital amortissable
CA.F	:	Capital fixe
CH.F	:	Charges fixes
CH.V	:	Charges variables
Cp	:	Chaleur molaire à pression constante
Cv	:	Chaleur molaire à volume constant
D	:	Diamètre
E	:	Echangeur
e	:	Epaisseur
F	:	Fugacité
f	:	Fonction
F.O	:	Frais opératoires
G	:	Energie libre de Gibbs
g	:	Energie libre partielle, accélération de la pesanteur
H,h	:	Enthalpie molaire, coefficient de convection
I.U	:	Investissements unités
K	:	Conductibilité thermique, constante d'équilibre
Kp	:	Conductibilité du matériau
L	:	Fraction molaire liquide du mélange
Ln	:	Log.Nipérien
M	:	Masse molaire
m°	:	Débit molaire
M.OE	:	Main d'oeuvre
N	:	Nombre de variables
n	:	Nombre de mole
Pr	:	Nombre de Prandtl
P	:	Pression
Pr	:	Nombre de Prandtl
P.X.R	:	Coût opératoire
Q	:	Chaleur
R	:	Constante universelle des gaz, rayon
Re	:	Nombre de Reynolds
S	:	Entropie, surface d'échange
T	:	Température
U	:	Energie interne, coefficient de transfert de chaleur
u	:	Potentiel chimique
V	:	Volume molaire
W	:	Travail
w	:	Facteur accentrique de Pitzer
X	:	Fraction molaire de la phase liquide
Xtt	:	Facteur de Martinelli
Y	:	Fraction molaire de la phase vapeur
Z	:	Fraction molaire du mélange global, coefficient de compressibilité

Lettres Grecques

Z	:	Distance, terme correctif du facteur de compressibilité,
a	b	: Constante des paramètres critiques de R.K.M
tm	:	Différence de température moyenne logarithmique
	:	Angle
U	:	Viscosité

Indices

b	:	Bulle
c	:	Critique, compression, chaud
e	:	Entrée
exp	:	Exponentiel
eq	:	Equivalent
f	:	Fluide, froid
f-g	:	Fluide-gaz
i,j	:	Indices
ij	:	Indices binaires
l,v	:	Liquide, vapeur
m	:	mélange
r	:	Réfrigération, réduite, rosée
s	:	Isentropique
sat	:	Saturation
sup	:	Supplémentaire
t	:	Isotherme
^	:	Élévation à la puissance
R.K.M	:	Redlich-Kwong modifié
Exp	:	Expérimental

CHAPITRE I

INTRODUCTION

1.1 Généralités

L'Hélium peut être produit commercialement par extraction à partir de l'air atmosphérique dont la teneur est de $4,6 \cdot 10^{-4}\%$ et à partir du gaz naturel de transport dont la teneur varie de quelques dixièmes à plusieurs pourcents. Dans le premier cas, il est obtenu comme sous produit de la liquéfaction de l'air dont l'objectif est la production de l'Oxygène et de l'Azote liquides. Dans le second cas, il est l'objectif principal, et l'Azote liquide le sous produit.

L'évaluation de son coût économique selon le cas, tiendra compte de la distribution du coût global de production sur les produits obtenus.

L'Hélium peut être obtenu comme sous produit, de même que le néon, de la liquéfaction de l'Air. Ruheman donne, d'après Scott(1), la composition de la phase vapeur à 5 atm et 77°K obtenue après la séparation de la phase liquide constituée essentiellement d'Azote liquide, elle même obtenue après la séparation de l'Oxygène :

N ₂ :	70%
Ne:	23%
He:	7%

Le Néon est ensuite obtenu après compression de ce mélange gazeux à 50 atm et condensation de l'Azote vapeur à l'aide de l'Azote liquide obtenu auparavant. Les traces d'Azote liquide encore associées au Néon et à l'Hélium en sont extraites par absorption sur du Calcium ou du Magnésium. La phase vapeur obtenue contient environ 30% de Néon. Le Néon peut être séparé en le condensant à l'aide d'Hydrogène liquide comme l'a démontré Meisner d'après Amber (2). Mais comme ce liquide n'est pas couramment disponible, le procédé est peut utilisé. Alternativement, son absorption très sélective sur une surface activée de Charbon de bois ou de Silicate est plus utilisée car le Néon est plus fortement absorbé que l'Hélium.

Scott (1) affirme que l'Hélium peut être obtenu à meilleur marché à partir du gaz naturel pour des teneurs de l'ordre de un pourcent ou plus.

Cette seconde source est la plus utilisée de nos jours, particulièrement aux U.S.A., dont la production de gaz naturel est la plus ancienne et aussi la plus importante.

1.2 Séparation de l'Hélium à partir du gaz naturel

Une grande installation de séparation de l'Hélium à partir du gaz naturel de transport a été décrite par Mulling(3). Sa description concerne, d'après scott(1), l'usine de l'Otis de

l'U.S Bureau of Mines, usine qui traite un gaz naturel dont la composition moyenne par volume est de :

He : 4 %
N₂ : 12 %
CH₄ : 84 %

Cette composition est typique des gaz traités dans les autres usines et dont la teneur en Hélium varie de 1 à 8 %. Le schéma d'une telle installation est représenté sur la figure 1.1 Le gaz naturel est d'abord comprimé à environ 40 atm puis traité par absorption sur zéonite ou sur Charbon activé pour en extraire les fractions de CO₂, H₂S et H₂O qui autrement pourraient se solidifier dans les tuyauteries aux basses températures nécessaires à l'extraction successive des hydrocarbures les plus lourds. Il est ensuite refroidi et condensé à contre courant dans l'échangeur A avec le reflux de gaz naturel essentiellement liquide saturé à 5 atm, le condensat est détendu à 17 atm (-145°C) avant d'être introduit dans l'échangeur-séparateur B où le gaz naturel pratiquement liquéfié à 98% est extrait pour être détendu à 5 atm et servir de réfrigérant dans l'échangeur de tête A.

La phase vapeur produite dans l'échangeur-séparateur B est approximativement 60% Hélium et 40% Azote par volume, avec des traces de Méthane. Elle sert de réfrigérant dans l'échangeur H, avant d'être comprimée à 184 atm et réintroduit dans le cycle à travers cet échangeur pour y subir sa seconde et dernière séparation dans l'échangeur séparateur D. Un complément de réfrigération est apporté par l'Azote d'un cycle de liquéfaction complémentaire, introduit à 40 atm et à la température ambiante dans l'échangeur G où il est refroidi à contre courant avec des vapeurs froides d'Azote à 1 atm issues de l'échangeur B. Il est ensuite liquéfié par détente dans un moteur à expansion. La phase liquide produite sert à purifier dans le séparateur E l'Hélium brut (60% He + 40% N₂) produit au stade initial puis réintroduit à 184 atm comme indiqué plus haut.

Le mélange d'Azote et d'Hélium est séparé dans le séparateur C, puis la phase vapeur est réinjectée à 17 atm dans l'échangeur B où elle va enrichir la composition d'Hélium brut. L'Hélium produit dans le séparateur E est à 98% pur. L'Azote qui lui est associé en est extrait par absorption sur du charbon activé. Le gaz naturel traité et débarrassé de son Hélium et de son Azote, ce qui augmente ainsi son pouvoir calorifique, est réinjecté dans le gazoduc après ré-compression à la pression appropriée.

1.3 Production de l'Hélium dans les usines de G N L

La troisième source de production de l'Hélium, potentiellement plus rentable que le gaz naturel de transport avec la même teneur, est constituée par les gaz de queue sous-produits des usines de liquéfaction de gaz naturel. Ces usines, à l'origine conçues pour satisfaire les demandes hivernales élevées de gaz naturel, en le liquéfiant pour le stocker dans des réservoirs à un volume réduit environ 600 fois par rapport à l'état gazeux, ont par la suite vu leur capacité croître plus de fois dans les années soixante dans les usines réalisées essentiellement pour l'exportation au delà

des mers. Pour un gaz naturel de même teneur en Hélium, la production de celle-ci à partir des gaz de queue des usines de G N L à environ 1 atm et -160°C est incontestablement avantageuse du point de vue thermodynamique. Cependant les U S A dont les gaz naturels ont des teneurs en Hélium relativement élevées, de 1 à 8% par volume, ne produisent que relativement peu de G N L comparativement, le gaz naturel de Hassi-R'mel moins riche en Hélium au départ du puits, de l'ordre de 0.2%, produit des gaz de queue dont la teneur est 2,53% d'Hélium à 4,83 bars et 129°K, et 0,02% à 1 bar et 121°K.

Cette source est encore plus prometteuse si l'on envisage également de produire et commercialiser l'Azote liquide qui autrement ne serait qu'un sous produit non valorisé de la séparation de l'Hélium. Ainsi, la capacité de production nationale d'Hélium associé au gaz de queue est de 140 000 normal mètres cubes par jour. A titre de comparaison, les U S A produisent déjà plus de 5.10^6 mètres cubes par jour en 1955.

Comme on peut le voir, ces conditions potentielles de production journalière ne sont pas a priori nettement plus avantageuses que celles existant aux U S A qui non seulement dominent la distribution dans les zones de libre échange. Cependant, la conjoncture de la demande est en évolution constante d'une part en fonction de l'accroissement des anciens besoins, et d'autre part des nouveaux besoins introduits ou confirmés par les récents développements de la technologie. Les grands producteurs de G N L seraient avisés d'évaluer périodiquement la rentabilité de projet de production d'Hélium à partir des gaz de queue, pour décider de leur entrée éventuelle sur le marché mondial.

L'objet de cette étude est de concevoir un cycle d'extraction de l'Hélium à partir des gaz de queue haute pression d'une usine de G N L Algérienne, et d'évaluer le coût de production de l'Hélium ainsi obtenu.

A cet effet, l'étude porte au préalable, sur sur la recherche et le développement d'une équation d'état modifiée et informatisée fiable, pour le calcul des propriétés thermodynamiques du mélange Hélium, Azote et Méthane à des températures atteignant 78 °K.

1.4 Plan de l'étude

Après le chapitre I consacré à l'introduction du sujet, le chapitre II sera consacré aux généralités sur les cycles de liquéfaction de gaz naturel afin de définir le problème thermodynamique dans ses aspects travail de liquéfaction et surface d'échange nécessaire à la production d'Hélium.

Les généralités sur les propriétés thermodynamiques des mélanges feront l'objet du chapitre III.

Ce chapitre III fera ressortir la nécessité d'une équation d'état fiable, applicable au mélange Méthane, Azote et Hélium aux basse températures de liquéfaction de l'Azote.

Le choix d'une équation d'état est porté sur celle de Redlich-Kwong modifiée. Celle-ci sera développée dans le chapitre IV sous forme de programmes informatisés nécessaires aux calculs des équilibres liquides-vapeurs, aux bilans d'énergie et d'entropie qui seront utilisés au chapitre V.

Le chapitre V sera consacré à l'étude thermodynamique des cycles de séparation proposée pour la production d'Hélium à partir des gaz de queue des usines de G N L. Cette étude s'attachera à évaluer le travail de liquéfaction et les échanges thermiques nécessaires à la liquéfaction et à la séparation. L'évaluation des surfaces d'échangeurs de l'installation sera donnée en annexe. Le calcul de condenseurs et d'évaporateurs pour des mélanges de Méthane, d'Azote et d'Hélium est relativement complexes. Cela nous a amené à développer pour cette annexe un programme informatisé.

Le chapitre VI sera consacré à la détermination du coût économique de production de l'Hélium à partir des gaz de queue des usines de G N L Algérienne.

Les conclusions et les recommandations appropriées feront l'objet du chapitre VII.

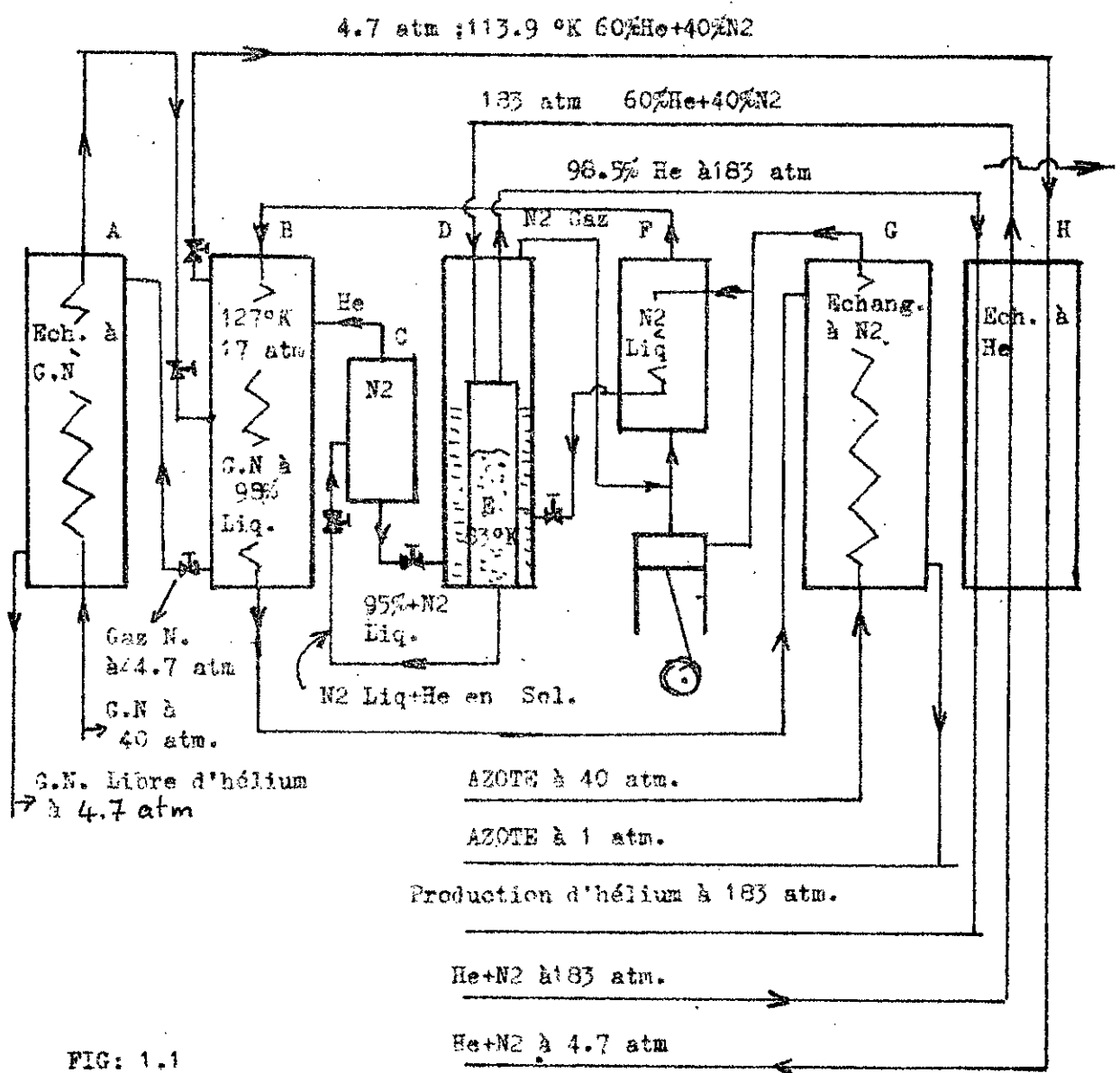


FIG: 1.1

Cycle d'extraction de l'hélium à partir du gaz naturel par

UNITED STATES BUREAU OF MINES U.S.A

GENERALITES SUR LES CYCLES DE LIQUEFACTION

2.1 Liquéfaction idéale:

La liquéfaction idéale peut être définie comme celle qui permet moyennant la fourniture d'un travail minimum d'obtenir une quantité de liquide saturé à partir d'un état thermodynamique donné.

L'obtention et le maintien d'un état liquide à une température inférieure à la température ambiante requiert la fourniture d'un travail d'autant plus important que la température de ce liquide est inférieure à la température du milieu ambiant auquel est rejetée la chaleur de liquéfaction. Celle-ci est égale, de part le premier principe, à la somme du travail fourni et de la chaleur soutirée. Soit le diagramme Température-Entropie de la figure 2.1 décrivant l'évolution d'un fluide considéré comme substance compressible simple de l'état 1 (vapeur surchauffée) à l'état 3 (liquide saturé).

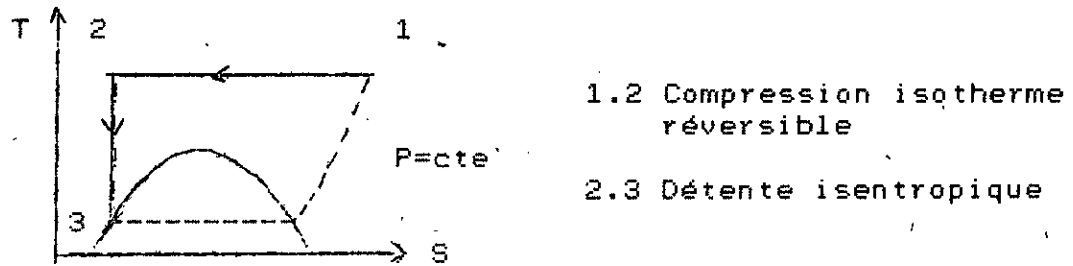


Fig:2.1 Evolution d'un fluide durant une liquéfaction idéale entre les états 1 et 3.

La liquéfaction idéale d'un gaz d'un état initial 1 à un état final 3 est obtenue par une compression isotherme réversible de 1 à 2, suivie d'une détente isentropique de 2 à 3.

Le bilan thermique entre 1 et 3 permet d'écrire :

$$W-Q=H_3-H_1 \quad \dots\dots\dots 2.1$$

La définition de l'entropie permet d'écrire :

$$-Q=T_2.S_2 - T_1.S_1 \quad \dots\dots\dots 2.2$$

En remarquant que $S_2=S_3$ et $T_1=T_2$ on peut donc conclure que:

$$W=T_1(S_1-S_3)+(H_3-H_1) \quad \dots\dots\dots 2.3$$

Dans cette expression la première parenthèse est positive, la seconde est négative. le travail net W est positif, d'après la convention utilisée pour l'application du premier principe, ou encore :

$$W=(H_3-T_1.S_3)-(H_1-T_1.S_1) \dots\dots\dots 2.4$$

Le travail minimum de liquéfaction peut donc être évalué dès qu'on définit le gaz et les états extrêmes considérés.

Le tableau (2.1) donne quelques valeurs de ce travail minimum de liquéfaction d'après R.B.Scott (1) .

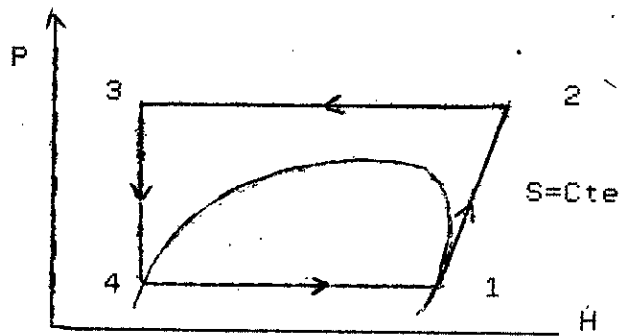
Unité \ Gaz	kJ/kmole	kJ/kg	kwh/kg
Air	20,9	0,722	0,20
Azote	21,4	0,764	0,21
Oxygène	20,3	0,634	0,18
Hydrogène	23,8	11,900	3,30
Hélium	27,2	6,800	1,89

Tableau :2.1 Travail idéal de liquéfaction avec l'état initial à 1 bar et 25°C

Ces quantités ne sont que les limites inférieures jamais atteintes en pratique que les valeurs réelles exèdent d'autant plus que les irréversibilités thermodynamiques encourues dans les transformations réelles sont élevées. C'est d'autant plus le cas lorsque les températures de liquéfaction sont basses et les températures initiales élevées.

2.2 Travail réel de liquéfaction .

Le travail réel nécessaire à la liquéfaction d'un gaz est la somme du travail idéal évalué en section 2.1, augmenté des pertes thermodynamiques encourues dans les transformations réelles. Les pertes thermodynamiques observées dans les cycles de liquéfaction sont inhérentes aux irréversibilités des transformations physiques et au choix des solutions techniques adoptées. Pour les réduire, il faut rapprocher les conditions actuelles des conditions énoncées pour les cycles de CARNOT, ce qui n'est pas toujours possible. Ainsi en pratique, on remplace la compression isothermique difficile à réaliser, par une compression adiabatique suivie d'un refroidissement à pression quasi-constante. De plus, la détente isentropique dans un moteur à expansion ou dans une turbine étant relativement coûteuse ou difficile, on lui a toujours préféré une détente adiabatique dans une vanne JOULE-THOMPSON sauf dans quelques cas récents de liquéfaction de gaz naturel dans les usines d'excrètement ou l'on utilise des "turbo-expanders" fournissant quelques 3600 KW. Le cycle utilisant ces transformations, est parfois appelé cycle de RANKINE inverse; son diagramme est représenté en figure 2.2.



1-2: Compression isentropique
 2-3: Refroidissement isobare
 3-4: Détente isenthalpique
 4-1: Evaporation isobare

Fig 2.2 Cycle de réfrigération idéal de Rankine

Pour un gaz parfait on peut rappeler brièvement, que le travail spécifique absorbé par le compresseur isentropiquement est égal à:

$$W_{cs} = C_p \cdot T_1 \cdot \left(\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{R}{C_p}} - 1 \right) \dots\dots\dots 2.5$$

Alors que le travail spécifique absorbé dans une compression isothermique est égal à:

$$W_{ct} = R \cdot T_1 \cdot \ln\left(\frac{P_2}{P_1}\right) \dots\dots\dots 2.6$$

Le rapport des deux expressions

$$\frac{W_{ct}}{W_{cs}} = \frac{K-1}{K} \cdot \frac{\ln\left(\frac{P_2}{P_1}\right)}{\left(\left(\frac{P_2}{P_1}\right)^{\frac{K-1}{K}} - 1\right)} \dots\dots\dots 2.7$$

est au plus égal à l'unité, pour $P_2/P_1=1$.
 Le tableau 2.2 donne une idée de la variation de ce rapport avec k , le rapport des chaleurs spécifiques, et $P^* = P_2/P_1$, le rapport de compression. Bien que le modèle de gaz parfait est peu fiable aux pressions élevées en général, et que les rendements de compression isothermique et isentropique sont en général différents, quoique différents de quelques pourcents seulement, le tableau 2.2 permet de voir que la compression adiabatique introduit des pertes supplémentaires qui peuvent aller jusqu'à 80% du travail de compression pour les cas examinés.

Subs	Méthane	Gaz de queu	Azote	Hélium
k	1,30	1,35	1,40	1,67
P*				
2	0,922	0,913	0,904	0,868
4	0,849	0,831	0,815	0,748
8	0,779	0,755	0,732	0,641
16	0,714	0,683	0,655	0,546

Tableau :2.2 Valeur de Wct/Wcs pour quelques gaz

Les pertes de travail encourues en remplaçant la détente isentropique dans un moteur à expansion par une détente isenthalpique dans une vanne Joule-Thomson peuvent être estimées comme suit .

Une détente isentropique se traduit par :

$$C_v dT/T = -(\partial P/\partial T)_v .dV \dots\dots\dots 2.8$$

quelque soit le fluide.

La variation de l'énergie interne d'un fluide en général se traduit par:

$$dU=C_v.dT+(T(\partial P/\partial T)_v -P).dV \dots\dots\dots 2.9$$

De la définition de l'enthalpie, on tire :

$$dH=dU +d(P.V) \dots\dots\dots 2.10$$

Des relations (2.8) et (2.9),on tire :

$$dU=-P.dV$$

En remplaçant pour une transformation adiabatique dU par -P.dv dans la relation (2.10),on a:

$$dH=V.dP \dots\dots\dots 2.11$$

On voit ainsi que lors d'une détente isentropique, la variation d'enthalpie est négative; elle correspond au travail extrait du fluide détendu . Ce travail sera relativement faible si la détente se fait pour un liquide quasi-incompressible, car le volume spécifique est faible .

La chute de température qui en résulterait serait, également faible alors que c'est l'objet même de cette détente.

L'expression (2.11) peut être transformée en utilisant la relation de Clapeyron lorsque la détente se fait dans le domaine bi-phasique :

$$dP_{sat} = (S_{fg}/V_{fg}).dT_{sat} \dots\dots\dots 2.12$$

d'ou :

$$dHs = \frac{V.Sfg}{Vfg} \cdot dTsat = \frac{V.Hfg}{Vfg} \cdot \frac{dTsat}{T} \dots\dots\dots 2.13$$

Cette expression pourrait être intégrée numériquement pour une substance donnée; mais elle serait plus facilement évaluée graphiquement si on se donne son diagramme P-H, ce qui est rarement possible pour un mélange.

La liquéfaction de l'air est l'une des technologies les mieux connues de ce domaine. Le tableau 2.3 adapté de R.B. Scott (1) permet de comparer le travail réel absorbé pour les divers procédés mentionnés.

Procédé	T.réel kwh/Kg	Travail idéal kwh/kg
Hampson ou linde simple	2,86	0,20
Hampson, air à -45°C	1,54	0,20
Liquide haute pression	1,76	0,20
Linde H.P air à 45°C	0,99	0,20
Claude	0,99	0,20
Heylandt	0,93	0,20
Les alames cascade	0,90	0,20

Tableau :2.3 Comparaison des liquéfacteurs d'air

Ce tableau montre que le procédé le plus efficace, la cascade Los Alamos a un rendement seulement de 0.22. On peut aussi remarquer que le pré-refroidissement diminue sensiblement le travail requis dans le procédé Hampson (-46%) et dans le procédé Linde haute pression (-44%).

2.3 Effet du pré-refroidissement sur la liquéfaction idéale

On a vu en introduction que l'Hélium obtenable à partir des gaz de queue d'usines de G.N.L possède un avantage de pré-refroidissement initial d'environ 169°C sur celui qui est obtenu à partir du gaz de transport aux U.S.A. Il serait intéressant dans cette étude de quantifier au préalable cet avantage et d'évaluer le travail de liquéfaction idéale et les échanges thermiques nécessaires dans les deux cas de production d'Hélium.

On peut supposer pour la simplicité de la comparaison que la pression initiale P est la même pour les deux cas. L'évolution comparative des deux fluides est schématisée sur le diagramme Température-Entropie de la figure 2.3.

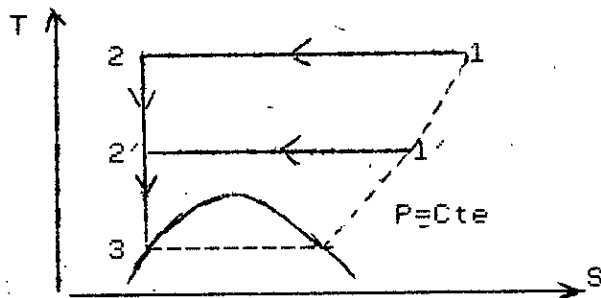


Fig :2.3 Evolution comparée du fluide avec pré-refroidissement

Le gaz de transport est liquéfié selon l'évolution 1-2-3; le gaz de queue est liquéfié selon l'évolution 1'-2'-3. Le travail de liquéfaction et la chaleur extraite dans cette dernière évolution sont respectivement :

$$W' = T_1'(S_1' - S_3) - (H_1' - H_3) \dots \dots \dots 2.14$$

$$Q' = T_1'(S_1' - S_3) \dots \dots \dots 2.15$$

En comparant ces deux relations avec (2.2) et (2.4) on obtient les différences suivantes :

$$W - W' = (H_1' - H_1) + (T_1 - T_1')(S_1 - S_3) + T_1'(S_1 - S_1') \dots \dots \dots 2.16$$

En supposant un comportement de gaz parfait entre les états 1 et 1', on peut écrire :

$$W - W' = (T_1 - T_1')(S_1 - S_3) - C_p((T_1 - T_1') - T_1' \ln T_1 / T_1') \dots \dots \dots 2.18$$

$$Q - Q' = (T_1 - T_1')(S_1 - S_3) + C_p \cdot T_1' \ln T_1 / T_1' \dots \dots \dots 2.19$$

On voit donc que les économies de travail et de surface d'échange sont proportionnelles au pré-refroidissement $(T_1 - T_1')$ et à la différence d'entropie entre les deux états initiaux.

Il faut, cependant remarquer que le refroidissement de la compression isotherme à -144°C requiert une pompe à chaleur pour rejeter la chaleur Q' à la température ambiante $T_1 = 25^\circ\text{C}$. Le travail idéal de la pompe à chaleur est égal à :

$$W_r = (T_1 - T_1')(S_1' - S_3) \dots \dots \dots 2.20$$

La chaleur rejetée par la pompe à chaleur est égale à :

$$Q_r = T_1 (S_1' - S_3) \dots \dots \dots 2.21$$

Le travail et le transfert thermique supplémentaires se

traduisent par :

$$W-(W'+W_r) = C_p(T_1 \ln T_1/T_1' - (T_1 - T_1')) \dots \dots \dots 2.22$$

$$Q-(Q'+Q_r) = (T_1 - 2T_1')(S_1' - S_3) + T_1(S_1 - S_1') \dots \dots \dots 2.23$$

On voit que le travail de liquéfaction est faible pour le cas de pré-refroidissement. Quand au transfert thermique, il dépend de la différence $T_1 - 2T_1'$. Pour notre cas le transfert thermique est aussi plus faible.

Ces comparaisons sont maintenant illustrées dans le tableau 2.4 pour le Méthane et l'Azote dont les états sont fixés comme suit :

METHANE					AZOTE		
ETATS	P(atm)	T(°K)	H(kj/kg)	S(kj/kg°K)	T(°K)	H(kj/kg)	S(kj/kg°K)
1	1	298	980,32	7,37	298	459,06	4,397
1'	1	129,0	618,83	5,56	129	281,00	3,398
3	1	111,6	70,70	0,70	77.35	28,05	0,398

Tableau:2.4

On obtient les gains de surface d'échange et de travail de liquéfaction suivant :

- Méthane : $Q_{sup}=733,89$ kj/kg et $W_{sup}=177,89$ kj/kg
- Azote : $Q_{sup}=414,70$ kj/kg et $W_{sup}=119,64$ kj/kg

Cet exemple montre qu'il y a effectivement une économie de travail de liquéfaction et de surface d'échange dans le cas de pré-refroidissement.

2.4. Effet du pré-refroidissement sur la liquéfaction réelle

Le travail réel nécessaire à la liquéfaction d'un gaz est la somme du travail idéal évalué en section 2.1 , augmentée des pertes thermodynamiques encourues dans les transformations réelles. L'évolution comparative des deux fluides est schématisée sur le diagramme Pression-Enthalpie de la figure 2.4

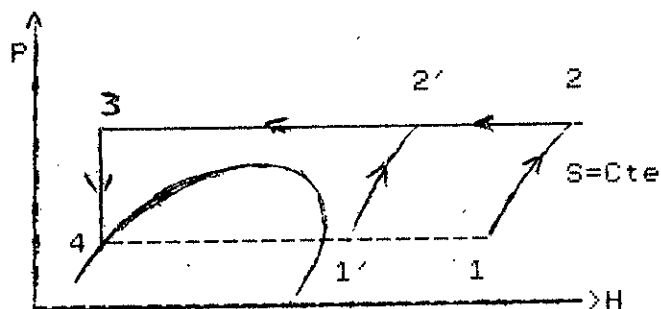


Fig: 2.4 Evolution comparée du fluide avec pré-refroidissement.

Le gaz de transport est liquéfié selon l'évolution 1-2-3-4; le gaz de queue est liquéfié selon l'évolution 1'-2'-3-4. Le travail de compression et la chaleur pour la liquéfaction du gaz selon les deux évolutions sont respectivement :

Gaz de transport :

$$W_c = H_2 - H_1 \dots\dots\dots 2.24$$

$$Q = H_2 - H_3 = H_2 - H_4 \dots\dots\dots 2.25$$

Gaz pré-refroidi :

$$W_{c'} = H_2' - H_1' \dots\dots\dots 2.26$$

$$Q' = H_2' - H_4 \dots\dots\dots 2.27$$

Le travail de réfrigération pour la pompe à chaleur pour rejeter la chaleur Q' à l'ambiance est :

$$W_r = H_2' - H_1' \dots\dots\dots 2.28$$

$$Q_r = H_1' - H_4 \dots\dots\dots 2.29$$

Le gain en travail de liquéfaction et chaleur extraite pour le fluide pré-refroidi se traduisent par :

$$W_{sup} = W_c - (W_{c'} + W_r) = (H_2 - H_1) - 2 \cdot (H_2' - H_1') \dots\dots\dots 2.30$$

$$Q_{sup} = Q - (Q' + Q_r) = (H_2 - H_2') - (H_1 - H_1') \dots\dots\dots 2.31$$

Ces comparaisons sont illustrées dans le tableau 2.5 pour l'Azote dont les états sont fixés comme suit :

ETATS	P(atm)	T(°K)	H(kj/kg)	S(kj/kg°K)
1	1	298,00	459,06	4,397
2	50	885,00	1096,07	"
1'	1	129,00	281,00	3,398
2'	50	342,20	514,27	"
4	1	77,35	28,05	0,398

Tableau:2.5

On obtient une économie de travail de liquéfaction et de surface d'échange dans le cas de pré-refroidissement respectivement :

$$W_{sup} = 170.47 \text{ Kj/Kg} \quad \text{et} \quad Q_{sup} = 555,14 \text{ Kj/Kg}$$

Pour ce cas aussi ,le travail de liquéfaction et la surface d'échange du fluide avec pré-refroidissement sont plus faibles que pour le gaz de transport .

Le schéma simplifiée de l'usine de traitement et de liquéfaction du gaz naturel de Hassi-R'mel est donné e dans la figure 2.5. Le gaz naturel au départ du puit à un pourcentage en Hélium de 0.2%. Après traitement et liquéfaction dans l'usine il produit des gaz de queue qont la teneur en Hélium est 2,53% à 4.83 bar et 129°K, et 0.02% à 1 bar et 121°K. Les gaz de queue sont brulés dans l'atmosphère après détente à la pression ambiante.

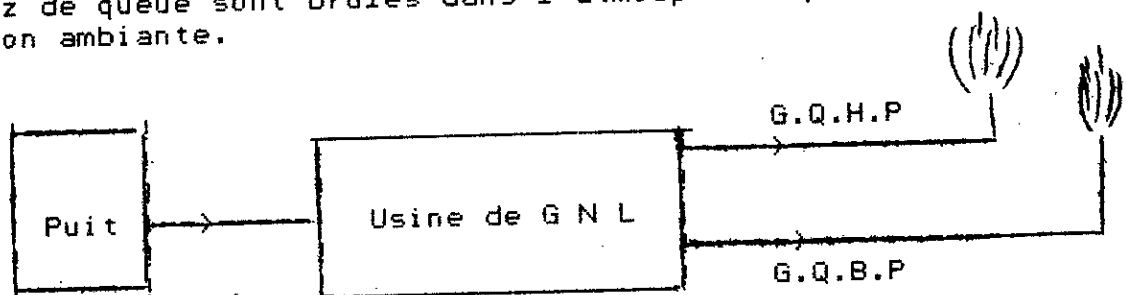


Fig:2.5 Schéma simplifié des gaz de queue du G N L

2.5 Conclusion

Nous avons vu au paragraphe 2.3 et 2.4 que les gaz pré-refroidis présentent un avantage du point de vue travail de liquéfaction et surface d'échange. Cette étude a été faite pour le cas général ou nous avons deux gaz à la même pression et à des températures différentes. En réalité les gaz de queue haute pression d'une usine Algérienne de G.N.L, présentent une économie encore plus grande en travail et surface d'échange ; par le fait qu'ils n'ont pas besoin d'utiliser une pompe à chaleur . Cette pompe à chaleur sera remplacée par les gaz provenant de

L'étage basse pression qui est à une température de 121°K et qui peut donc servir comme réfrigérant dans la compression isothermique, ou isentropique.

Dans ce dernier cas le travail de liquéfaction et la surface d'échange diminuent respectivement de 2,2 et 2,7 fois par rapport aux gaz liquéfiés depuis l'ambiance.

GENERALITES SUR LES PROPRIETES THERMODYNAMIQUES DES MELANGES

3.1 Introduction

La composition d'un mélange de gaz exprimée en fraction molaire, sera désignée par :

- Zi : Fraction molaire globale du composant i dans le mélange
- Xi : Fraction molaire du composant i en phase liquide
- Yi : Fraction molaire du composant i en phase vapeur

Soit un mélange de composition fixée Zi, à basse pression, pour une température donnée, il sera gazeux et nous avons l'égalité suivante : $Y_i = Z_i$

Quand la pression tend vers zéro, ses propriétés peuvent être assimilées à celle d'un mélange de gaz parfait.

$$\frac{V(P,T,Y_i)}{V^\#(P,T,Y_i)} \implies 1 \text{ Si } P \implies 0 \quad (\# \text{ Symbole pour gaz parfait})$$

de même :

$$\frac{H(P,T,Y_i)}{H^\#(P,T,Y_i)} \implies 1 \text{ Si } P \implies 0$$

C'est à dire que toutes les propriétés thermodynamiques qui caractérisent le mélange (V,H,etc...) tendent vers celles du gaz parfait. Si l'on augmente la pression on observe des déviations par aux lois des gaz parfaits, qui peuvent être importantes surtout aux voisinages de la pression critique. Lorsque la pression du mélange augmente à température constante il apparait une phase liquide. Il y a condensation commençante, on dit qu'on est au point de rosée du mélange (r). En ce point la phase vapeur a encore la même composition que le mélange global.

$$(Y_i)_r = Z_i \quad \text{et} \quad (X_i)_r = Z_i$$

Pour une substance pure, la condensation se poursuivrait à une pression constante égale à la tension de vapeur. Pour un mélange de substances à température constante, la pression varie en cours de condensation et le point représentatif du mélange global se rapporte à un système biphasique (liquide-vapeur). Quand la condensation est totale, il ne reste qu'une seule bulle de vapeur on dit qu'on est au point de bulle. La composition de la phase liquide est alors égale à celle du mélange global.

$$(X_i)_b = Z_i \quad \text{et} \quad (Y_i)_b = Z_i$$

A la température T, cette pression P est appelée pression de bulle du mélange P_b ou encore, sous la pression P_b , la température T est égale à la température de bulle T_b . Voir sur figure 3.1.

Si on élève encore la pression, on se trouve en présence d'un mélange homogène liquide.

En conclusion, à la différence des corps purs, les pressions de début ou de fin de vaporisation des mélanges sont différentes des tensions de vapeur des constituants.

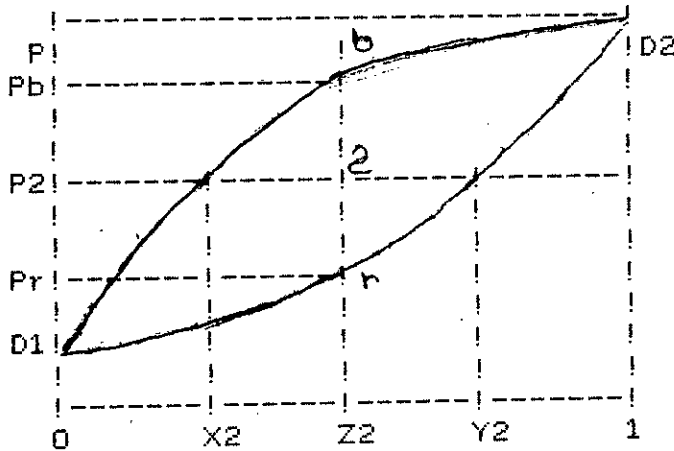


fig 3.1 Evolution de la pression d'un mélange binaire à température constante en fonction de la composition

- r- Mélange au point de rosée
- 2- Mélange biphasique (liquide+vapeur)
- b- Mélange au point de bulle

Entre les compositions normalisées existe la relation de conservation suivante :

$$L.X2 + (1-L).Y2 = Z2$$

- D1- En ce point le corps 1 est pur, la pression de bulle et de rosée sont égales à sa pression de saturation P_{s1} .
- D2- En ce point le corps 2 est pur, la pression de bulle et de rosée sont égales à sa pression de saturation P_{s2} .

3.2 Problème générale de l'équilibre liquide-vapeur

La condition nécessaire et suffisante pour qu'un mélange de n constituants soit en équilibre et que les trois conditions suivantes soient satisfaites.

- Egalité des pressions dans les deux phases liquide, vapeur

$$P = P^l = P^v \dots \dots \dots 3.1$$

- Egalité des températures dans les deux phases

$$T = T \dots\dots\dots 3.2$$

- Egalité des fugacités

$$F_i = F_i \dots\dots\dots 3.3$$

Soit un mélange de n constituants et Z_1, Z_2, \dots, Z_3 les fractions molaires respectives de chaque constituant, supposées connues. Son état sera défini si l'on peut déterminer :

- La pression et la température (P,T)
- Les fractions molaires des phases liquides et vapeurs X_i et Y_i en équilibres .
- Les quantités respectives de liquide et de vapeur en présence, telle que $L+V=1$ mole $\dots\dots\dots 3.4$
- Les autres relations de conservation sont :

$$Z_i = L \cdot X_i + (1-L) Y_i \dots\dots\dots 3.5$$

$$X_i = 1 \dots\dots\dots 3.6$$

$$Y_i = 1 \dots\dots\dots 3.7$$

$$Z_i = 1 \dots\dots\dots 3.8$$

On aboutit ainsi à la résolution du système suivant, comprenant sept équations non linéaires .

$$F_{1v} = F_{1l} \dots\dots\dots 3.9$$

$$F_{2v} = F_{2l} \dots\dots\dots 3.10$$

$$F_{3v} = F_{3l} \dots\dots\dots 3.11$$

$$P_v = f(V_v, Y_1, Y_2, T) \dots\dots\dots 3.12$$

$$P_l = f(V_l, X_1, X_2, T) \dots\dots\dots 3.13$$

$$X_1 L + Y_1 (1-L) = Z_1 \dots\dots\dots 3.14$$

$$X_2 L + Y_2 (1-L) = Z_2 \dots\dots\dots 3.15$$

Les sept inconnues à déterminer dépendent du problème particulier à résoudre :

i) Connaissant la température et la pression, on recherche:

$$X_1, X_2, Y_1, Y_2, V_l, V_v, L$$

ii) Connaissant la pression et la composition de la phase liquide sur la ligne de liquide saturée, on recherche la

composition de la phase vapeur et la température dite du point de bulle.

iii) Connaissant la pression et la composition de la phase vapeur sur la ligne de vapeur saturée, on recherche la composition de la phase liquide et la température dite du point de rosée. Dans les deux derniers problèmes, qui se réduisent à la solution d'un système de quatre équations parmi les cinq premières, l'intérêt réside dans le calcul des températures sur l'enveloppe de saturation. Les deux autres problèmes d'équilibre liquide-vapeur rencontrés dans cette étude contiennent une inconnue supplémentaire, la température ou la pression; ils requièrent une équation additionnelle qui est, soit la contrainte d'enthalpie constante, soit la contrainte d'entropie constante. Ces deux problèmes nécessitent l'évaluation de l'enthalpie globale ou de l'entropie globale, du mélange comme suit :

$$H=L.H_l+(1-L)H_v$$

$$S=L.S_l+(1-L)S_v$$

3.3 Equation de Redlich-Kwong (R.K)

C'est une équation d'état déduite par R.K en 1949; elle est similaire à celle Van-Der-Waals

$$P=R.T/(v-B)-A/(T^{0.5}.V.(V+B))$$

La modification apportée au terme de pression interne permet cependant une représentation bien plus satisfaisante du comportement réel en particulier dans le domaine des basses températures.

Avec l'application de la loi des états correspondants, on obtient les deux constantes A et B:

$$A = (\Omega_a.R^2 \cdot \frac{T_c^{2.5}}{P_c}) ; \quad B = \Omega_b \cdot \frac{R.T_c}{P_c}$$

$$\text{Avec } \Omega_a = 0.4278 ; \quad \Omega_b = 0.0867$$

Le choix de telle ou telle équation d'état reste dicté par la recherche d'un compromis entre la simplicité de la forme mathématique, l'étendue du domaine d'utilisation et la précision souhaitée. Le problème ainsi posé paraît relativement simple quand on ne se préoccupe que de la représentation des propriétés pression, volume et température des corps purs. Il est en fait plus délicat quand on emploie les équations d'état dans la prédiction des propriétés thermodynamiques de l'équilibre liquide-vapeur pour les mélanges.

L'équation d'état de R.K conserve de grands avantages de simplicité. Bien des modifications ont été apportées à cette

équation afin de la rendre apte pour le calcul de l'équilibre de phase liquide-vapeur. Aussi nous avons retenu cette dernière équation pour le calcul des équilibres de phase.

3.4 Equation d'état de Redlich-Kwong modifiée pour un mélange

le succès de cette dernière repose surtout sur sa forme relativement simple, deux paramètres seulement.

$$P = \frac{R.T}{V-B} - \frac{A}{V.(V+B).T^{0,5}} \quad \dots\dots\dots 3.4.1$$

$$Z = \frac{P.V}{R.K} = \frac{P.V}{R.T} \quad \dots\dots\dots 3.4.2$$

La première modification porte sur Ω_a et Ω_b qui sont cette fois fonction du facteur accentrique de PITZER (5).

La deuxième modification porte sur l'incorporation d'une fonction de déviation (ΔZ). $Z = ZR.K + \Delta Z$

ou $ZR.K$ est le coefficient de compressibilité de l'équation originale de R.K et ΔZ un terme correctif qui est fonction des paramètres réduits (Tr, Pr, w) et qui peut être important au voisinage de la région critique.

Le terme de correction ΔZ , a été exprimé sous plusieurs formes par différents auteurs, Gray, Rent, Zudkvitch (6) donne pour ΔZ .

$$\Delta Z = D1.Tr^2.Pr^2 \cdot \exp(-7000(1-Tr) + 770(1,02-Pr)) + (-0,464419 + 0,424568.Tr) \cdot \frac{Pr^2}{Pr^4 + Tr^4}$$

$$+ (D3 + D4.Tr) \cdot \frac{Pr^2}{(1+Tr)^4 + Pr^4} + (D2 + w(D5 + D6.Tr)) \cdot \frac{Pr^3}{(1+Tr)^4 + Pr^4} \quad \dots\dots\dots 3.4.3$$

avec : $D1 = -0.04666626$; $D2 = -0.11386032$; $D3 = -41.76451266$
 $D4 = 40.72298767$; $D5 = 12.55135462$; $D6 = -12.5583112$

La détermination des coefficients de l'équation de R K M pour un mélange repose sur :

- La connaissance des paramètres A_i, B_i propre à chaque constituant i dans le mélange (voir tableau 3.4.1).
- L'adoption d'une règle de mélange permettant le calcul des paramètres A_{ij} .
- Le choix d'une règle de pondération qui relie les coefficients A_i et A_j en fonction de la composition du mélange.

Substances	ai	bi	i	Pci	Tci	Ai.10 ⁶	Bi	Zci
Unités						cm ⁶ .atm	cm ³	
Substances	"	"	"	atm	°K	-----	-----	"
						mole ²	mole	
Hélium (1)	,4278	,0867	,0000	2,26	5,3	0,0824	16,684	0,2981
Azote (2)	,4290	,0870	,0358	33,50	126,2	15,409	26,862	0,2900
Méthane(3)	,4278	,0870	,013	45,40	190,5	31,580	29,275	0,2892

Tableau 3.4.1 Constante de l'équation de R.K.M Ref:7

Pour les mélanges contenant un ou plusieurs gaz quantiques tels que He nous avons pour les paramètres de R.K.M d'après Chueh (7) :

$$A_m = \sum_i \sum_j Z_i Z_j A_{ij} \dots\dots\dots 3.4.4$$

$$B_m = \sum_i Z_i Z_b \dots\dots\dots 3.4.5$$

$$A_{ij} = (\alpha_{ai} + \alpha_{aj}) \cdot R^2 \frac{T_c^{2.5}}{2 \cdot P_{cij}} \dots\dots\dots 3.4.6$$

$$T_{cij} = (T^{\circ}_{ci} \cdot T^{\circ}_{cj})^{0.5} \frac{(1 - K_{ij})}{(1 + C_1 / (M_{ij} \cdot T))} \dots\dots\dots 3.4.7$$

$$P_{cij} = \frac{P^{\circ}_{cij}}{(1 + C_2 / (M_{ij} \cdot T))} \dots\dots\dots 3.4.8$$

Pour la vapeur saturée d'un mélange nous avons :

$$P^{\circ}_{cij} = Z^{\circ}_{cij} \cdot \frac{(T^{\circ}_{ci} \cdot T^{\circ}_{cj})^{0.5} \cdot (1 - K_{ij})}{V_{cij}} \dots\dots\dots 3.4.9$$

$$Z^{\circ}_{cij} = 0.291 - 0.04(w_i + w_j) \dots\dots\dots 3.4.10$$

$$V_{cij} = 0.5 \cdot (V_{ci}^{1/3} + V_{cj}^{1/3})^3 \dots\dots\dots 3.4.11$$

$$1/M_{ij} = 0.5 \cdot (1/M_i + 1/M_j) \dots\dots\dots 3.4.12$$

$$V^{\circ}_{ci} = 0.291 \cdot R \cdot T^{\circ}_{ci} / P^{\circ}_{ci} \dots\dots\dots 3.4.13$$

L'équation 3.4.13 n'est valable que pour les gaz quantiques, pour notre cas l'hélium. Pour l'hélium, Chueh (7) donne.

$$P^{\circ}_{ci} = 6,67 \text{ atm} ; T^{\circ}_{ci} = 10,47 \text{ °K} ; V^{\circ}_{ci} = 37,5 \text{ cm}^3/\text{mole}$$

K_{ij} est une constante binaire qui représente la déviation des propriétés binaires. Voir le tableau 3.4.2

Mélange binaire	K_{ij}
Hélium (1) - Azote (2)	0.16
Hélium (1) - Méthane (3)	0.46
Azote (2) - Méthane (3)	0.03

Tableau:3.4.2 Constantes binaires de l'équation de R. K. M Ref:7

Les paramètres critiques sont donnés par Redlich et Al (8). Ils ont une petite justification théorique et ils sont établis d'une manière empirique.

Paramètres critiques du mélange.

$$T_c = \frac{(B \cdot D)^{2/3}}{A^{(2/3)}} \dots\dots\dots 3.4.14$$

$$P_c = (B \cdot (D/A)^{5/4})^{4/3} \dots\dots\dots 3.4.15$$

$$A = \sum Z_i \cdot T_{ci} / P_{ci} \dots\dots\dots 3.4.16$$

$$B = \frac{\sum Z_i \cdot T_{ci}^{5/4}}{P_{ci}^{1/2}} \dots\dots\dots 3.4.17$$

$$C = \sum Z_i \cdot W_i \cdot T_{ci} / P_{ci} \dots\dots\dots 3.4.18$$

$$W = C/A \dots\dots\dots 3.4.19$$

$$D = 1 + 0,5 \cdot (C/A - \sum Z_i \cdot W_i) \dots\dots\dots 3.4.20$$

3.4.1 Résolution Algébrique de l'équation d'état de R.K.M

La résolution algébrique de l'équation d'état de Redlich Kwong modifiée est donnée dans l'annexe A. Cette dernière est utilisée pour le calcul du volume molaire du mélange dans les deux phases (liquide-vapeur).

3.5 La fugacité et le potentiel chimique

La fugacité possède les propriétés de l'enthalpie libre molaire G . Si plusieurs phases sont en équilibre, la fugacité possède les

propriétés du potentiel chimique u_i .

$$G = G(T, P, N_1, N_2, \dots, N_i, \dots) \quad \dots \dots \dots 3.5.1$$

$$g_i = \left(\frac{\partial G}{\partial N_i} \right)_{T, P, N_j, j \neq i} = u_i \quad \dots \dots \dots 3.5.2$$

L'équilibre thermique se traduit par l'égalité des fonctions de Gibbs pour toutes les phases en présence et finalement par l'égalité des fugacités pour chacune des phases.

Si plusieurs phases sont en équilibre, la fugacité possède les propriétés du potentiel chimique.

$$u_i = u_i \quad \text{Ou} \quad f_i = f_i \quad \dots \dots \dots 3.5.3$$

Pour un mélange de gaz réel nous avons:

$$dG = V.dP - S.dT + u_i.dN_i \quad \dots \dots \dots 3.5.4$$

Et la fugacité d'un composant i dans un mélange à n composants est:

$$RT \cdot \ln \frac{f_i}{z_i \cdot P} = \left(\left(\frac{\partial P}{\partial N_i} \right)_{T, V, N_j, j \neq i} - R \cdot T/V \right) dV - R \cdot T \cdot \ln Z \quad \dots \dots 3.5.5$$

En utilisant l'équation de R.K.M pour le calcul de la fugacité :

$$\begin{aligned} \ln \frac{f_i}{z_i P} = & \ln \frac{V}{V-B} + \frac{B_i}{V-B} - 2 \frac{z_j \cdot A_{ij}}{B \cdot R \cdot T^{1,5}} \cdot \ln \frac{V+B}{V} \\ & + \frac{A \cdot B_i}{R \cdot T^{1,5} \cdot B^2} \left[\ln \frac{V+B}{V} - \frac{B}{V+B} \right] - \ln \frac{P \cdot V}{R \cdot T} \quad \dots \dots \dots 3.5.6 \end{aligned}$$

ou le volume du mélange : $V = (ZRK + \Delta Z) \cdot \frac{R \cdot T}{P}$

On obtient les fugacités liquide et vapeur pour un composant i dans le mélange en utilisant l'équation 3.5.6 respectivement:

Fugacité liquide

$$V = V_{ml}; \quad A = A_{ml}; \quad B = B_{ml}; \quad z_i = x_i$$

Fugacité, vapeur :

$$V = V_{mv}; \quad A = A_{mv}; \quad B = B_{mv}; \quad z_i = y_i$$

3.6 Enthalpie et entropie pour un mélange

L'enthalpie et l'entropie d'un mélange sont données à l'annexe B.

Les propriétés thermodynamiques telles que enthalpie, entropie, enthalpie libre, volume,etc, d'un fluide réel, peuvent être rapportées à l'état de gaz parfait pris dans les mêmes conditions de température et de pression, mettant ainsi en évidence l'influence des forces de cohésion intermoléculaires. Les termes correctifs peuvent être très importants, lorsque la pression est élevée ou lorsque la substance est liquide.

$$H(T,P) = (H(T,P) - H(T,P_0)) + H(T,P_0) \dots\dots\dots 3.6.1$$

$$S(T,P) = (S(T,P) - S(T,P_0)) + S(T,P_0) \dots\dots\dots 3.6.2$$

ou :
 $H(T,P) - H(T,P_0)$ et $S(T,P) - S(T,P_0)$ sont les termes correctifs d'enthalpie et l'entropie pour un gaz parfait.

Nous obtenons pour un mélange de n composants :

$$H_m(T,P) = \sum_i Z_i \int_{T_0}^T c_{pi}(T) dt + \int_{\infty}^V \left(T \left(\frac{\partial P}{\partial T} \right)_v - P \right) dV + P \cdot V - R \cdot T \dots 3.6.3$$

$$S_m(T,P) = \sum_i Z_i \left[\int_{T_0}^T c_{pi}(T) \frac{dT}{T} + \left(\left(\frac{\partial P}{\partial T} \right)_v - \frac{R}{V} \right) dV - R \cdot \ln P - R \cdot \sum_i Z_i \cdot \ln Z_i \right] \dots 3.6.4$$

Pour la phase liquide : $Z_i = x_i$ et $V = V^l$

Pour la phase vapeur : $Z_i = y_i$ et $V = V^v$

3.7 Conclusion

Il existe plusieurs équations d'état pour le calcul de l'équilibre de phase liquide-vapeur. Le choix d'une équation d'état reste dicté par la recherche d'un compromis entre la simplicité de la forme mathématique, l'étendue du domaine d'utilisation et la précision souhaitée.

La forme relativement simple de l'équation d'état originale de Redlich-Kwong (02 paramètres), a incitée maints auteurs à la modifier afin de la rendre apte aux calculs de l'équilibre de phase liquide-vapeur.

Aussi nous l'avons adoptée pour le calcul informatisé de l'équilibre de phase liquide-vapeur propre aux mélanges Méthane, Azote et Hélium.

Sa qualification sera l'objet du chapitre IV.

QUALIFICATION DE L'EQUATION D'ETAT DE R.K.M

4.1 Détermination des propriétés du mélange (C1-N2-He)

Dans ce chapitre nous évaluerons la validité de l'équation de R.K.M pour la prédiction liquide vapeur du mélange (C1-N2-He). Soit un mélange d'une mole de trois composants en équilibre ; la description mathématique du problème comprend :
Les trois équations de continuité :

$$L.X1+(1-L) .Y1=Z1$$

$$L.X2+(1-L) .Y2=Z2$$

$$L.X3+(1-L) .Y3=Z3$$

Les quatre équations de normalité :

$$X1 + X2 + X3 = 1$$

$$Y1 + Y2 + Y3 = 1$$

$$Z1 + Z2 + Z3 = 1$$

$$L + V = 1$$

Les trois équations d'équilibre :

$$F1l = F1v$$

$$F2l = F2v$$

$$F3l = F3v$$

Les deux équations d'état de R.K.M une pour la phase liquide , l'autre pour la phase vapeur respectivement :

$$\left(P_l + \frac{A_{ml}}{V_{ml}(V_{ml}+B_{ml})} \right) \cdot (V_{ml}-B_{ml}) = R.T$$

$$\left(P_v + \frac{A_{mv}}{V_{mv}(V_{mv}+B_{mv})} \right) \cdot (V_{mv}-B_{mv}) = R.T$$

Nous avons donc douze équations indépendantes à résoudre pour les douze inconnues :

$$X1, X2, X3, Y1, Y2, Y3, Z1, Z2, Z3, L, V, V$$

La méthode de résolution utilisée est par itération. Pour une composition donnée Z1, Z2 et Z3 des gaz de queue du G.N.L Algérien et en utilisant les trois contraintes de normalité pour éliminer X3 et Y3 nous pouvons réduire la dimension du problème numérique par cinq. Nous obtenons ainsi sept équations indépendantes à résoudre pour les sept inconnues.

$$X_1, X_2, Y_1, Y_2, L, V^L, V^V$$

Les calculs d'équilibre liquide-vapeur rencontrés au cours de cette étude, sont lors d'une détente isenthalpique dans une vanne Joule-Thomson, ou dans un turbo-expander isentropique. La détente se fait de la phase liquide vers les phases vapeur et liquide en équilibre comme le montre le diagramme P-H suivant les figures 4.1 et 4.2.

L'état 1 est connu par sa composition totale Z_1, Z_2, Z_3 ; sa température et pression. Ainsi sont connues son enthalpie et son entropie.

A l'état 2 on ne connaît que la pression. Par contre ; la température et l'étendue des phases liquide et vapeur sont connues. Il y a donc une inconnue supplémentaire, c'est à dire T_2 , par rapport à la formulation du paragraphe précédent; mais nous avons une condition supplémentaire à satisfaire.

soit pour la détente isenthalpique:

$$H_1(T_1, P_1, Z_1, Z_2, Z_3) = L \cdot H_{2l}(T_2, P_2, X_1, X_2, X_3) + (1-L) \cdot H_{2v}(T_2, P_2, Y_1, Y_2, Y_3)$$

soit pour la détente isentropique :

$$S_1(T_1, P_1, Z_1, Z_2, Z_3) = L \cdot S_{2l}(T_2, P_2, X_1, X_2, X_3) + (1-L) \cdot S_{2v}(T_2, P_2, Y_1, Y_2, Y_3)$$

Les autres processus rencontrés dans un cycle de réfrigération supposent connue la composition de la phase ou des phases en présence, comme dans le cas d'une composition ou d'un échange de chaleur.

Les deux autres cas de calcul de la température inconnue sont la détermination de la température du point de bulle, avec la composition de la phase liquide connue et de la phase vapeur inconnue et la détermination de la température du point de rosée avec la composition de la phase vapeur connue et celle de la phase liquide inconnue.

Ces calculs sont expliqués et explicités dans les procédures des calculs informatisés.

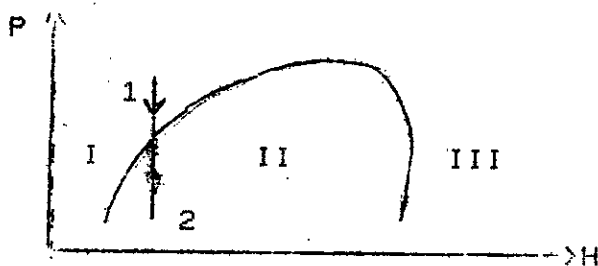


fig: 4.1 détente isenthalpique

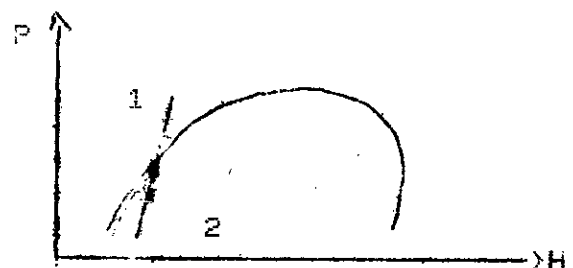


fig: 4.2 détente isentropique

4.2 Calcul de la température de rosée

A la température de rosée, tout le mélange est sous forme vapeur, sauf une gouttelette. Les données sont :

$$\begin{aligned} P &= P_m \\ Y_1 &= Z_1 \\ Y_2 &= Z_2 \\ Y_3 &= Z_3 \\ L &= 0 \\ V &= 1 \\ T &= T_1 \end{aligned}$$

Les paramètres et les propriétés à évaluer une fois au début sont :

$$A_{mv}, B_{mv}, U_{mv}, F_{1v}, F_{2v}, F_{3v}.$$

Qui restent constante pour la température choisie T_1 .

On recherche la composition de la dernière goutte de liquide: pour cela on initie à l'aide d'une composition quelconque telle que :

$$X_1 + X_2 + X_3 = 1$$

On calcule les paramètres suivant à chaque itération :

$$A_{ml}, B_{ml}, U_{ml}, F_{1l}, F_{2l}, F_{3l} \text{ et on vérifie si: } F_{il} = F_{iv}$$

$$\text{sinon on calcule : } F_{iv}/Y_i, F_{il}/X_i, R_i = \frac{A_{il}/X_i}{U_{iv}/Y_i}$$

Comme à l'équilibre, $K_i = Y_i/X_i = R_i$ on normalise les fractions molaires en phase liquide de façon que :

$$X_i^{n+1} = \left(\frac{Y_i^n}{R_i} \right) = X_i^n \cdot \left(\frac{U_{iv}^n}{F_{il}^n} \right)$$

On itère jusqu'à ce qu'on obtienne : $X_i^{n+1} = X_i^n$

c'est à dire : $F_{iv} = F_{il}$

A l'équilibre des fugacités on vérifie si $X_1 + X_2 + X_3 = 1$

Sinon la température choisie initialement T_1 est fautive et il faut donc la changer par la méthode de Newton Raphson jusqu'à ce qu'on obtienne simultanément :

$$F_{iv} = F_{il} \quad \text{et} \quad X_1 + X_2 + X_3 = 1$$

4.2.1 Méthode de Newton Raphson

L'algorithme de Newton Raphson est obtenu comme suit :

$$S = |1 - (X_1 + X_2 + X_3)| \quad T^{n+1} = T^n - \frac{S}{(\partial S / \partial T)}$$

avec :

$$\frac{\partial S}{\partial T} = \frac{\partial}{\partial T} (1 - X_1 - X_2 - X_3) \quad \text{ou } X_i = Y_i / R_i$$

Une fois la nouvelle température calculée on recommence le même calcul jusqu'à l'obtention simultanément de :

$$X_1 + X_2 + X_3 = 1 \quad \text{et de} \quad F_{iv} = F_{il}$$

ensuite on calcule :

$$H(T, P) ; S(T, P)$$

Remarque :

Le nombre d'itération sur l'égalité des fugacités ainsi que sur les températures dépend de la précision souhaitée. Les écarts admis sur les fugacités et les températures sont respectivement :

$$\text{Fugacités} : |1 - F_{il} / F_{iv}| \leq 0.0001$$

$$\text{Températures} : |1 - (X_1 + X_2 + X_3)| \leq 0.0001$$

Pour l'organigramme de la température de rosée voir figure 4.3.

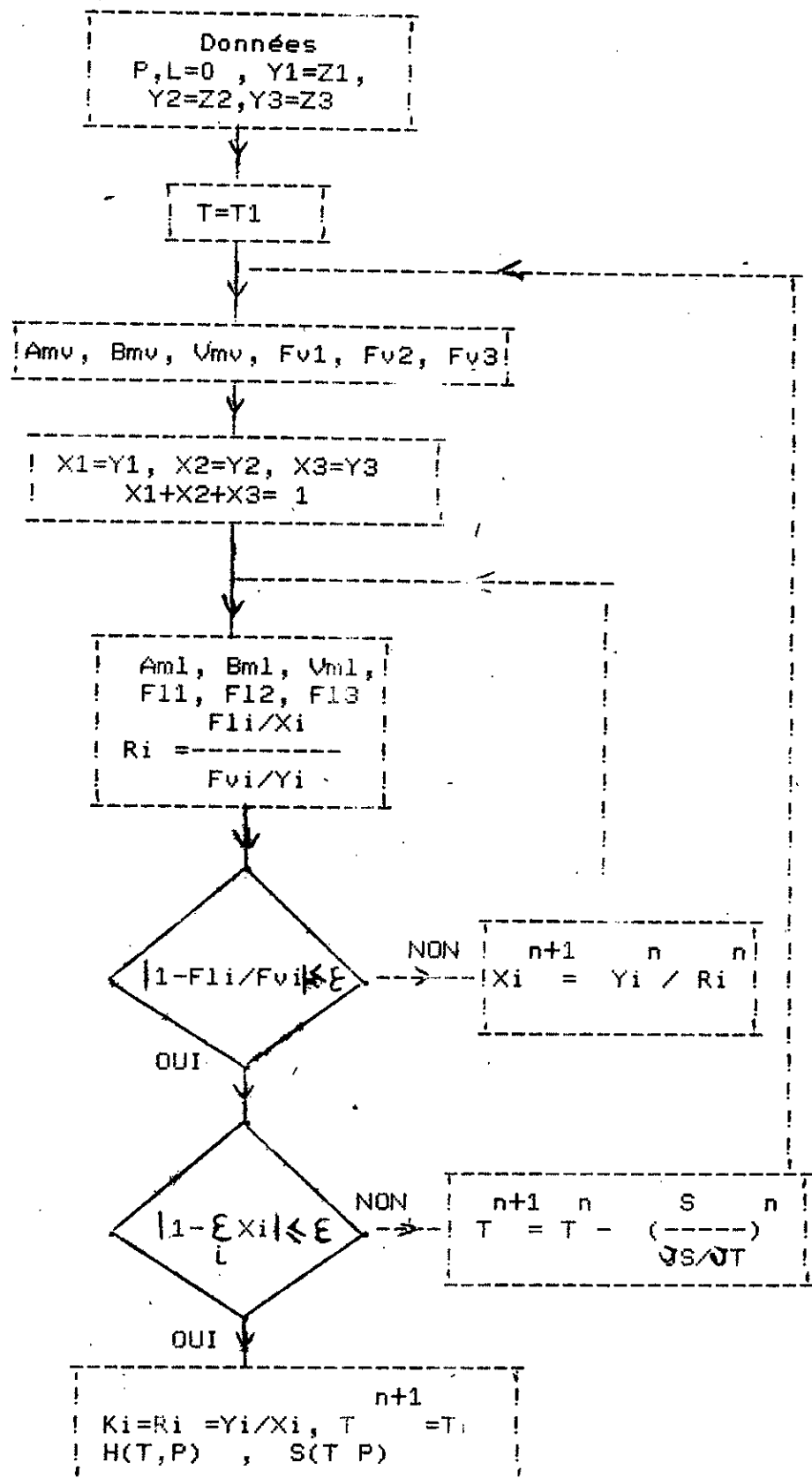


Figure:4.3 Organigramme pour le calcul de la température de rosée

4.3 Calcul de la température de bulle.

À la température de bulle, tout le mélange est sous forme liquide à l'exception de la dernière bulle de vapeur sur le point de disparaître.

Les données sont :

$$X_1 = Z_1$$

$$X_2 = Z_2$$

$$X_3 = Z_3$$

$$P = P_m$$

$$L = 1$$

$$T = T_1 \text{ arbitraire}$$

On calcul les paramètres et les propriétés :

$$A_{m1}, B_{m1}, U_{m1}, F_{11}, F_{21}, F_{31}$$

qui restent constants pour la température choisie T_1 .

On recherche les dernières bulles de vapeur; pour cela on initie à l'aide d'une composition quelconque telle que

$$Y_1 + Y_2 + Y_3 = 1$$

Qui sont des valeurs arbitraires

On calcul les paramètres :

$$A_{mv}, B_{mv}, U_{mv}, F_{1v}, F_{2v}, F_{3v}, R_i = \frac{F_{11} X_i}{F_{1v} Y_i}$$

On vérifie si :

$$F_{11} = F_{1v}$$

Sinoñ on normalise les valeurs de Y_i de façon que :

$$Y_i^{n+1} = R_i \cdot X_i^n = Y_i^n \left(\frac{F_{11}}{F_{1v}} \right)$$

et on recalcule les fugacités de la phase vapeur jusqu'à ce que :

$$Y_i^{n+1} = Y_i^n \text{ donc } F_{1v} = F_{11}$$

une fois l'égalité des fugacités satisfaite, on vérifie si :

$$Y_1 + Y_2 + Y_3 = 1$$

sinon la température choisie T_1 n'est pas la bonne valeur et on itère par la méthode de Newton Raphson dont l'algorithme est :

$$T^{n+1} = T^n - \left(\frac{S^n}{\partial S / \partial T} \right) \quad \text{avec : } S = 1 - (Y_1 + Y_2 + Y_3)$$

$$\frac{\partial S}{\partial T} = - \frac{\partial}{\partial T} \cdot (Y_1 + Y_2 + Y_3) \quad \text{ou } Y_i = R_i \cdot X_i$$

Une fois la nouvelle température calculée, On recommence le calcul précédent jusqu'à l'obtention simultanée de :

$$F_{iv} = F_{il} \quad \text{et} \quad Y_1 + Y_2 + Y_3 = 1$$

On calcul ensuite :

$$H_m(T, P) ; S_m(T, P)$$

Pour l'organigramme de la température de bulle voir la figure 4.4

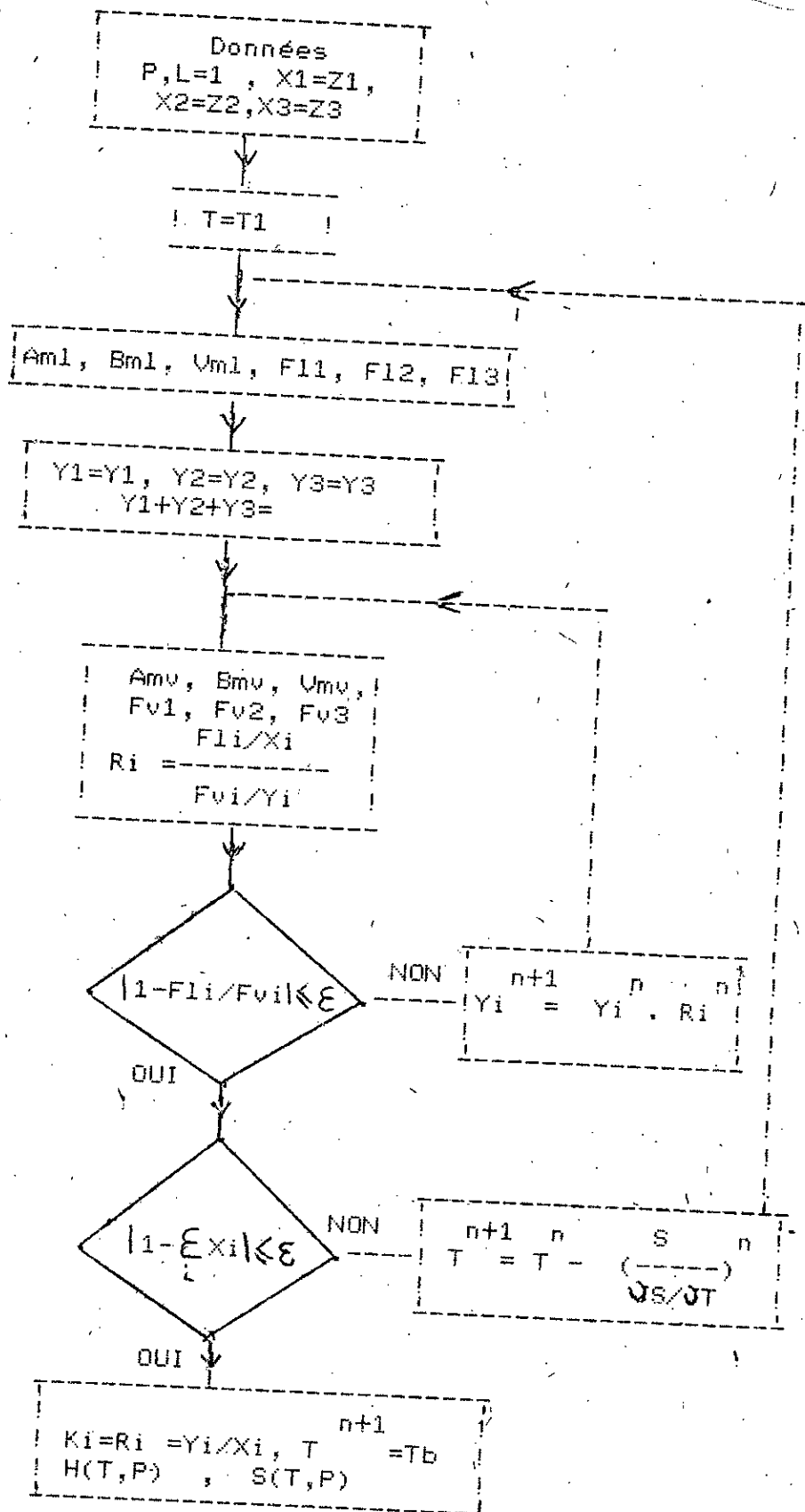


Figure:4.4 Organigramme pour le calcul de la température de bulle

4.4 Equilibre liquide-vapeur à un taux de vaporisation imposé.

Le calcul de la température de bulle et de rosée pour un mélange est un cas particulier de l'équilibre liquide-vapeur. Ils servent en fait à délimiter la région du diagramme (P,H), (voir la figure 4.1 et 4.2) en trois régions distinctes qui, sont pour une pression donnée .

- Température inférieure à la température de bulle (région I)
 - Température comprise entre la température de bulle et de rosée (région II)
 - Température supérieure à la température de rosée (région III).
- Soit un mélange dont la température est pour une pression donnée ,entre la température de bulle et la température de rosée, dans ce cas nous avons les données suivants :

$$P_1, Z_1, Z_2, Z_3, T_m \text{ et } (T_b, T_r)$$

et les inconnues sont :

- Les volumes molaires en phase liquide et vapeur (V_l, V_v)
- Les fractions molaires en phase liquide et vapeur (X_i, Y_i)
- Les fractions molaires globales en phase liquide et vapeur (L, V).

Méthode de résolution :

On initialise les fractions molaires liquide :

$$X_1 = X_1, X_2 = X_2, X_3 = X_3 \quad \text{tels que: } X_1 + X_2 + X_3 = 1$$

On calcule :

$$A_{m1}, B_{m1}, V_{m1}, F_{11}, F_{21}, F_{31}$$

On initialise les fractions molaires en phase vapeur :

$$Y_1 = Y_1, Y_2 = Y_2, Y_3 = Y_3 \quad \text{tels que: } Y_1 + Y_2 + Y_3 = 1$$

On calcule :

$$A_{mv}, B_{mv}, V_{mv}, F_{1v}, F_{2v}, F_{3v}$$

et on effectue :

$$R_i = \frac{F_{il}/X_i}{F_{iv}/Y_i}$$

On vérifie si l'égalité des fugacités ($F_{il} = F_{iv}$) est satisfaite sinon on normalise X_i et Y_i comme suit :

$$L.X_1 + (1-L).Y_1 = Z_1 \quad (1)$$

$$L.X_2 + (1-L).Y_2 = Z_2 \quad (2)$$

$$L.X_3 + (1-L).Y_3 = Z_3 \quad (3)$$

$$Y_i = R_i \cdot X_i \quad (4)$$

$$Z_i = X_i = Y_i = L + (1-L) = 1 \quad (5)$$

De l'équation (1), (2) et (4) on tire respectivement:

$$L = (Z_1 - R_1 \cdot X_1) / (X_1 - R_1 \cdot X_1) \quad (6)$$

$$1-L = (Z_2 - X_2) / (R_2 \cdot X_2 - X_2) \quad (7)$$

et de l'équation (5), (6) et (7) :

$$L + (1-L) = 1 = \frac{Z_1 - R_1 \cdot X_1}{X_1 - R_1 \cdot X_1} + \frac{Z_2 - X_2}{R_2 \cdot X_2 - X_2} \quad (8)$$

On obtient :

$$X_1 \cdot X_2 (R_2 - R_1) + X_2 \cdot Z_1 (1 - R_2) + X_1 \cdot Z_2 (R_1 - 1) = 0 \quad (9)$$

comme :

$$Y_i = 1 = R_1 \cdot X_1 + R_2 \cdot X_2 + R_3 \cdot X_3 \quad (10)$$

En combinant les deux équations (9) et (10) on obtient une équation du deuxième degré en X_1 de la forme :

$$X_1^2 ((R_2 - R_1)(R_3 - R_1)) + X_1 (Z_1 (R_3 - R_1)(1 - R_2) + Z_2 (R_3 - R_2)(1 - R_1) + (R_2 - R_1)(1 - R_3)) + Z_1 (1 - R_2)(1 - R_3) = 0$$

Nous avons donc une relation de la forme : $A \cdot X_1^2 + B \cdot X_1 + C = 0$ qui possède deux valeurs réelles si $\Delta > 0$

$$X_1 = \frac{-B - (\Delta)^{0.5}}{2 \cdot A} \quad X_2 = \frac{-B + (\Delta)^{0.5}}{2 \cdot A}$$

On choisit la racine positive qui seule a un sens physique comme solution. X_1 calculé, on calcule X_2 et X_3 puis Y_1 , Y_2 et Y_3 par les relations suivantes :

$$X_2 = \frac{(1 - R_3) + X_1 (R_3 - R_1)}{R_2 - R_3}, \quad X_3 = 1 - (X_1 + X_2), \quad Y_i = R_i X_i$$

On recommence le calcul précédent jusqu'à l'égalité des fugacités. Une fois celle-ci satisfaite on calcule :

$$L = (1 - Y_1) / (X_1 - Y_1) ; \quad V = 1 - L ; \quad H(T, P) ; \quad S(T, P)$$

Pour l'organigramme de l'équilibre de phase à taux de vaporisation imposé voir figur 4.5.

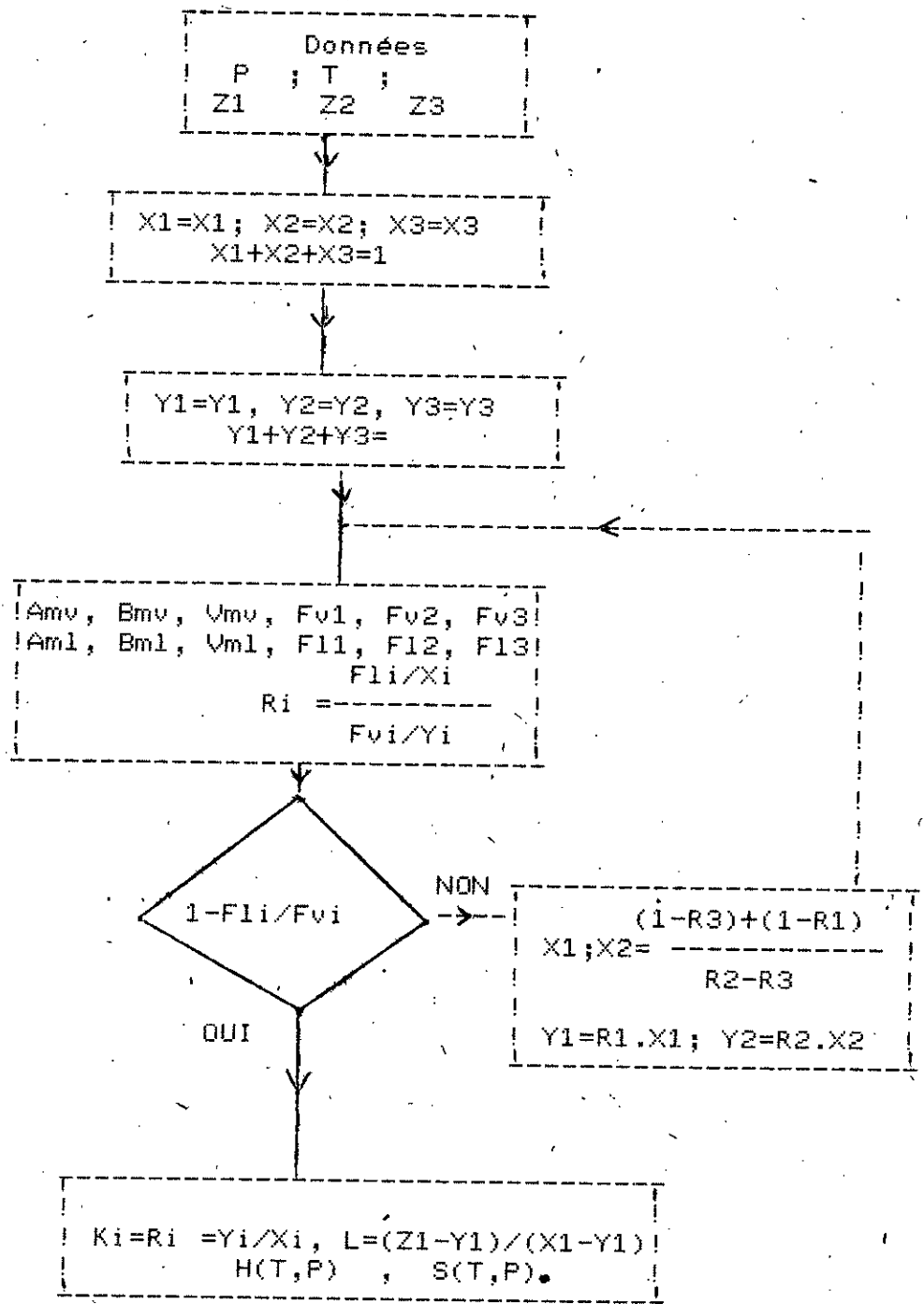


Figure:4.5 Organigramme pour le calcul du flash à taux de vaporisation imposé.

4.5 Calcul des paramètres en phase liquide et vapeur

Les températures de bulle et de rosée délimitant les régions liquides et vapeurs, ont été calculées précédemment pour une composition et une pression du mélange. La détermination des paramètres thermodynamiques des régions liquides et vapeurs, s'effectue respectivement comme suit :

4.5.1 Région liquide

La température du mélange pour une pression donnée doit être inférieure à la température de bulle. Dans ce cas nous avons les données suivantes :

$$Z_1, Z_2, Z_3, P, T, T_b, X_i = Z_i$$

et les données sont :

$$A_{m1}, B_{m1}, V_{m1}, H(T,P), S(T,P)$$

4.5.2 Région vapeur

Dans la région vapeur, la température du mélange pour une pression donnée, doit être supérieure à la température de rosée. Nous avons les données suivantes :

$$Z_1, Z_2, Z_3, P, T, T_r, Y_i = Z_i, L=1$$

et on détermine :

$$A_{mv}, B_{mv}, V_{mv}, H(T,P), S(T,P), L=0$$

4.6 Programme basic

Le programme basic servant au calcul de l'équilibre de phase liquide-vapeur est donnée dans l'annexe C.

Ce programme permet également de tracer les diagrammes enthalpiques et entropiques pour un mélange de trois composants. Il peut être réduit à deux ou à un seul composant.

4.7 Comparaison des résultats avec les points expérimentaux

Les résultats obtenus par calcul informatisé (températures de bulle, température de rosée, enthalpie, entropie, volume molaire du mélange etc..) pour une grande plage de pression sont comparés avec les points expérimentaux dans les tableaux 4.1 à 4.9.

4.7.1 Volume molaire liquide

Dans les tableaux 4.1 et 4.2 nous avons respectivement le volume molaire liquide à la saturation de Méthane et de l'Azote. On remarque que l'équation d'état de R.K.M donne une bonne représentation du volume molaire liquide à la saturation sauf au voisinage du point critique où pratiquement toutes les équations d'état sont connues pour être moins précises surtout en phase liquide.

4.7.2 Volume molaire vapeur

En ce qui concerne le volume molaire vapeur à la saturation du Méthane, de l'Azote et de l'Hélium, on peut voir sur les tableaux 4.3, 4.4 et 4.5 que les résultats obtenus sont pratiquement identiques aux résultats expérimentaux.

4.7.3 Equilibre de phase liquide-vapeur

Dans le tableau 4.6 nous avons l'équilibre de phase dans la région liquide-vapeur pour un mélange (40% N₂+60% CH₄). On remarque que l'équation d'état de R.K.M donne une bonne représentation pour la fraction molaire liquide du mélange. L'erreur maximum est inférieure à 5,8%.

Dans le tableau 4.7 on peut voir que la température de bulle et de rosée diffèrent très peu des résultats expérimentaux, l'erreur maximum ne dépasse pas 1,9%.

Pour une pression donnée, l'erreur diminue avec l'augmentation de la température; voir tableau 4.8.

Si la composition de l'Azote diminue, on remarque que l'erreur diminue également, voir pour cela le tableau 4.9.

T	P	Pr	Tr	Vl(R.K.)	Vl(EXP)	(V/V)%
°K	Atm	"	"	cm ³ /mole		%
100	0,340	0,008	0,525	35,98	36,55	1,56
120	1,894	0,042	0,630	38,94	39,11	0,43
140	6,339	0,140	0,375	43,31	42,55	1,79
160	15,732	0,347	0,840	50,59	47,66	6,15
170	23,005	0,506	0,892	56,66	51,63	9,74

Tableau:4.1 Comparaison du volume molaire liquide du Méthane à la saturation avec les résultats expérimentaux Ref:9

T	P	Pr	Tr	V(R.K)	V(EXP)	(V/V)%
°K	Atm	"	"	cm ³ /mole		%
70	0,381	0,011	0,555	33,01	33,34	0,72
80	1,352	0,040	0,634	35,14	35,18	0,11
100	7,688	0,229	0,792	42,08	40,68	3,41
120	24,801	0,739	0,951	62,09	58,33	6,10

Tableau:4.2 Comparaison du volume molaire liquide de l'Azote à la saturation avec les points expérimentaux Ref:10

T	P	Tr	Pr	V(R.K.M)	V(EXP)	(V/V)%
°K	Atm	"	"	cm ³ /mole		%
100	0,341	0,525	0,008	23695,90	23695,50	0,002
120	1,894	0,630	0,042	4903,84	491,76	0,141
140	6,339	0,735	0,140	1574,35	1578,95	0,292
160	15,732	0,840	0,347	629,00	630,81	0,288
170	23,005	0,971	0,707	409,70	410,22	0,127

Tableau:4.3 Comparaison du volume molaire de la vapeur saturante du Méthane avec les points expérimentaux. Ref:9

T	P	Tr	Pr	V(R.K.M)	V(EXP)	(V/V)%
°K	Atm	"	"	cm ³ /mole		%
70	0,381	0,555	0,011	14723,20	14760,30	0,020
80	1,352	0,634	0,040	4595,52	4596,95	0,031
100	7,688	0,792	0,229	875,20	877,10	0,217
120	24,801	0,851	0,739	225,07	225,03	0,118
125	31,659	0,990	0,943	137,36	138,10	0,536

Tableau:4.4 Comparaison du volume molaire de la vapeur saturante de l'Azote avec les points expérimentaux. Ref 10

T	P(EXP)	P(R.K.M)	P(EXP)	P(R.K.M)
°K	3.4 Atm	3.4 Atm	27.2 Atm	27.2 Atm
61,00	1480	1487	180	199
116,50	2823	2827	354	367
172,00	4165	4165	534	535
255,30	6177	6177	785	787
(V/V)%	0.47		5.53	

Tableau:4.5 Comparaison du volume molaire de l'Hélium en cm³/mole avec les résultats expérimentaux. Ref:11

T	P	L exp	L(R.K.M)	(L/L)%
°K	Atm	Mole	mole	%
100	30	0,744	0,732	1,61
120	5	0,461	0,485	5,21
120	7	0,576	0,609	7.73
140	15	0.375	0,415	5,06
140	20	0,631	0,658	4,28
140	25	0,887	0,912	2,82

Tableau:4.6 Comparaison de la fraction molaire liquide du mélangee(60%N₂+40%CH₄)avec les résultats expérimentaux.Ref:4.4,4.5

P=20 Atm 40%N ₂ +60%CH ₄				20Atm 40% N ₂ +60% CH ₄			
T°K	EXP	R.K.M	(T/T)%	T°K	L(EXP)	L(R.K.M)	(L/L)%
Tb	134,90	132,27	1,9	138,9	0.79	0,740	6,33
Tr	153,10	152,49	0,4	142,8	0,59	0,560	5,08
				146,8	0,42	0,400	4,76
				150,7	0,18	0,175	2,78

Tableau:4.7 Comparaison de la température de bulle avec les points expérimentaux . Ref:14

Tableau:4.8 Comparaison de la fraction molaire liquide du mélange avec les points expérimentaux.Ref:14

P	T	L(EXP)	L (R.K.M)	(L/L)%
Atm	°K	mole	mole	%
5	120	0,82	0,81	1,21
5	140	Vapeur	Vapeur	"
5	160	Vapeur	Vapeur	"
7	120	0,95	0,94	1,05
7	140	Vapeur	Vapeur	"
7	160	Vapeur	Vapeur	"
10	120	Liquide	Liquide	"
10	140	0,779	0,586	1,22
10	160	Vapeur	vapeur	"
15	120	Liquide	Liquide	"
15	140	0,89	0,90	1,123
15	160	Vapeur	Vapeur	"

Tableau:4.9 Comparaison de la fraction molaire liquide du mélange (20% N₂ + 60% CH₄) avec les résultats expérimentaux. Ref:12, 13

4.8 Conclusion

D'après ce qui précède, l'équation d'état de R.K.M peut être utilisée avec une bonne approximation pour le calcul de l'équilibre de phase liquide-vapeur.

Néanmoins, lorsque les échanges thermiques se font aux alentours du point critique du mélange, et dans le cas où l'on veut obtenir des précisions sur l'équilibre de phase liquide-vapeur ne dépassant pas 1%, il conviendrait à l'aide des résultats expérimentaux disponibles de prévoir une correction du volume liquide molaire.

CYCLE THERMODYNAMIQUE PROPOSE POUR LA SEPARATION DE L'HELIUM

5.1 Introduction

Dans l'usine de G.N.L de Skikda ou d'Arzew les gaz de queue existent dans deux étages indépendants ; l'un à base basse pression (1 atm, 121 °K) et pauvre en Hélium de composition 0,02% d'Hélium, 26,43% d'Azote et 73,53 de Méthane, l'autre à haute pression (4,77 atm , 129,06°K) et riche en Hélium de composition 2,53% d'Hélium, 34,39% d'Azote et 63,04% de Méthane .

Dans les deux étage, à basse et haute pression, le mélange est sous forme vapeur. Nous avons entrepris de concevoir un cycle d'extraction de l'Hélium en utilisant pour cela les conditions existant dans l'étage à haute pression (4.77 atm , 129.06°K). Dans le souci d'avoir une installation qui nécessite peu d'échangeurs de chaleur, de fluide frigorigène et de compresseur, nous avons opté sur la liquéfaction basée sur l'effet "Joule-Thomson".

Les échangeurs de chaleur utilisent comme fluide frigorigène uniquement de l'Azote et les fluides provenant de l'étage à basse pression.

La méthode de liquéfaction basée sur l'utilisation d'une serie de cycle réfrigérants en "CASCADE", bien qu'elle ait une efficacité élevée , n'est presque plus utilisée de nos jours du fait qu'elle nécessite un nombre élevé d'échangeurs, de compresseurs et de fluides frigorigène.

5.2 Etude du cycle de séparation de l'Hélium

Les différents points de l'installation (1---13), ont été fixés par le programme informatisé donné dans l'annexe A ainsi que leurs paramètres thermodynamiques (voir tableau : 5.1). Le cycle d'extraction (fig :5.1) est conçu pour avoir une proportion de gaz de queue du G.N.L à la sortie du deuxième séparateur (S2) de 90,02% d'élium et 9,98% Azote(83°K, 20 atm).

5.3 Choix des fluides frigorigènes

Le choix des fluides frigorigènes est imposé par les températures d'entée et de sortie des différents échangeurs de chaleur (E1 - E6) de l'installation . Par un bilan énergétique pour chaque échangeur ,on peut imposer , d'une part le débit et la température pour les fluides chauds et froids , d'autre part la nature des fluides frigorigène .

Les gaz de queue à basse pression sont à une température de 121°K, et une pression de 1 atm, on les utilise donc comme fluides

frigorigènes dans les échangeurs E1 et E6 ou la température du fluide à refroidir est respectivement 215°K pour les gaz de queue à haute pression (E1) et 220°K pour l'Azote du circuit secondaire (E6).

Les gaz de queue à haute pression provenant du séparateur S1 sous forme liquide, sont récupérés et servent comme fluide frigorigène dans l'échangeur de chaleur E2.

De la même manière, les gaz provenant du séparateur S2 sont utilisés comme fluide frigorigène dans l'échangeur E5.

L'apport du froid provenant respectivement des gaz de queue à basse pression et des séparateurs S1-S2, est insuffisant pour la séparation de l'Hélium, aussi les échangeurs de chaleur E3 et E4 utilisent comme fluide frigorigène de l'Azote provenant d'un circuit fermé secondaire.

5.4 Fonctionnement de l'installation

Les gaz de queue à haute pression (4,77 atm, 129°K) sont comprimés jusqu'à 30 atm et 215°K, ils passent ensuite dans trois échangeurs placés en série qui abaissent leurs températures à 100°K.

Les trois échangeurs placés en série (E1, E2, E3) utilisent comme fluide réfrigérant respectivement les gaz de queue à basse pression, les gaz provenant de la première détente isenthalpique et les gaz provenant d'un circuit fermé secondaire. A la pression de 30 atm, et 100°K, les gaz de queue à haute pression subissent une détente isenthalpique jusqu'à 20 atm. Ils passent ensuite dans un séparateur (S1) où la partie liquide qui se forme (96,85%) est utilisée dans le deuxième échangeur qui récupère ces frigorifiques. La partie vapeur constituée (77,44% He + 22,56% N2) passe dans les deux autres échangeurs qui utilisent comme fluide frigorigène respectivement l'Azote provenant du circuit secondaire et l'Azote provenant de la deuxième détente isenthalpique. A la sortie de ces deux échangeurs, les gaz de queue à haute pression sont à 20 atm et 83,14°K. Après passage dans un deuxième séparateur (S2) qui les sépare, la partie liquide formée (0,0037 He + 0,9963 N2) est détendue de la pression 20 atm (83°K) à la pression de 1 atm (78°K) et sert ensuite comme fluide frigorigène E5. On obtient à la sortie du séparateur S2 une phase vapeur de 85,97% constituée essentiellement d'Hélium plus de l'Azote en solution dans les proportions suivantes :

90,02 % He + 9,98 % N2

Le cycle d'extraction étant étudié pour une récupération de 20 % des gaz de queue à haute pression, nous obtenons une production horaire de 1,66 moles/s (38,2 Kg/h) d'Hélium avec de l'Azote en solution à une pression de 20 atm (83°K).

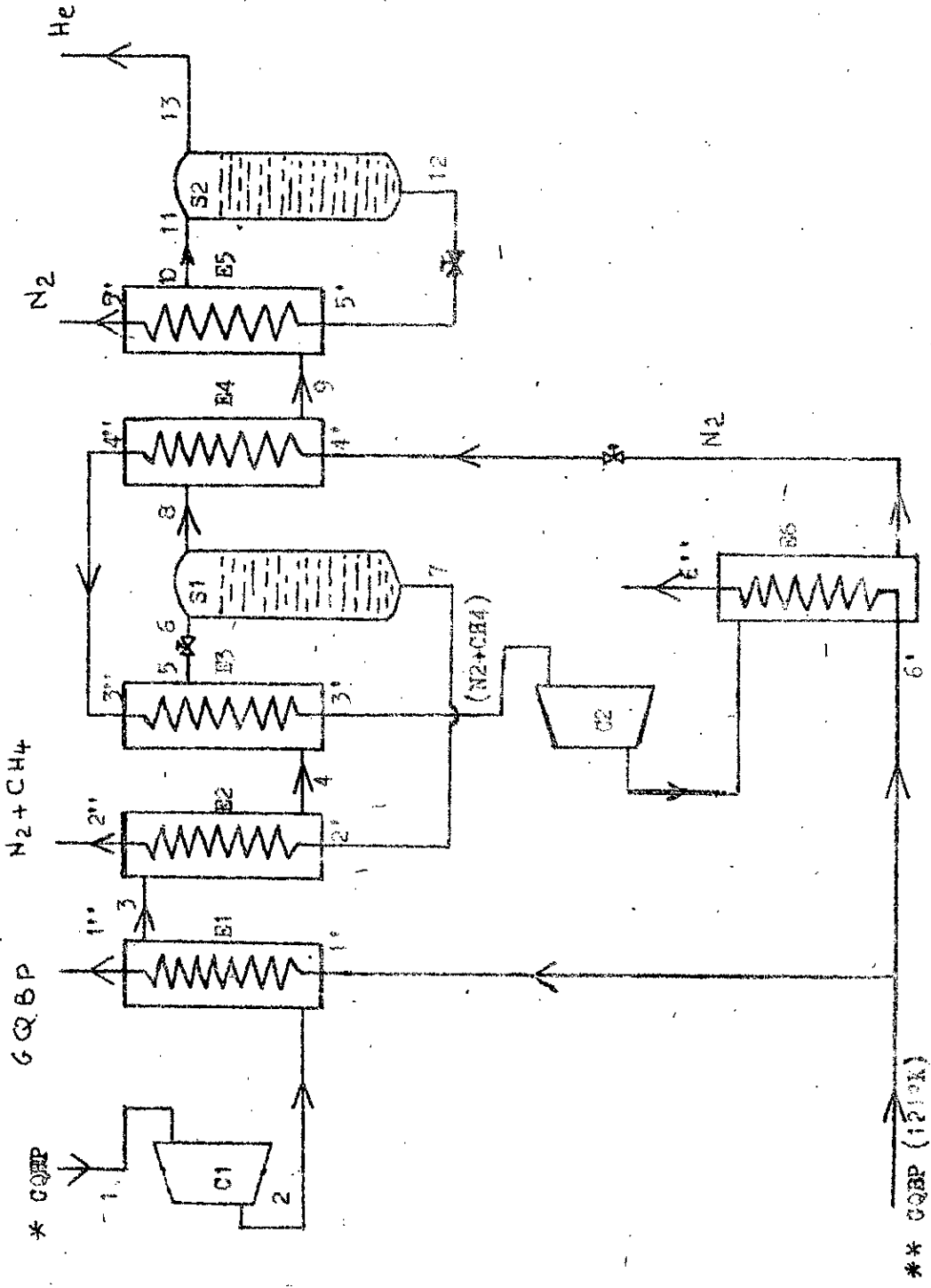


Fig: 5.1 Schéma simplifié de l'installation de séparation de l'Azote à partir des gaz de gisement du GWT Algérie.

ETATS	T	P	H	S	L	V	X1	X2	X3	Y1	Y2	Y3	Z1	Z2	Z3
1	129	4.77	10242.3	315.61	0	1	0	0	0	Z1	Z2	Z3	0.0253	0.344	0.6307
2	215	30	12567.9	315.61	0	1	0	0	0	Z1	Z2	Z3	0.0253	0.344	0.6307
3	162.1	30	10197.2	302.84	0	1	0	0	0	Z1	Z2	Z3	0.0253	0.344	0.6307
4	105	20	1875.26										0.0253	0.344	0.6307
5	100	30	1426.91	239.79									0.0253	0.344	0.6307
7	100	20	1176.70	238.5	0.963	0.0315	0.0012	0.3479	0.6509	-	-	-	X1	X2	X3
8	100	20	9101.44	290.38	-	0.0315	-	-	-	0.7744	0.2256	0	Y1	Y3	Y3
9	90.17	20	8746.60	282.5	0.027	0.973	0.0057	0.9943	0	0.7962	0.2038	0	0.7744	0.2256	0
10	83	20	7915.7	276.77	0.1403	0.8597	0.0037	0.9963	0	0.9002	0.0998	0	0.7744	0.2256	0
12	83	20	2996.3	237.74	1	0	0.0037	0.9963	0	0	0	0	Z1	X2	X3
13	33	20	8718.5	253.13	0	-1	0	0	0	0.9002	0.0998	0	Y1	Y2	Y3

Tableau: 5.1 Evolution des paramètres du mélange Hélium-Azote-Méthane
du cycle d'extraction de l'hélium de la figure 5.1

5.5 Surface d'échange des échangeurs de l'installation

Les conditions aux limites de débit, température, pression, et composition des divers flux, sont sélectionnées lors de l'élaboration du cycle de séparation (Chapitre IV) pour le côté chaud dans chaque échangeur de chaleur .

Les températures, pressions et compositions (entrée) coté froid dans chaque échangeur sont aussi fixées. Les fluides réfrigérants utilisés dans les échangeurs de chaleur sont respectivement les gaz de queue à basse pression (1 atm , 121°K), les gaz liquifiés dans le premier séparateur (1 atm , 78,14°K) et l'Azote provenant du circuit secondaire (1 atm , 78,55°K).

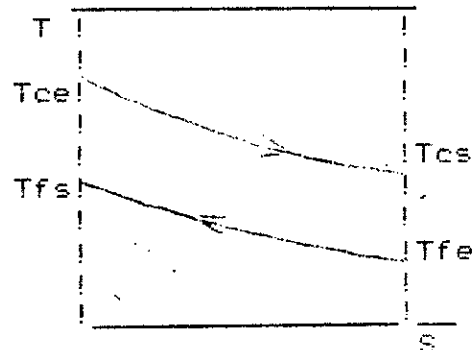
Les échangeurs utilisés dans cette étude sont du type tubes et calandres travaillant à contre courant .

Par un bilan énergétique dans chaque échangeur de chaleur et en imposant une différence de température de 5 à 10°C entre le fluide réfrigérant et le fluide chaud, on peut calculer le débit molaire coté froid.

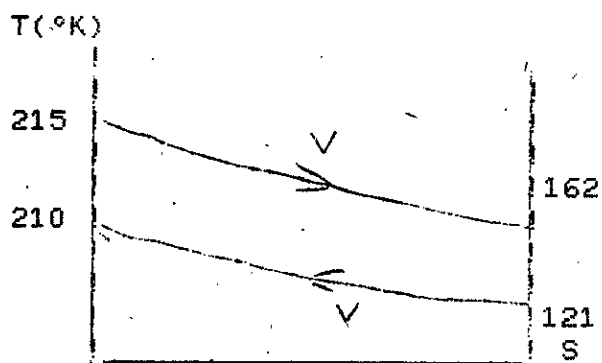
$$m^{\circ}c (H_{c e} - H_{c s}) = m^{\circ}f (H_{f c} - H_{f e})$$

on obtient :

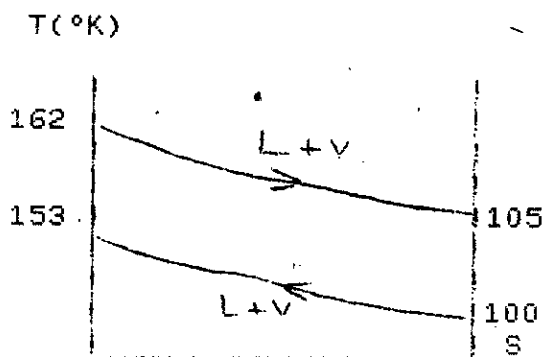
$$m^{\circ}f = m^{\circ}c \cdot \frac{ (H_{c e} - H_{c s}) }{ (H_{f s} - H_{f e}) }$$



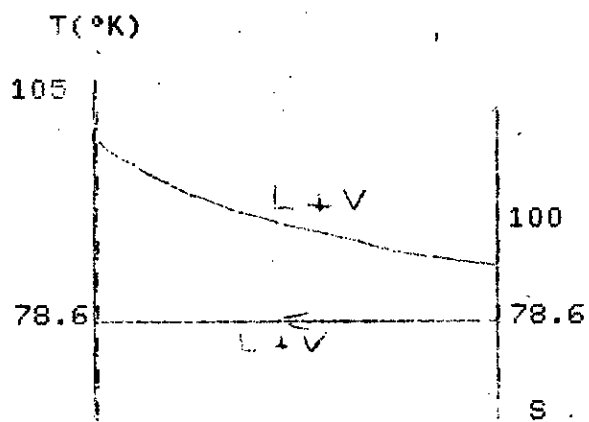
Les paramètres entrée-sortie dans chaque échangeur (E1-E6) sont données dans la figure 5.2 dans la page suivante.



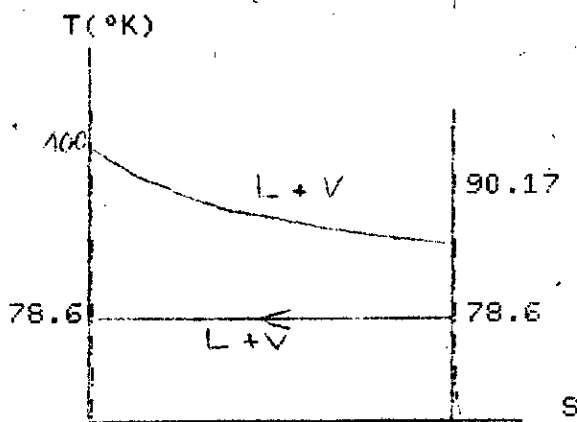
E1: $c(0,0253,0.344,0.6307)$
 $f(0,0.2644,0.7356)$



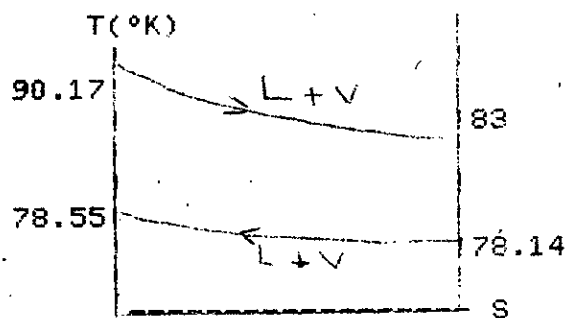
E2: $c(0.0253,0.344,0.6307)$
 $f(0.0012,0.3479,0.06509)$



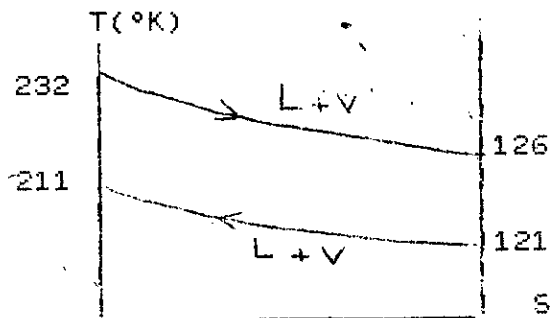
E3: $c(0.0253,0.344,0.6307)$
 $f(0,1,0)$



E4: $c(0.7744,0.2256,0)$
 $f(0,1,0)$



E5: $f(0.0937,0.9963,0)$
 $c(0.7744,0.2256,0)$



E6: $f(0,0.2644,0.7356)$
 $c(0,1,0)$

Figure 5.2 : Paramètres et états du mélange cotés chaud et froid dans les six échangeurs de l'installation de séparation

Par l'intermédiaire du programme informatisé donné en annexe (D), on obtient pour chaque échangeur de chaleur les surfaces d'échange suivantes :

S1 : 11.38 m ²	S2 : 37.72 m ²
S3 : 0.4669 m ²	S4 : 0.4626 m ²
S5 : 0.7455 m ²	S6 : 12.92 m ²

Soit au total une surface d'échange de 63.695 m² pour une production d'Hélium à 90% de 1.658 mole/s (38.2 Kg/h) ; ce qui nous donne une surface d'échange de 1.67 m² par Kg/h d'Hélium produit .

5.6 Les compresseurs

Le dimensionnement d'un compresseur consiste à en définir le type et en calculer la puissance .

5.6.1 Choix du type de compresseurs

Les compresseurs sont habituellement classés en machines à traversée directe et en machines volumétriques. Le premier groupe comprends les turbocompresseurs et les soufflantes axiales , le second , les compresseurs à pistons rotatifs (compresseur à piston , compresseurs à palettes) et les compresseurs alternatifs (compresseurs à pistons et compresseurs à pistons libres) . Quand le rapport des pressions augmente, les quantités de gaz comprimés diminuent beaucoup plus rapidement dans le compresseur centrifuge axial que dans le compresseur volumétrique . Seul ce dernier peut être utilisé pour la compression aux pressions élevées (voir fig : 5.3). On utilise habituellement dans la technique des basses températures des compresseurs à pistons lubrifiés à l'huile avec des volumes qui vont de 5 m³/h à 8000 m³/h . Pour notre cycle de séparation , nous avons opté pour les compresseurs à piston .

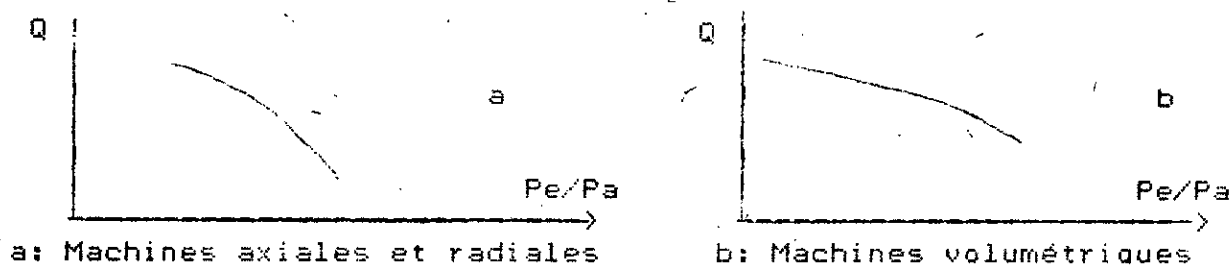


Figure 5.3 Evolution du débit en fonction du taux de compression total dans les deux types de compresseur.

5.6.2 Calcul de la puissance de compression

5.6.2.1 Compresseur C1

Le compresseur C1 est utilisé pour comprimer les gaz de queue de la pression d'aspiration (4,77 atm ,129°K) provenant de l'étage haute pression jusqu'à la pression de refoulement (30 atm,215°K) pour un débit molaire de 61,203 moles/s. Les caractéristiques thermodynamiques des états extrêmes du compresseur (enthalpie, entropie, volume, température, etc) sont calculées par le programme informatisé donné documenté au chapitre IV.

état : 1

T1 = 129 °K
P1 = 4.77 atm
H1 = 10242.276 j/mol
S1 = 315.607 j/mol.°K
Vm = 2039.815 cm³/mol

état : 2

T2 = 215 °K
P2 = 30 atm
H2 = 12567.908 j/mol
S2 = 315.607 j/mol.°K
Vm² = 524.345 cm³/mol

Travail de compression isentropique (C1)

$$W_{cs} = H2 - H1 = 2325.632 \text{ j/mol}$$

Puissance de compression isentropique (C1)

$$P_{1s} = m^{\circ} \cdot (H2 - H1) = 142337,52 \text{ j/s} \text{ soit } P_{1s} = 142,34 \text{ KW}$$

5.6.2.2 Compresseur C2

Le compresseur C2 est utilisé dans le circuit secondaire de l'installation d'extraction. Il comprime l'Azote de la pression atmosphérique (1 atm, 78°K) jusqu'à 40 atm et 232°K. Similairement au compresseur C1 nous avons :

état :1

$$(H1 = 8762,997 \text{ j/mole})$$

état :2

$$(H2 = 12874,81 \text{ j/mole})$$

Travail de compression isentropique(C2)

$$W_{cs} = H2 - H1 = 4111,81 \text{ j/mol}$$

Puissance de compression isentropique (C2)

$$P_{2s} = m^{\circ} \cdot (H2 - H1)$$

Avec un débit molaire de 14,74 mol/s on obtient :

$$P_{2s} = 60,608 \text{ KW}$$

5.6.3 Puissance de compression réelle

En imposant un rendement total de 0.9 pour les deux compresseurs C1 et C2, on obtient une puissance de compression réelle de :

$$\text{compresseur C1 : } P_{c1r} = 142,34 / 0,9 = 158,16 \text{ KW}$$

$$\text{compresseur C2 : } P_{c2r} = 60,608 / 0,9 = 67,34 \text{ KW}$$

Soit donc une puissance de liquéfaction de 5,9 KW.h/Kg.

5.7 Conclusion

Par une récupération de 20% des gaz provenant de l'étage haute pression, on obtient une production annuelle de 335.18 tonne d'Hélium.

Le choix du cycle thermodynamique (fig : 5.1) que nous avons adopté repose sur plusieurs avantages parmi lesquels on peut citer :

- le nombre de compresseurs très réduit (02)
- Le travail de liquéfaction (5.9 KWh/Kg) et la surface d'échange (1,67 m²/Kg) par kilogramme d'Hélium produit, assez faible .

Vis à vis de l'obtention de l'Hélium à partir des gaz de transport.

coût de production

6.1 Introduction

D'une manière générale ,lorsqu'une société entreprend de développer ses activités industrielles en créant une nouvelle capacité de production, parmi tous les problèmes qu'elle doit résoudre, il en est trois d'essentiels, qui consistent à définir:

- L'implantation optimale de l'installation projetée
- Le programme d'investissements à réaliser
- La technique la mieux adaptée .

Pour avoir une réponse à ces questions on doit disposer d'un certain nombre d'informations .Ces informations qui précisent l'objectif à atteindre peuvent être recueillis auprès des services appropriés .Ils comprennent en général ,l'étude du marché ,l'étude des bilans de production et l'emplacement de la nouvelle usine .

Il existe de nombreuses méthodes de déterminations de la rentabilité d'une installation . Dans notre cas, il s'agit de porter notre choix sur l'une de ces possibilités et d'adapter un schéma qui répond aux besoins de l'évaluation.

Parmi les nombreux critères de rentabilité disponibles nous avons choisis " le prix de revient par kg d'Hélium produit ".

Il est bien évident que sur le plan comptable traitant de problèmes plus concrets de telles méthodes sont trop rudimentaires . Mais pour une première estimation, il peut donner une optimisation adéquate mais susceptible d'être complétée par la suite pour une étude plus complète.

L'étude économique comporte en principe trois grandes étapes qui sont :

- La détermination des investissements globaux .
- L'établissement du coût opératoire .
- L'étude de la rentabilité.

6.2. Investissements globaux

Le montant des investissements globaux correspond à la somme totale qu'une société doit dépenser pour réaliser un projet industriel afin d'effectuer les divers opérations qui s'y rapportent, depuis les études technico-économiques préliminaires jusqu'à la mise en route effective des installations . Voir sur figure 6.1.

FR	-->	Fonds de roulement		
19	-->	Frais de démarrage		
18	-->	Intérêts intercalaires		
17	-->	Charges initiales		
16	-->	Livre de procédé		
15	-->	redevance		
14	-->	Stock de pièces de rechange		
13	-->	Engineering		CAA *
12	-->	Services généraux et Stockages	IU *	CAF *
11	-->	Investissements en limites des unités de production		

fig 6.1 Investissements

- * CAA : capital amortissement
- CAF : Capital fixe
- IU : Investissements unités

6.2.1 Calcul des investissements en limites

Les investissements en limites se calculent à partir du coût de l'équipement principal.

L'équipement principal pour le cycle d'extraction d'Hélium objet de notre étude comprend les appareils suivants :

- Les compresseurs C1 et C2
- Les échangeurs de chaleur E1, E2, E6
- Les moteurs d'entraînement des compresseurs M1 et M2
- Les séparateurs S1 et S2
- Divers : tuyauteries, vannes, instrumentations, etc...
- Les récipients de stockage de l'Hélium et de l'azote

Le prix de l'équipement principal est donné pour une année de référence, d'après l'information détaillée disponible. En se basant sur les coûts par types d'équipements donnés en 1975 par l'institut Français du pétrole (15) on obtient les investissements en limites de l'installation.

6.2.1.1 Echangeurs de chaleur

Le coût de chaque échangeur de chaleur est donné par la relation suivante (Tableau.61).

$$Pr = Pb \cdot Fm \cdot Fp$$

Avec Pr : prix de revient année 1975 en fonction de la surface d'échange en Francs Français
 Pb : prix de base de l'échangeur en acier ordinaire
 Fm : Facteur correctif tenant compte du matériau utilisé
 Fp : Facteur correctif tenant compte de la pression utilisée

Paramètre	E1	E2	E3	E4	E5	E6	TOTAL
S (m ²)	11,38	37,72	0,467	0,462	0,746	11,92	62,70
Pb.10 ³ F	22,00	38,00	2,500	2,500	2,700	22,50	90,20
Fm	1,08	1,08	1,080	1,080	1,080	1,08	
Fp	1,15	1,15	1,150	1,150	1,150	1,28	
Pr:10 ³ F	27,32	47,20	3,110	3,110	3,350	31,10	115,19

Tableau 6.1 coût des échangeurs année 1975

6.2.1.2 Les compresseurs

Le coût des compresseurs est donné en fonction de leurs puissances en CV. Réducteurs, socle, équipement auxiliaire compris mais installation et entraînement exclus (Tableau :6.2).

$$Pr = Pb \cdot Fm \cdot Fp$$

- * Pr = Prix de revient
- * Pb = Prix de référence
- * Fp = Facteur correctif de pression
- * Fm = Facteur correctif du matériau

compresseurs	P(CV)	Pb(10 ³ F)	Fm	Fp	Pr (10 ³ F)
C1	282,55	450,00	1,40	1,00	630,00
C2	114,83	250,00	1,40	1,00	350,00
(C1 + C2)	397,38	700,00	1,40	1,00	980,00

Tableau 6.2 = Coût des compresseurs année 1975

6.2.1.3 Les moteurs d'entraînement des compresseurs

La puissance du moteur d'entraînement est fonction de la puissance des compresseurs .

Moteur M1 : Pour une puissance de la pompe de 282.55 CV il est conseillé de prendre une puissance de:
 $P_{m1} = 350 \text{ CV} = 258 \text{ kW}$

Moteur M2 : De la même manière pour $P_{c2} = 114.83 \text{ CV}$; on prend pour le moteur. $P_{m2} = 150 \text{ CV} = 110 \text{ kW}$

Le coût des moteurs d'entraînement est donné pour des moteurs étanches tournant à 1500 Tr/mn. Pour d'autres vitesses de rotation on adopte un facteur correctif. On obtient les coûts suivants pour l'année 1975 en Francs Français:

Moteur M1 : $P_r = 70.10^3 \text{ F}$

Moteur M2 : $P_r = 25.10^3 \text{ F}$

6.2.1.4 Consommation électrique

La consommation électrique est donnée par la relation suivante :

$$\text{kwh/h} = 0,735.P /$$

ou : $P =$ la puissance du moteur d'entraînement .
 $=$ Le rendement du moteur en fonction de son pourcentage d'utilisation (50 % , 75 % ou 100 %).

On obtient dans ce cas pour un pourcentage d'utilisation de 75 % une consommation de :

$$\text{Moteur M1 : } 0,736 \cdot 350 / 0,93 = 277 \text{ kwh/h}$$

$$\text{Moteur M2 : } 0,736 \cdot 150 / 0,89 = 124 \text{ kwh/h}$$

6.2.1.5 Réservoirs de stockage

Le cycle d'extraction étudié est prévu pour une production annuelle de 146 tonnes d'Hélium et 119 tonnes d'Azote .
En prévoyant une capacité de stockage de trois jours nous aurons pour les réservoirs de l'Hélium et de l'azote respectivement des volumes de 109 m^3 et 219 m^3 .

Le coût des réservoirs est donné par la relation suivante :

$$Pr = Pb \cdot Fe \cdot Fm$$

ou :

Pr = prix de revient en Francs
Pb = Prix de base (Virole, fonds)
Fe = Facteur correctif d'épaisseur
Fm = Facteur correctif du matériau

Le prix de base Pb est donné en fonction du poids de Virole et des fonds .

$$\text{Avec } Pv(\text{kg}) = 24,7 \cdot d \cdot L \cdot e \quad e = ec + es$$

ou :

d = diamètre de la virole
L = Longueur de la virole
e = Epaisseur de la virole
ec = Epaisseur calculée
es = Surépaisseur de corrosion (3 mm)

Le poids des fonds est fonction du poids de la virole (donné dans les abaques). On obtient le prix de revient ,voir tableau 6.3 .

Paramètre	v	d	L	e	Pv	Pf	Pt	Pb	Pr
Unités	m^3	m	m	mm	10^3kg	10^3kg	10^3kg	10^3F	10^3F
R1	109	3,03	15,15	23	26,65	3,45	29,10	222,00	231
R2	219	5,19	10,50	10	13,46	4,00	17,46	119,00	147

Tableau : 6.3

6.2.1.6 Séparateurs S1 et S2

Le volume des séparateurs est calculé pour 15 mm du débit de soutirage .On obtient dans ce cas :

Séparateur S1 : $m1 = 0,00213 \text{ m}^3/\text{s}$ ----- VS1 = $1,917 \text{ m}^3$

Séparateur S2 : $m1 = 5,89 \cdot 10^{-4} \text{ m}^3/\text{s}$ ----- VS2 = $0,177 \text{ m}^3$

Pour des volumes inférieurs à 3 m^3 on utilise des abaques pour le calcul des diamètres et des hauteurs des deux séparateurs.
Le calcul de l'épaisseur, de la hauteur et des poids se fait de

la même manière que pour les réservoirs . On obtient : voir tableau 6.4

Paramètres	V	d	H	e	Pt	Pb	Pr
Unités	m ³	m	m	mm	10 ³ kg	10 ³ F	10 ³ F
S1	1,92	1,2	2,8	12	1,02	9,60	26,46
S2	0,18	0,6	1,2	08	0,15	1,60	4,80

Tableau : 6.4

6.2.1.7 Actualisation (mise à jour)

L'actualisation ou la mise à jour, consiste, connaissant les investissements en limites des unités de production à une année de référence, de déterminer ces mêmes investissements dans une situation différente, de temps et de lieu. A ce sujet, les coefficients de mise à jour les plus commodes à utiliser, parcequ'ils sont l'objet d'une publication fréquente et régulière, sont :

- Nelson Refinery Inflation Construction Cost Index
- Nelson Refinery True Construction Cost Index
- Nelson Refinery Operating Cost Index

L'indice que nous avons adopté pour notre étude et l'indice d'inflation. La distribution du coût de construction pour une installation de pétrochimie est la suivante :

- Equipements divers : 12 %
- Matériaux métalliques : 20 %
- Matériaux non métalliques : 8 %
- Main-d'oeuvre spécialisé : 39 %
- Main-d'oeuvre non spécialisé: 21 %

Soit au total : 100 %

L'évolution est donnée dans le tableau 6.5 .

Le poste équipements divers est lui même le résultat d'une pondération entre les coûts de cinq types particuliers d'appareillages qui sont :

- Les pompes et les compresseurs
- Les échangeurs de chaleurs
- Les matériaux électriques (moteurs, transformateurs, poste de soudure, éclairage,
- Les entraînements autres qu'électrique
- Les instruments .

Année	1946	1973	1975 (N0)	1985 N1
Matériaux	100	292,3	417,0	739,8
Main-Oeuvre	100	585,2	652,5	1298,5
Equipements divers	100	291,4	414,8	674,6
Pompes et compresseurs	100	346,9	501,9	975,0
Moteurs électriques	100	220,2	299,1	497,5
Echangeurs de chaleur	100	313,7	539,4	514,7
Instruments	100	388,0	413,1	719,9
Réservoirs	100	262,5	359,0	589,9

Tabl:6.5 Nelson refinery inflation construction cost index(16)

Pour la mise à jour de l'investissement en limites de l'équipement principal il suffit de multiplier le coût de l'année de référence par le rapport N1/N0 et cela pour chaque appareil . voir tableau 6.6 ou N0 et N1 sont les indices de Nelson pour les années 1975 et 1985.

Capacité de production d'Hélium : 335.18 tonnes/an

Equipements	Coût 1975	N1/N0	Coût 1985
Unités	10 ³ F		10 ³ F
Echangeurs	115.19	0.95	109.43
Compresseurs	980.00	1.45	1421.00
Réservoirs	409.23	1.37	560.65
Moteurs	95.00	1.66	157.70
Divers	127.93	1.63	208.53
T O T A L	1727.35		2456.88

Tableau:6.6 Coût de l'équipement principal actualisé .

Pour passer du coût de l'équipement principal actualisé aux investissements en limites du cycle d'extraction de l'Hélium, on doit tenir compte respectivement :

- Du coût de l'équipement secondaire (les charpentes métalliques et les structures ,tuyauteries et vannes , isolation thermique , instrumentation , installation électrique , bâtiments)
- Du coût de montage et de génie civil (préparation de

- site ,fondation , mise en place des équipements,.....).
- Du coût des frais indirects de chantier et de transport (location et mise en place de matériel de levage , batiments provisoires , transport des équipements ,.....)

Chaque coût cité ci-dessus est donné sous forme de pourcentage en fonction du cout de l'équipement principal, donné dans le tableau 6.6 avec les proportions suivantes :

- Coût équipement secondaire 70%
- Coût montage et génie civil 70%
- Coût indirect de chantier 60%

Plus une majoration de 30% pour prévoir les cas imprévus .
soit au total 230% de majoration .

Le coût des investissements en limites du cycle d'extraction de l'Hélium sera dans ce cas :

$$I1 = \text{Coût équipement principal} + 2,3 \cdot (\text{équipement principal})$$

On obtient : Coût équipement principal = $2456,88 \cdot 10^3$ F

$$I1 = 8107,70 \cdot 10^3 \text{ F.}$$

6.2.2 Calcul du capital amortissable

Le coût des autres postes qui composent les investissements globaux (I1,I2,I3,.....,I9) donné dans la figure 6.1 est calculé , sous forme de poucentage, à partir de l'investissemnt en limites (I1); nous aurons :

Capital fixe (CA.F) :

- I2 (Service généraux et stockage) = $0,3 \cdot I1$
- I3 (Engeneering) = $0,12 \cdot (I1+I2)$
- I4 (Stockage de pièces de rechange)= négligeable
- I5 (Redevance) = négligeable
- I6 (Livre de procédé) = négligeable

Total capital fixe : CA.F = $1,456 \cdot I1 = 11804,82 \cdot 10^3$ F

I7 (Charges initiales) = négligeable

I8 (Intérêts intercalaires) = $0,07 \cdot \text{CA.F}$

I9 (Frais de démarrage) = $1201,84 \cdot 10^3 \cdot \text{F} / 4 \text{ mois}$

Total capital amortissable : CA.A = $1,56 \cdot I1 + 1201,8 \cdot 10^3$ F
= $13849,85 \cdot 10^3$ F

Fonds de roulement (FR) = $2 \cdot I9 = 2403,68 \cdot 10^3$ F

6.3. Le coût opératoire

En général les principaux postes qui répondent de façon pratique aux besoins d'une évaluation et qui entrent dans le

calcul du coût opératoire sont : voir fig : 6.2 .

- Les charges fixes
- La main-d'Oeuvre
- Les charges variables.

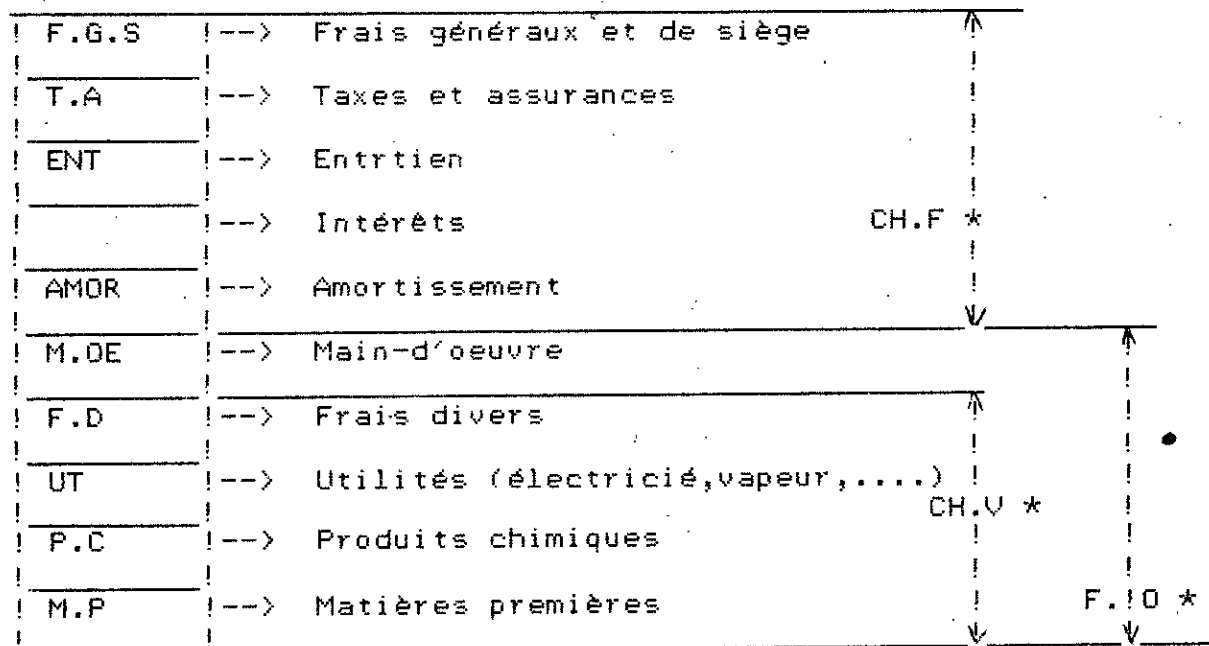


Fig : 6.2 Eléments du coût opératoire :

- * CH.F : Charges fixes
- CH.V : Charges variables
- F.O : Frais opératoires

6.3.1 Charges variables (CH.V)

Le coût de chaque poste donné dans la figure 6.2 est évalué comme suit :

M.P (Matière première)	=	négligeable
P.C (Produit chimique)	=	négligeable
UT (Utilités:électricité,..)	=	421,53.10 ³ F
FD (Frais divers)	=	0,03.prix de vente
Total charges variables : CH.V	=	639,34 . 10 ³ F

6.3.2 Main-d'oeuvre (M.OE)

On admet pour la plupart des cas quatre équipes par jour pour assurer le fonctionnement continu de l'installation (24 h). Le coût par équipe est de 400 . 10³ Francs pour l'année 1975 . On utilisant l'indice de Nelson pour la mise à jour donné dans le tableau 6.3, on obtient :

$$M.OE = 3184 . 10^3 \text{ Francs}$$

6.3.3 Charges fixes (CH.F)

Les charges fixes sont calculées en fonction du coût des investissements globaux, comme suit :

AMOR (Amortissement sur 10 ans)	= 0,125 . CA.A
INT (Intérêts) :	
- Sur le capital amortissable	= 0,07 . CA.A
- Sur le fond de roulement	= 0,09 . F.R
ENT (Entretien) :	
- Sur l'unité de production	= 0,04 . I1
- Sur les services généraux et stockage	= 0,04 . I2
T.A (Taxes et assurances)	= 0,02 . (I1+I2)
F.G.S (Frais généraux et de siège)	= 0,01 . (I1+I2)
Total charges fixes : CH.F	= 0,4 . I1 = 3654,75 . 10 ³ Francs

6.3.4 Coût opératoire (Prix de revient)(P.X.R)

Le coût opératoire ou le prix de revient est la somme du coût de la charge fixe, de la main-d'oeuvre et de la charge variable , soit :

$$P.X.R = CH.F + M.OE + CH.V = 7478,19 . 10^3 \text{ F/an}$$

Soit 22,31.10³ F/t pour un taux de charge de 100% .

En supposant un taux de charge de 80% pour palier aux différents temps morts (pannes, grèves ,etc.....) le prix de revient , à la tonne d'Hélium produit sera : 27,85. 10³ F, en France.

En multipliant par le facteur de correction 1,35 pour tenir compte du lieu d'implantation on obtient le prix de revient en Algérie par kilogramme:

$$P.X.R = 37,6 \text{ FF} = 30 \text{ DA ou } 6 \text{ DA/N.m}^3$$

Dans le cas ou on récupère l'azote provenant du séparateur S2 (voir installation chapitre V, figure 5.1) le prix de revient par kg d'Hélium produit sera alors :

$$P.X.R (\text{He}) = 30 \text{ DA/kg} - (235 / 335) . P.X.R (\text{N}_2)$$

Le prix de revient usine de l'Azote en Algérie est de 3.71 DA/kg

$$P.X.R(\text{He}) = 27,4 \text{ DA/kg} \text{ ou } 4,89 \text{ DA/N.m}^3$$

6.4 Conclusion

Au cours de ce chapitre, nous nous sommes efforcés d'évaluer et de détailler tous les postes composant l'étude économique. Nous avons évalué uniquement les investissements globaux du cycle d'extraction et le prix de revient de l'Hélium par tonne produite. Nous remarquons entre autre, que le prix de revient diminue d'une manière notable avec la récupération de l'Azote provenant du séparateur S2.

Cela est dû au fait que la récupération de ce dernier ne nécessite pratiquement aucun investissement supplémentaire.

L'étude économique que nous avons faite entre dans le cadre d'un projet préliminaire .

Pour une étude plus complète, il serait souhaitable, d'une part d'approfondir les contributions exactes des différents postes composants l'investissement en limites du cycle d'extraction de l'Hélium ,et d'autre part faire une étude du marché pour l'agrément ou le rejet du lancement du projet .

CONCLUSIONS GÉNÉRALES

Cette thèse nous a permis de concevoir un cycle d'extraction de l'Hélium à partir des gaz de queue haute pression d'une usine Algérienne, et de déterminer, le coût de sa production ainsi obtenu.

Nous avons également mis en évidence au chapitre II, que l'effet du refroidissement des gaz de queue du G.N.L Algériens est un avantage certain du point de vue surface d'échange et travail de compression, vis à vis des pays qui récupèrent l'Hélium directement à partir du gaz naturel.

Les programmes informatisés donnés en annexe C et D , portant respectivement sur les équilibres de phase liquide-vapeur et sur le calcul des surfaces d'échange des échangeurs de l'installation se sont révélés des outils adéquats; ils nous ont permis d'observer que :

* L'équation d'état de Redlich Kwong modifiée donne une bonne représentation du comportement expérimental des mélanges de gaz aux basses températures, de liquéfaction de l'azote.

* Du point de vue transfert de chaleur nous avons vérifié qu'il est possible de diminuer les surfaces d'échange par le choix de petits diamètres pour les faisceaux de tube des échangeurs et par le choix de la matière utilisée pour ces derniers .

L'étude du coût de production réalisé ici nous permet de faire deux remarques :

* Le coût opératoire, ou prix de revient de la production de l'hélium est assez faible du fait qu'il s'agit ,d'une part d'une récupération au niveau d'une usine de G.N.L algérienne déjà existante , et d'autre part la matière première utilisée est autrement perdue

* Le prix de revient de l'hélium peut être réduit dans une grande proportion ,si l'on envisage de récupérer et commercialiser l'azote obtenu comme sous-produit dans l'installation .

Au cours de notre étude ,les difficultés auxquelles nous avons été confrontés sont dues essentiellement :

- Au manque de données scientifiques portant sur les échanges biphasiques des hydrocarbures .

Dans le calcul des surfaces d'échange des échangeurs de chaleur de l'installation nous avons considéré pour l'échange biphasique que l'échange annulaire .

Le prolongement de ce travail peut constituer deux axes de recherche qui pourraient intéresser l'industrie du G.N.L Algérien.

- Le premier, dans le domaine du transfert de chaleur en écoulement biphasique ou il est pratiquement impossible de prétendre calculer d'une manière théorique assez satisfaisante les surfaces d'échange des échangeurs cryogéniques pour les mélanges CH₄-N₂-He.

- Le deuxième plus important et qui consisterait à la mise en place d'une petite installation expérimentale de récupération de l'Hélium, base essentielle dans une première étape, en vue d'une récupération effective de tous les gaz de queue du G.N.L, lorsque l'opportunité économique se précisera.

Finalement nous pouvons conclure que cette étude, de part sa méthodologie et les outils mathématiques utilisés, constitue une voie, perfectible certes, mais néanmoins très utile pour l'évaluation de l'opportunité économique de la commercialisation de l'Hélium à produire à partir des gaz de queue des usines de G.N.L Algériennes.

Résolution algébrique de l'équation d'état de R K M

$$Z = Z.R.K + \Delta Z$$

Où Z. est le coefficient de compressibilité de R.K l'équation d'état de Redlich-Kwong.

$$Z = \frac{P.V}{R.K} = \frac{V}{V-B} - \frac{A}{R.(V+B)T^{1,5}}$$

et ΔZ un terme de déviation.

On tire une équation du troisième degré en V de la forme :

$$V^3 + AV^2 + BV + C = 0$$

Où :

$$A = -\frac{R.T}{P} ; \quad B = \frac{A}{P.T^{0,5}} - \frac{R.T.B}{P} - B^2 ; \quad C = \frac{A.B}{P.T^{0,5}}$$

En posant : $V=X-A/3$, l'équation en volume devient de la forme :

$$X^3 + PX + q = 0$$

Où :

$$P = B - (A^2)/3 ; \quad q = C - \frac{A.B}{3} + \frac{A^3}{13,5} ; \quad R = \left(\frac{-q}{2}\right)^2 + \left(\frac{p}{3}\right)^3$$

si $R \leq 0$, on a trois racines réelles qui sont :

$$V_1 = 2(-P/3)^{0,5} \cos(\theta/3-60) - A/3$$

$$V_2 = 2(-P/3)^{0,5} \cos(\theta/3+60) - A/3$$

$$V_3 = -2(-P/3)^{0,5} \cos(\theta/3) - A/3$$

La racine V_2 n'a pas de sens physique, car la condition $(\partial P / \partial V)T > 0$ n'est pas satisfaisante.

$R > 0$: Une racine réelle et deux racines complexes conjuguées, qui sont :

$$V_1 = t' + t'' - A/3$$

$$V_2 = a + ib - A/3$$

$$V_3 = a - ib - A/3$$

avec :

$$a = -0,5(t' + t'') ; \quad b = 3/2 (t' - t'')$$

$$t' = (-q/2 + R^{0,5})^{1/3} ; \quad t'' = (-q/2 - R^{0,5})^{1/3}$$

Phase Liquide

On prend la plus petite des racines (V^1)

$$R \leq 0 : V_{m1} = -2(-P/3)^{0,5} \cos(\Theta/3) - A/3$$

$$R > 0 : V_{m1} = (-q/2 + R^{0,5})^{1/3} + (-q/2 - R^{0,5})^{1/3} - A/3$$

Phase Vapeur

On prend la plus grande des racines (V_{mv})

$$R \leq 0 : V_{mv} = 2(-P/3)^{0,5} \cos(\Theta/3 - 60) - A/3$$

$$R > 0 : V_{mv} = (-q/2 + R^{0,5})^{1/3} + (-q/2 - R^{0,5})^{1/3} - A/3$$

Phase liquide avec correction

$$Z1_{R.K} = P.V_{m1}/RT \quad ; \quad Z = Z1_{R.K} + \Delta Z1$$

et

$$V_{m1} = (Z_{R.K} + \Delta Z1).R.T/P$$

Phase vapeur avec correction

$$V_{mv} = (Zv_{R.K} + \Delta Zv).R.T/P$$

ENTHALPIE ET ENTROPIE POUR UN MELANGE

Les propriétés des substances simples telles que enthalpie, entropie et énergie interne sont fonction de deux variables indépendantes. Elles peuvent être obtenues à partir de celles des gaz parfaits auxquelles il y a lieu d'ajouter les termes de déviations correspondants, calculés de façon rigoureuse à l'aide de relations thermodynamiques formelles et des propriétés mesurables P, V, T.

Dérivons à titre d'exemple l'enthalpie en fonction de la pression et de la température ;

$$dh = \left(\frac{\partial h}{\partial T} \right)_p dT + \left(\frac{\partial h}{\partial P} \right)_T dP$$

On peut démontrer que :

$$dh = V \cdot dP + T \cdot dS$$

On a donc

$$\left(\frac{\partial h}{\partial P} \right)_T = V + T \cdot \left(\frac{\partial S}{\partial P} \right)_T$$

D'autre part, en utilisant la relation de Maxwell qui nous donne la variation de l'entropie en fonction des propriétés mesurables

$$\left(\frac{\partial S}{\partial P} \right)_T = - \left(\frac{\partial V}{\partial T} \right)_p$$

ET en utilisant la relation de Cp, chaleur spécifique on obtient

$$dh = C_p \cdot dT + \left(V - T \cdot \left(\frac{\partial V}{\partial T} \right)_p \right) dP$$

Comme l'équation d'état de Redlich-Kwong modifiée est explicite en P, c'est à dire P(V, T) ; on ne peut calculer $(\partial V / \partial T)_p$.

Dans ce cas on utilise la définition de l'enthalpie :

$$dh = dU + d(P \cdot V)$$

A cet effet un développement similaire au précédent nous permet d'obtenir pour l'énergie interne et l'entropie :

$$dU = C_v \cdot dT + \left(T \cdot \left(\frac{\partial P}{\partial T} \right)_V - P \right) \cdot dV$$

$$dS = C_v \frac{dT}{T} + \left(\frac{\partial P}{\partial T} \right)_v \cdot dV$$

$$dh = C_v \cdot dT + \left(T \left(\frac{\partial P}{\partial T} \right)_v - P \right) \cdot dV + d(P \cdot V)$$

L'enthalpie et l'entropie pour un composant pur sont calculés pour la relation suivante :

$$H(T,P) = (H(T,P) - H(T,P_0)) + H(T,P_0) = (H-H_0) + H_0$$

$$S(T,P) = (S(T,P) - S(T,P_0)) + S(T,P_0) = (S-S_0) + S_0$$

(H-H₀) et (S-S₀) sont respectivement les termes correctifs d'enthalpie et d'entropie .

H₀ et S₀ sont respectivement l'enthalpie et l'entropie du gaz à l'état de gaz parfait .

Pour un mélange de gaz parfait :

$$H^{\circ m} = \sum_i Z_i \cdot H^{\circ i} = \sum_i Z_i \cdot \int_{T_0}^T C_{pi}(T) dT$$

$$S^{\circ m} = \sum_i Z_i \cdot \int_{T_0}^T C_{pi}(T) dT/T - R \ln P - R \sum_i Z_i \ln Z_i$$

A partir de l'équation d'état de REDLICH KWONG modifiée les termes correctifs d'enthalpie et d'entropie sont :

$$(H-H_0) = PV - RT + \left(\frac{3}{2} \frac{A}{B \cdot T^{0,5}} - \frac{T^{0,5}}{B} \cdot \frac{dA}{dT} \right) \ln \frac{V+B}{V}$$

$$(S-S_0) = R \cdot \ln \frac{(V-B)P}{R \cdot T} + \left(\frac{1}{B \cdot T^{0,5}} \frac{dA}{dT} - \frac{0,5 \cdot A}{B \cdot T^{1,5}} \right) \cdot \ln \left(\frac{V+B}{V} \right)$$

La chaleur spécifique de chaque composant (He, N₂, CH₄) est corrélée à partir des résultats expérimentaux du tableau B1 , par la méthode des moindres carrés sous la forme :

$$C_{pi}(T) = a + b \cdot T + c \cdot T^2$$

$$C_{p1}(T) = 20,7854$$

$$C_{p2}(T) = 29,0574 + 10,3551 \cdot 10^{-4} \cdot T - 7,2123 \cdot 10^{-6} \cdot T^2 + 0,142 \cdot 10^{-7} \cdot T^3$$

$$C_{p3}(T) = 34,4323 - 24,0743 \cdot 10^{-3} \cdot T + 99,4917 \cdot 10^{-6} \cdot T^2 - 5,5 \cdot 10^{-9} \cdot T^3$$

T	AZOTE	METHANE	HELIUM
°K	Cp:J/mole.°K	Cp:J/mole.°K	Cp:J/mole.°K
50	29,0982	33,2468	20,7854
100	29,0950	33,2763	"
150	29,0944	33,3012	"
200	29,0929	33,5173	"
250	29,0933	34,2678	"
300	29,1040	35,7724	"

TABLEAU B1: Chaleur spécifique expérimentale
Azote Ref (17) Méthane Ref(18)

Après intégration entre la température de référence (T = 50°K) et la température désirée T, on obtient l'enthalpie et l'entropie de chaque constituant à l'état de gaz parfait.

Hélium :

$$H(T, P_0) = - 1041,4 + 20,7854 T$$

$$S(T, P_0) = - 81,4514 + 20,7854 \ln T$$

Azote :

$$H(T, P_0) = - 1453,8861 + 29,0574 \cdot T + 51,7755 \cdot 10^{-5} T^2$$

$$- 2,4041 \cdot 10^{-6} T^3 + 3,55 \cdot 10^{-9} T^4$$

$$S(T, P) = - 113,715 + 29,0574 \cdot \ln T + 10,3551 \cdot 10^{-4} T^2$$

$$+ 36,0615 \cdot 10^{-7} T^3 + 4,7333 \cdot 10^{-9} T^4$$

Méthane :

$$H(T, P_0) = 1695,659 + 34,4323 \cdot T - 120,37 \cdot 10^{-4} T^2$$

$$+ 33,1639 \cdot 10^{-6} T^3 - 1,375 \cdot 10^{-9} T^4$$

$$S(T, P_0) = - 139,6204 + 34,4323 \cdot \ln T - 24,0743 \cdot 10^{-3} T^2$$

$$+ 49,7459 \cdot 10^{-6} T^3 - 1,833 \cdot 10^{-9} T^4$$

Ces formules tirées des résultats expérimentaux du tableau B1 ,
sont valables entre 50 et 300°K (H:J/mole ; S:j/mole.°K).

Finalement pour un mélange de n constituants on obtient :

$$H_m = \sum_i Z_i \cdot H_i(T, P_0) + \left(\frac{1,5 \cdot A}{B \cdot T^{0,5}} - \frac{T^{0,5}}{B} \cdot \frac{dA}{dT} \right) \ln \left(\frac{V+B}{V} \right) - R \cdot T + P \cdot V$$

$$S_m = \sum_i Z_i \cdot S_i(T, P_0) + \left(\frac{0,5 \cdot A}{B \cdot T^{1,5}} + \frac{1}{B \cdot T^{0,5}} \cdot \frac{dA}{dT} \right) \ln \left(\frac{V+B}{V} \right) + R \cdot \ln \left(\frac{V-B}{R \cdot T} \right) \cdot P$$

$$- R \cdot (\ln P + \sum_i Z_i \cdot \ln Z_i)$$

Avec respectivement :

$$A = \sum_i \sum_j Z_i \cdot Z_j \cdot A_{ij} ; B = \sum_i Z_i \cdot b_i ; \frac{dA}{dT} = \sum_i \sum_j Z_i \cdot Z_j \cdot \left(\frac{dA_{ij}}{dT} \right)_{i \neq j}$$

PROGRAMME BASIC

Le programme basic utilisé dans cette annexe sert à calculer l'équilibre de phase liquide vapeur pour un mélange contenant trois composants . Il peut être réduit pour l'équilibre liquide vapeur de deux ou un seul composant .

Le programme basic permet également de tracer les diagrammes enthalpiques ou entropiques pour un, deux ou trois composants, voir figure C1 et C2.

Le programme informatisé comprend respectivement un programme principal et huit sous programmes .

Nomenclature

Programme principal

Code d'entrée dans le programme principal

X = 1 : He + N2 + CH4
 X = 2 : He + N2
 X = 3 : N2 + CH4
 X = 4 : N2
 X = 5 : He
 T,P : température et pression
 Xi, Yi : Fraction molaire en phase liquide et vapeur du composant i
 Zi : Fraction molaire du mélange global
 L, V : Fraction molaire du mélange liquide et vapeur
 Vm, Hm, Sm : Volume ,enthalpie et entropie du mélange à (T,P).

Indices

l,v : Liquide , vapeur
 r,b : Rosée , bulle
 m : mélange

Sous-programme

1- Sous-programme COMP

Par appel du programme principal il initialise les fractions molaires en phase liquide et vapeur pour un nombre donnée de composant en équilibre .

2- Sous-programme VOVAP

Par appel du programme principal il calcul le volume molaire du mélange pour une pression et une température donnée.

3- Sous-programme VOLIQ

Pour une pression et une température données et sur appel du programme principal il calcul le volume molaire liquide du mélange.

4- Sous-programme FUGV

Par appel du programme principal il permet de calculer la fugacité vapeur de chaque composant i du mélange.

5- Sous-programme FUGL

Par appel du programme principal ,il calcul la fugacité liquide de chaque composant i du mélange .

6- Sous-programme VALXY

Il permet de calculer sur appel du programme principal ,les nouvelles valeurs des fractions molaires en phase liquide et vapeur de chaque composant . Uniquement pour l'équilibre de phase biphasique .

7- Sous-programme ENTHAL

Pour une pression et une température données et par appel du programme principal , il permet de calculer l'enthalpie et l'entropie du mélange .

8- Sous-programme CONST

Calcul les constantes de l'équation d'état de R.K.M pour les deux phases liquide et vapeur .

```

10  REM PROGRAMME DE L'EQUILIBRE DE PHASE
20  INPUT "le melange de gaz X";X
30  PRINT "X=";X
40  INPUT "P,Z1,Z2,Z3,T",P,Z1,Z2,Z3,T
50  PRINT "P=" ,P, "Z1=" ,Z1, "Z2=" ,Z2, "Z3=" ,Z3, "T=" ,T
60  GINIT
70  DIM Hm(300),Sm(300)
80  PLOTTER IS 805,"HPGL"
90  GOSUB 2080
100 READ A1,A2,A3,B1,B2,B3,R
110 DATA .0824E6,15.4092E6,31.585E6,16.684,26.862,29.725,82.057
120 CALL Comp(X,X1,X2,X3,Y1,Y2,Y3)
130 IF X=5 THEN 1870
140 Y1=Z1
150 Y2=Z2
160 Y3=Z3
170 CALL Const(Y1,Y2,Y3,P,A12,A13,A23,Bnv,Amv,A,B,C,T)
180 CALL Vevap(A,B,C,Umv)
190 CALL Fugv(Y1,Y2,Y3,A12,A13,A23,T,Umv,Bmv,Amv,Fv1,Fv2,Fv3)
200 CALL Const(X1,X2,X3,P,A12,A13,A23,Bml,Am1,A,B,C,T)
210 CALL Voliq(A,B,C,Um1)
220 CALL Fugl(X1,X2,X3,A12,A13,A23,T,Um1,Bml,Am1,F11,F12,F13)
230 IF Umv>100 THEN 270
240 T=T+2
250 PRINT T
260 GOTO 170
270 Lq1=ABS(F11*X1-Fv1*Y1)
280 Lq2=ABS(F12*X2-Fv2*Y2)
290 Lq3=ABS(F13*X3-Fv3*Y3)
300 IF Lq1<=.0001 AND Lq2<=.0001 AND Lq3<=.0001 THEN 350
310 X1=(Fv1/F11)*Y1
320 X2=(Fv2/F12)*Y2
330 X3=(Fv3/F13)*Y3
340 GOTO 200
350 S=1-(X1+X2+X3)
360 Us=ABS(S)
370 IF Us<=.0001 THEN 460
380 Aa=A1*X1*Y1+A2*X2*Y2+A3*X3*Y3+A12*(X1*Y2+X2*Y1)
390 Aa=Aa+A23*(X2*Y3+Y2*X3)+A13*(X1*Y3+Y1*X3)
400 W=1.5*Bml/(R*T^2.5)
410 At=(3/(R*T^2.5))*(Am1/(2*Bml)+Amv*Bml/(2*Bmv^2)-Aa/Bnv)
420 Car=Am1/(Bml*(Um1+Bml))-Amv/(Bmv*(Umv+Bmv))
430 Dsdt=W*Car+At
440 T=T-(S/Dsdt)
450 GOTO 170
460 PRINT "*****"
470 PRINT "CALCUL DU DIAGRAMME ENTHALPIQUE ET ENTROPIQUE DU MELANGE "
480 PRINT "HE=" ,Z1*100, "N2 =" ,Z2*100, "CH4=" ,Z3*100
490 PRINT "*****"
500 PRINT "*****"
510 CALL Enthal(X,Y1,Y2,Y3,P,Amv,Bmv,Umv,T,Hmv,Smv)

```

```

520 Hm(T)=Hmv+8000
530 Sm(T)=Smv+300
540 T=T
550 PRINT "      P          T          VmV          Hm(T)          Sm(T)          "
560 PRINT USING "6D.DDDD";P,T,VmV,Hm(T),Sm(T)
570 PRINT "      X1          X2          X3          "
580 PRINT USING "5D.DDDD";X1,X2,X3
590 PRINT "*****"
600 PLOT T,Hm(T)
610 MOVE 0,0
620 Tr=T
630 REM CALCUL DE LA TEMPERATURE DE BULLE
640 CALL Comp(X,X1,X2,X3,Y1,Y2,Y3)
650 IF X=4 THEN 730
660 IF X=1 THEN 1280
670 IF X=2 THEN 1280
680 X1=Z1
690 X2=Z2
700 X3=Z3
710 T=Tr-20
720 GOTO 740
730 T=Tr
740 CALL Const(X1,X2,X3,P,A12,A13,A23,Bm1,Am1,A,B,C,T)
750 CALL Voliq(A,B,C,Vm1)
760 CALL Fug1(X1,X2,X3,A12,A13,A23,T,Vm1,Bm1,Am1,F11,F12,F13)
770 CALL Const(Y1,Y2,Y3,P,A12,A13,A23,Bmv,Amv,A,B,C,T)
780 CALL Vevap(A,B,C,Vmv)
790 CALL Fugv(Y1,Y2,Y3,A12,A13,A23,T,Vmv,Bmv,Amv,Fv1,Fv2,Fv3)
800 Lg1=ABS(F11*X1-Fv1*Y1)
810 Lg2=ABS(F12*X2-Fv2*Y2)
820 Lg3=ABS(F13*X3-Fv3*Y3)
830 IF Lg1(<=.0001 AND Lg2(<=.0001 AND Lg3(<=.0001 THEN 880
840 Y1=(F11/Fv1)*X1
850 Y2=(F12/Fv2)*X2
860 Y3=(F13/Fv3)*X3
870 GOTO 770
880 S=1-(Y1+Y2+Y3)
890 Us=ABS(S)
900 IF Us(<=.0001 THEN 990
910 Aa=A1*X1*Y1+A2*X2*Y2+A3*X3*Y3+A12*(X1*Y2+X2*Y1)
920 Aa=Aa+A23*(X2*Y3+Y2*X3)+A13*(X1*Y3+Y1*X3)
930 W=(-1.5*Bmv)/(A*T^2.5)
940 At=(3/(R*T^2.5))*(Am1/(2*Bm1)+Amv*Bm1/(2*Bmv^2)-Aa/Bmv)
950 Car=Am1/(Bm1*(Vm1+Bm1))-Amv/(Bmv*(Vmv+Bmv))
960 Dsdt=W*Car+At
970 T=T-(S/Dsdt)
980 GOTO 740
990 Tb=T
1000 CALL Enthal(X,X1,X2,X3,P,Am1,Bm1,Vm1,Tb,Hm1,Sm1)
1010 Hm(T)=Hm1+8000
1020 Sm(T)=Sm1+300

```

```

1030 PRINT " P(at) TB(3k) VML(c3/mol) HM(T)(j/mol) SM(T)(j/m/3k)"
1040 PRINT USING "6D.DDDD";P,T,Vml,Hm(T),Sm(T)
1050 PLOT T,Hm(T)
1060 MOVE 0,0
1070 PRINT "*****"
1080 PRINT "*****"
1090 REM CALCUL DU FLASH DANS LA REGION LIQUIDE
1100 PRINT " P(at) T (3k) VML(c3/mol) HM(T)(j/mol) SM(T)(j/m/3k)"
1110 T=INT(Tb-20)
1120 X1=Z1
1130 X2=Z2
1140 X3=Z3
1150 CALL Const(X1,X2,X3,P,A12,A13,A23,Bml,Aml,A,B,C,T)
1160 CALL Veliq(A,B,C,Vml)
1170 CALL Enthal(X,X1,X2,X3,P,Aml,Bml,Vml,Tb,Hml,Sm1)
1180 Hm(T)=Hml+8000
1190 Sm(T)=Sm1+300
1200 PRINT USING "6D.DDDD";P,T,Vml,Hm(T),Sm(T)
1210 PLOT T,Hm(T)
1220 !PLOT T,Sm(T)
1230 M=Tb-T
1240 IF M<=1 THEN 1270
1250 T=T+1
1260 GOTO 1120
1270 MOVE 0,0
1280 REM CALCUL DU FLASH ENTRE TR ET TB
1290 CALL Comp(X,X1,X2,X3,Y1,Y2,Y3)
1300 IF X=4 THEN 1700
1310 IF X=1 THEN T=INT(Tr-30)
1320 IF X=2 THEN T=INT(Tr-30)
1330 IF X=3 THEN T=INT(Tb+1)
1340 CALL Const(Y1,Y2,Y3,P,A12,A13,A23,Bmv,Amv,A,B,C,T)
1350 CALL Vovap(A,B,C,Vmv)
1360 CALL Fugv(Y1,Y2,Y3,A12,A13,A23,T,Vmv,Bmv,Amv,Fv1,Fv2,Fv3)
1370 CALL Const(X1,X2,X3,P,A12,A13,A23,Bml,Aml,A,B,C,T)
1380 CALL Veliq(A,B,C,Vml)
1390 CALL Fugl(X1,X2,X3,A12,A13,A23,T,Vml,Bml,Aml,F11,F12,F13)
1400 R1=F11/Fv1
1410 R2=F12/Fv2
1420 R3=F13/Fv3
1430 F1=ABS(Fv1*Y1-F11*X1)
1440 F2=ABS(Fv2*Y2-F12*X2)
1450 F3=ABS(Fv3*Y3-F13*X3)
1460 IF F1<=.0001 AND F2<=.0001 AND F3<=.0001 THEN 1490
1470 CALL Valxy(R1,R2,R3,Z1,Z2,X1,X2,X3,Y1,Y2,Y3)
1480 GOTO 1340
1490 V=(Z2-X2)/(Y2-X2)
1500 L=1-V
1510 CALL Enthal(X,Y1,Y2,Y3,P,Amv,Bmv,Vmv,T,Hmv,Smv)
1520 CALL Enthal(X,X1,X2,X3,P,Aml,Bml,Vml,T,Hml,Sm1)
1530 Hm(T)=V*Hmv+L*Hml+8000

```



```

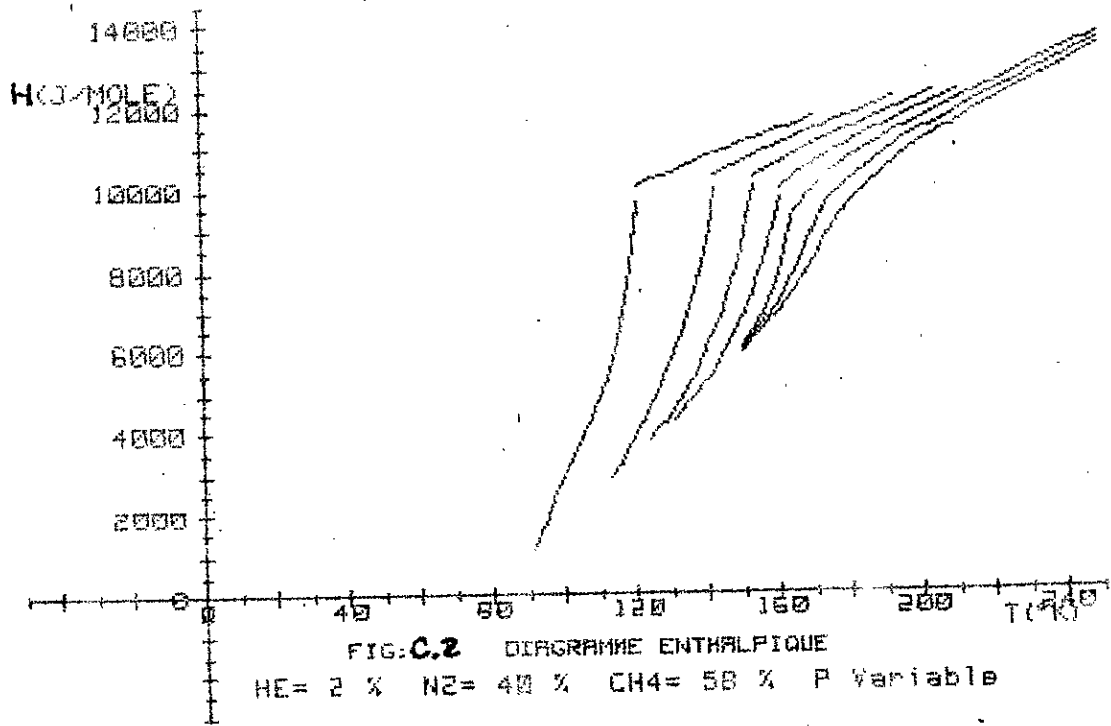
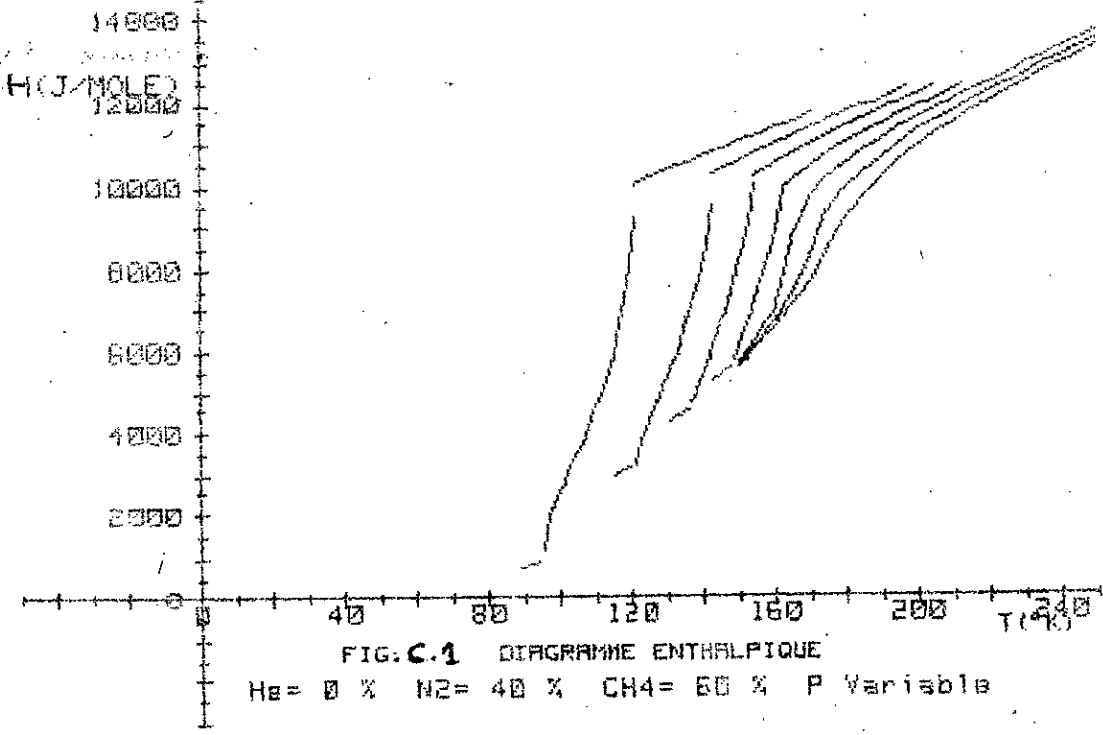
1540 Sn(T)=V*Smv+L*Sm1+300
1550 PRINT " T P UMV UML L U "
1560 PRINT USING "5D.DDDD";T,P,Umv,Uml,L,U
1570 PRINT " X1 X2 X3 Y1 Y2 Y3 "
1580 PRINT USING "5D.DDDD";X1,X2,X3,Y1,Y2,Y3
1590 PRINT " Hn(T) Sn(T) "
1600 PRINT USING "6D.DDDD";Hn(T),Sn(T)
1610 PRINT "*****"
1620 PLOT T,Hn(T)
1630 PLOT T,Sn(T)
1640 G=Tr-T
1650 IF G<=2 THEN 1680
1660 T=T+2
1670 GOTO 1340
1680 MOVE 0,0
1690 GOTO 1870
1700 U=0
1710 PRINT " P(at) TR(3k) UMV(c3/mo1) Hn(T)(j/mo1) Sn(T)(j/n/3k)"
1720 T=Tr
1730 CALL Const(Y1,Y2,Y3,P,A12,A13,A23,Bnv,Amv,A,B,C,T)
1740 CALL Vovap(A,B,C,Umo)
1750 CALL Enthal(X,Y1,Y2,Y3,P,Amv,Bnv,Umv,T,Hmv,Smv)
1760 CALL Const(X1,X2,X3,P,A12,A13,A23,Bnl,Anl,A,B,C,T)
1770 CALL Voliq(A,B,C,Uml)
1780 CALL Fugl(X1,X2,X3,A12,A13,A23,T,Uml,Bnl,Anl,F11,F12,F13)
1790 Hn(T)=U*Hmv+(1-U)*Hnl+8000
1800 Sn(T)=V*Smv+(1-V)*Sm1+300
1810 PRINT USING "6D.DDDD";P,T,Umv,Hn(T),Sn(T)
1820 PLOT T,Hn(T)
1830 U=U+.1
1840 F=V+.1
1850 IF F=1 THEN 1900
1860 GOTO 1730
1870 REM CALCUL DU FLASH DANS LA REGION VAPEUR
1880 IF X=5 THEN Tr=T
1890 GOTO 1910
1900 T=INT(Tr+1)
1910 PRINT " P(at) T UMV Hn(T) Sn(T) "
1920 Y1=Z1
1930 Y2=Z2
1940 Y3=Z3
1950 CALL Const(Y1,Y2,Y3,P,A12,A13,A23,Bnv,Amv,A,B,C,T)
1960 CALL Vovap(A,B,C,Umv)
1970 CALL Enthal(X,Y1,Y2,Y3,P,Amv,Bnv,Umv,T,Hmv,Smv)
1980 Hn(T)=Hmv+8000
1990 Sn(T)=Smv+300
2000 PRINT USING "6D.DDDD";P,T,Umv,Hn(T),Sn(T)
2010 PLOT T,Hn(T)
2020 K=INT(Tr+50)
2030 IF T=K THEN 2060
2040 T=T+5

```

```

2050 GOTO 1920
2060 MOVE 0,0
2070 GOTO 2410
2080 REM TRACE DES COURBES
2090 GRAPHICS ON
2100 VIEWPORT 0,130,0,100
2110 WINDOW -50,250,-1000,14500
2120 AXES 10,500,0,0,2,2,1.5
2130 CSIZE 3.5
2140 LORG 6
2150 FOR I=0 TO 210 STEP 20
2160 MOVE I,0
2170 LABEL 1
2180 NEXT I
2190 CSIZE 3.5
2200 LORG 8
2210 FOR I=0 TO 14500 STEP 1000
2220 MOVE 0,I
2230 LABEL 1
2240 NEXT I
2250 REM ECRITURE SUR GRAPHIQUE
2260 LORG 8
2270 MOVE -5,12500
2280 LABEL "H(J/MOLE)"
2290 CSIZE 2.5
2300 LORG 6
2310 MOVE 220,-400
2320 LABEL "T(K) "
2330 MOVE 0,0
2340 LORG 6
2350 MOVE 170,-500
2360 LABEL "P=";P,"Atm "
2370 MOVE 80,-500
2380 LABEL "HE=";Z1*100,"N2=";Z2*100,"CH4=";Z3*100
2390 MOVE 0,0
2400 RETURN
2410 END

```



LES ECHANGEURS DE CHALEUR

D.1 Introduction

Les échangeurs de chaleur seront simplement calculés pour leur surface d'échange effective .
 La surface d'échange nécessaire à l'accomplissement d'un service donné sera évaluée par la relation de NEWTON .

$$S = \frac{Q}{U \cdot \Delta T_m}$$

- S : Surface d'échange effective(m²)
- Q : Taux de chaleur transmis par unité de temps.....(J/s)
- U : Coefficient moyen global de transfert.....(J/m².s.°K)
- ΔTm : Différence de température moyenne effective entre les fluides chauds et froids(°K)

Les considérations économiques jouent un rôle important dans le choix des échangeurs retenus pour accomplir un service donné. Le coût de fabrication de l'échangeur augmente avec S qu'il faut minimiser en choisissant U et Tm les plus élevées possible. D'autre part le débit massique et la température d'entrée du fluide de service sont fixés , la température d'entrée du fluide de transfert est aussi souvent fixée ; donc augmenter Tm, revient à augmenter le débit massique du fluide de transfert .

Le coefficient global de transfert pour un tube cylindrique mouillé par un fluide chaud et un fluide froid de part et d'autre est basé sur le rayon interne est donne par la relation :

$$U_i = \frac{1}{H_i + (R_i/K_p) \cdot \ln(R_e/R_i) + R_i/(R_e \cdot H_e)}$$

- H_i : Coefficient de convection du film interne
- R_i : Rayon interne du tube (m)
- R_e : rayon externe du tube (m)
- H_e : Coefficient de convection du film externe
- K_p : Conductibilité thermique de la paroi du tube (J/m.s)

Le problème le plus délicat est l'évaluation du coefficient de convection. Nous avons mis au point un programme détaillé sur ordinateur pour l'étude des échangeurs de chaleur. Quelques unes des multiples considérations d'étude incorporées sur l'ordinateur sont brièvement traitées dans les paragraphes suivants :

D.1.1 Données thermodynamiques

Les données thermophysiques précises sont d'une importance capitale et doivent être appliquées d'une façon constante pour déterminer les propriétés thermodynamiques et de transfert de chaleur .

D.1.2 Equilibre Liquide-Vapeur

Les conditions aux limites de débit, température, pression et de composition des divers flux sont sélectionnées ou spécifiées lors de l'élaboration du procédé total de liquéfaction (chapitre 5) avant l'étude détaillée des échangeurs de chaleur. Les flux contiennent plusieurs constituants et existent comme des mélanges liquide vapeur à une température entre le point de bulle et le point de rosée. La quantité et la composition de chaque phase sont déterminées à partir de calculs sur ordinateur des équilibres liquide-vapeur (chapitre 4) pour une série de températures entre les points de bulles et rosée. Les changements d'enthalpie de chaque flux chauffé ou refroidi doit être calculés d'une façon précise. Ces calculs, fait sur ordinateur (chapitre 4) sont employés pour préparer les courbes habituelles de refroidissement ou d'échauffement pour trois , deux ou un seul flux suivant les cas .

D.2 Transfert de chaleur

Il existe deux méthodes d'évaluation du coefficient d'échange par convection.

La première passe par le calcul de l'évolution des couches limites ce qui implique la résolution des équations de la couche limite de PRANDTL ou dans certains cas la résolution des équations de NAVIER-STOKES ; cette méthode de résolution est très complexe et n'est possible que pour des cas de géométrie assez simples .

La deuxième méthode plus pratique est basée sur les corrélations expérimentales .Le calcul du coefficient de convection sera effectué à l'aide des corrélations expérimentales présentées aux sections suivantes :

D.2.1 Ecoulement à une phase

Nous utiliserons la relation de DITTUS et BOETLER pour couvrir la convection mono-phasique liquide et gazeuse (19).

$$H = 0,023 \cdot (K/D) \cdot Re^{0,8} \cdot Pr^{0,3}$$

- H : Coefficient de convection(J/m².s.°K)
- K : Conductivité thermique(J/m.s.°K)
- D : Diamètre hydraulique(m)
- Re : Nombre de Reynolds.....(Re=G.D/U)
- G : Flux massique(kg/m².s)
- μ : Viscosité dynamique(kg/m.s)
- Pr : Nombre de Prandtl(Pr=Cp.U/K)
- Cp : Capacité calorifique.....(J/kg.°K)

D.2.2 Ecoulement à deux phases

a/ Evaporation

Nous utiliserons la relation donnée par Gloyer (20) qui utilise pour cela les paramètres de Lockhart et Martinelli (21), Chen (22) et Hugh Mark (23) ont montré que cette approche est correcte pour les échangeurs de tubes et calandres. Cette méthode a été vérifiée avec sur des mélanges hydrocarbures.

$$H_{tp} = 0,023.(KL/D).Re^{0,8}.Pr^{0,4}.(1/R1)^{0,8}$$

$$1/R1 = (1+XTT)/XTT \quad 1/XTT = (V/L)^{0,1}.(V_{ml}/V_{vl})^{0,5}.(μ_g/μ_l)^{0,1}$$

avec :

$$(1/R1)^{0,8} = 1 \quad \text{pour} \quad 1/XTT = 0,1$$

- V, L : Fraction molaire vapeur et liquide du mélange
- V_{ml}, V_{vl} : Volume du mélange liquide et vapeur
- μ_g, μ_l : Viscosité dynamique vapeur et liquide
- R1 : Fraction molaire du volume liquide

b/ Condensation

Pour la condensation l'expression donnée par DEAN et CROSSER (19) sera utilisée :

$$H_{tp} = 0,026.KL/D.(D/μ_l.(G_l+G_g(μ_l/μ_g)^{0,5}))^{0,8}.Pr_l$$

$$Re_g = D . G_g / μ_g > 20\ 000$$

$$Re_l = D . G_l / μ_l > 5\ 000$$

Dans le cas de transfert de chaleur par ébullition ,(région à grande fraction liquide) nous n'admettons pas de coefficients calculés pour écoulement à deux phases ,étant inférieurs à ceux calculés pour écoulement uniquement liquide .

D.2.3 Ecoulement des fluides

a/ Régime

Le régime de l'écoulement, aussi bien côté tube que côté calandre des échangeurs cryogéniques, est turbulent; l'écoulement traverse les régions suivantes :

- * Uniquement vapeur
- * Uniquement liquide
- * Liquide-Vapeur

D.3 Propriétés des fluides

Les propriétés des fluides utilisées dans les calculs, sont données dans l'annexe E ; celle ci comprend respectivement les paramètres suivants :

D.3.1 Viscosité

a/ Mélange vapeur

Nous utiliserons l'expression donnée par WILKE (24) pour les pressions modérées, plus un terme correctif donné par DEAN et STIEL (25) pour tenir compte de l'effet de pression.

$$\mu_m = \mu^{\circ m} + (\mu_m - \mu^{\circ m}) \cdot r_m$$

avec :

$$\mu^{\circ m} = \left(\mu_i / \left(\mu_i + \theta_{ij} (Z_j / Z_i) \right) \right) \text{ pour } i \neq j$$

$$\theta_{ij} = \frac{(1 + (\mu_i / \mu_j)^{0,5} + (M_j / M_i)^{0,5})^2}{6 \cdot (1 + (M_i / M_j))^{1/2}}$$

$$(\mu_m - \mu^{\circ m}) = 1,08 \cdot 10^{-4} \cdot \left(\exp\left(1,439 \cdot \frac{V_{cm}}{V_{mv}}\right) - \exp\left(\frac{1,111 \cdot V_{cm}}{V_{mv}} - 1,858\right) \right)$$

$\mu^{\circ m}$: Viscosité à basse pression (mole/m.s)

μ_m : Viscosité à la pression P (mole/m.s)

$$r_m = T_{cm}^{(1/6)} / (P_{cm}^{(2/3)} \cdot M_m^{-0,5})$$

$(\mu_m - \mu^{\circ m})$: Terme correctif (effet de la pression)

θ_{ij} : Paramètre binaire de la viscosité du mélange

avec :

$$T_{cm} = Z_i \cdot T_{ci}$$

$$Z_{cm} = Z_i \cdot Z_{ci}$$

$$V_{cm} = y_i \cdot V_{ci}$$

$$P_{cm} = Z_{cm} \cdot R \cdot T_{cm} / V_{cm}$$

b/ mélange liquide

Pour la viscosité d'un mélange liquide nous utilisons

la corrélation donnée par Mc LAUGHLIN (26). $\mu_m = \sum \frac{Z_i \mu_i}{c}$

D.3.2 Conductibilité thermique

a/ Mélange vapeur

Nous utiliserons la relation : $k_m = K_m + (K_m - K^0_m)$

K_m : Conductibilité du mélange à pression modérée (J/m.s.K)
 $(K_m - K^0_m)$: Effet de la pression sur la conductibilité du mélange proposé par STEEL & THODOS (27)

$$K^0_m = \sum (K_i / (1 + A_{ij} (Z_j / Z_i)^{1/4})) \quad i \neq j$$

A_{ij} : Paramètre de LINDSAY & EDWARDS (28)

$$A_{ij} = 0,25 \cdot (1 + ((\mu_i / \mu_j) \cdot (M_i / M_j)^{3/4} \cdot (1 + S_i / T)^{0,25} / (1 + S_j / T))^{1/2}) \cdot (1 + S_{ij} / T) / (1 + S_i / T)$$

$$S_i = 1,5 \cdot T_{bi} \quad ; \quad S_{ij} = (S_i \cdot S_j)^{0,5}$$

$$K_m - K^0_m = (58,52 \cdot 10^{-6}) \cdot (\exp(0,535 \cdot (V_{cm} / V_{mv})) - 1) / r \cdot Z_c^{(5)}$$

$$\text{pour } \frac{V_{cm}}{V_{mv}} > 5$$

$$K_m - K^0_m = (54,75 \cdot 10^{-6}) \cdot (\exp(0,670 \cdot (V_{cm} / V_{mv})) - 1,069) / r \cdot Z_c^{(5)}$$

$$\text{pour } 5 > \frac{V_{cm}}{V_{mv}} > 2$$

$$\text{avec : } r = (T_c^{(1/6)} \cdot M^{(1/2)}) / P_c^{(2/3)}$$

b/ Mélange liquide

Nous utiliserons la relation de VREDEVELD (29).

$$K_m = \sum X_i \cdot K_i$$

La viscosité et la conductibilité de chaque composant i du mélange dans les phases liquides et vapeurs sont corrélées à partir des résultats expérimentaux données par R.R. Conte (30), par la méthode des moindres carrés.

D.4 PROGRAMME BASIC

Le programme basic utilisé dans cette annexe sert à calculer les surfaces des échangeurs de chaleur du cycle d'extraction de l'Hélium proposé dans le chapitre 5. Un exemple de calcul des échangeurs de chaleur E3 et E6 est donné en figure D1 et D2. Le programme informatisé donné dans cette annexe comprend respectivement un programme principal et dix sous programmes.

Nomenclature

Programme principal

Valeurs d'entrées des paramètres déterminant la nature, l'état et le mélange dans l'échangeur de chaleur.

F = 0 : Liquide-Vapeur
 F = 1 : Liquide ou vapeur

(X,Y)=(coté chaud,ou coté froid)

X = 1 ou Y = 1 : He + N2 + CH4
 X = 2 ou Y = 2 : He + N2
 X = 3 ou Y = 3 : N2 + CH4
 X = 4 ou Y = 4 : N2
 X = 5 ou Y = 5 : He

X_i, Y_i : Fraction molaire en phase liquide et vapeur du composant i

Z_i : Fraction molaire globale du composant i dans le mélange

L, V : Fraction molaire liquide et vapeur du mélange

V_m, H_m, S_m : Volume, enthalpie et entropie du mélange à (T,P)

T, P : Température, pression

D : Diamètre

M : Débit molaire

Indices

l, v : Liquide, Vapeur

r, b, c, f : Rosée, Bulle, Chaud, Froid

m : Mélange

Sous-programme

Sous-programme

Par appel du programme principal il initialise les fractions molaires en phase liquide et vapeur pour un nombre données de composants en équilibre.

2-Sous-programme VOVAP

Calcul le volume molaire vapeur du mélange pour une température et une pression données sur le programme principal.

3-Sous-programme VOLIQ

Calcul le volume molaire liquide du mélange pour une température et une pression données sur appel du programme principal.

4-Sous-programme FUGL

Calcul la fugacité liquide de chaque composant i du mélange sur appel du programme principal.

5-Sous-programme FUGV

Calcul la fugacité vapeur de chaque composant i du mélange sur appel du programme principal.

6-Sous-programme VALXY

Il permet de calculer par appel du programme principal, les nouvelles valeurs des fractions molaires en phase liquide et vapeur de chaque composant. Ce sous programme est utilisé uniquement pour l'équilibre de phase liquide-vapeur.

7-Sous-programme ENTHAL

Pour une pression et une température données et sur appel du programme principal, il permet de calculer l'enthalpie et l'entropie du mélange.

8-Sous-programme CONST

Calcul par appel du programme principal, les constantes de l'équation d'état de R.K.M pour les deux phases liquide et vapeur.

9-Sous-programme VAPEUR

Par appel du programme principal il permet de calculer le nombre de PRANDTL et le nombre de REYNOLDS en phase vapeur.

10-Sous-programme LIQUID

Par appel du programme principal il permet de calculer le nombre de PRANDTL et le nombre de REYNOLDS en phase liquide.

```

10 !*****
20 REM PROGRAMME DE CALCUL SUR LES ECHANGEURS DE CHALEUR
30 !*****
40 ! EOSUR 2730
50 REM ENTRE TROSEE ET TBULE
60 READ A1,A2,A3,B1,B2,B3,R
70 DATA :0824E6,15.4092E6,31.585E6,15.684,26.862,29.725,82.857
80 REM DONNER LES VALEURS D'ENTREE
90 DIM Hc(300),Hc(300),Hf(300)
100 INPUT "X,Y,F",X,Y,F
110 INPUT "T1c,T2c,T1f,T2f,Z1c,Z2c,Z3c,PC,PF,Z1F,Z2F,Z3F",T1c,T2c,T1f,T2f,Z1c,
Z2c,Z3c,PC,PF,Z1f,Z2f,Z3f
120 IF F=1 THEN 1910
130 PRINT "*****"
140 PRINT "FLUIDE CHAUD", "T1C=",T1c, "T2C=",T2c, "PC=",PC
150 PRINT " HELIUM AZOTE METHANE "
160 PRINT USING "5D.DDDD",Z1c*100,Z2c*100,Z3c*100
170 PRINT "*****"
180 INPUT "DIAMETRE ET DEBIT (DC ,QC)",Dc,Qc
190 IF X=4 THEN 780
200 INPUT "R :constante dependant de la nature du fluide ",R#
210 IF R#="1" THEN R=1
220 IF R#="0" THEN R=0
230 IF R=1 THEN 2000
240 I=0
250 T=T1c
260 I=I+1
270 Tc(I)=T
280 CALL Comp(X,X1,X2,X3,Y1,Y2,Y3)
290 CALL Const(Y1,Y2,Y3,PC,A12,A13,A23,Bmv,Amv,A,B,C,T)
300 CALL Vovap(A,B,C,Umv)
310 CALL Fugv(X,Y1,Y2,Y3,A12,A13,A23,T,Umv,Bmv,Amv,Fv1,Fv2,Fv3)
320 CALL Const(X1,X2,X3,PC,A12,A13,A23,Bm1,Am1,A,B,C,T)
330 CALL Voliq(A,B,C,Vm1)
340 CALL Fugl(X,X1,X2,X3,A12,A13,A23,T,Vm1,Bm1,Am1,F11,F12,F13)
350 IF X=2 THEN 410
360 IF X=3 THEN 440
370 R1=F11/Fv1
380 R2=F12/Fv2
390 R3=F13/Fv3
400 GOTO 460
410 R1=F11/Fv1
420 R2=F12/Fv2
430 GOTO 460
440 R2=F12/Fv2
450 R3=F13/Fv3
460 F1=ABS(Fv1*Y1-F11*X1)
470 F2=ABS(Fv2*Y2-F12*X2)
480 F3=ABS(Fv3*Y3-F13*X3)
490 IF F1(<=.0001 AND F2(<=.0001 AND F3(<=.0001 THEN 520
500 CALL Valxy(X,R1,R2,R3,Z1c,Z2c,X1,X2,X3,Y1,Y2,Y3)
510 GOTO 290

```

```

520 V=(Z2c-X2)/(Y2-X2)
530 L=1-V
540 CALL Enthal(X,Y1,Y2,Y3,Pc,Amv,Bmv,Vmv,T,Hmv,Smv)
550 CALL Enthal(X,X1,X2,X3,Pc,Am1,Bm1,Vm1,T,Hm1,Sm1)
560 IF T=Tc(2) THEN 580
570 GOTO 680
580 PRINT " T PC VMV VML L "
590 PRINT USING "SD.DDDD",T,P,Vmv,Vm1,L
600 PRINT " X1 X2 X3 Y1 Y2 Y3 "
610 PRINT USING "SD.DDDD",X1,X2,X3,Y1,Y2,Y3
620 CALL Vapeur(X,Vmv,Amv,Bmv,T,Y1,Y2,Y3,Qc,Dc,Rev,Prv,Kvm,Vvm)
630 CALL Liquid(Vm1,Am1,Bm1,T,X1,X2,X3,Qc,Dc,Rel,Pr1,Klm,Vlm)
640 Hc(I)=(.026*Klm/Dc)*(Rel*Ln(1+(V/L)*(Vmv/Vm1)^.5))^.8*Pr1^(1/3)
650 PRINT " REL PRL HC KLM VLM VVM"
660 PRINT USING "DD.DDE,4X,DD.DD,4X,6D.DDD,4X,FD.DDD,4X,2D.DDD,2X,2D.DDDD",
I,Pr1,Hc(I),Klm,Vlm,Vvm
670 PRINT "*****"
680 Hm(I)=V*Hmv+L*Hm1+8000
690 Dt=(Tic-T2c)/2
700 M1=T2c
710 IF T(<=)M1 THEN 750
720 T=T-Dt
730 GOTO 260
740 !
750 PRINT " HM(1) HM(2) HM(3) "
760 PRINT USING "SD.DDD,4X,5D.DDD,4X,5D.DDD",Hm(1),Hm(2),Hm(3)
770 GOTO 930
780 INPUT "L1,L2,DC,QC",L1,L2,Dc,Qc
790 L=(L1+L2)/2
800 V=1-L
810 T=T1f
820 CALL Comp(X,X1,X2,X3,Y1,Y2,Y3)
830 CALL Const(Y1,Y2,Y3,Pc,A12,A13,A23,Bmv,Amv,A,B,C,T)
840 CALL Vovap(A,B,C,Vmv)
850 CALL Const(X1,X2,X3,Pc,A12,A13,A23,Bm1,Am1,A,B,C,T)
860 CALL Voliq(A,B,C,Vm1)
870 CALL Vapeur(X,Vmv,Amv,Bmv,T,Y1,Y2,Y3,Qc,Dc,Rev,Prv,Kvm,Vvm)
880 CALL Liquid(Vm1,Am1,Bm1,T,X1,X2,X3,Qc,Dc,Rel,Pr1,Klm,Vlm)
890 Hc(I)=(.026*Klm/Dc)*(Rel*Ln(1+(V/L)*(Vmv/Vm1)^.5))^.8*Pr1^(1/3)
900 PRINT "KLM,DC,REL,V,L,VMV,VML,PRL",Klm,Dc,Rel,V,L,Vmv,Vml,Pr1
910 PRINT " REL PRL HC KLM VLM VVM"
920 PRINT USING "DD.DDE,4X,DD.DD,4X,6D.DDDD,4X,FD.DDD,4X,2D.DDD,2X,2D.DDDD",
I,Pr1,Hc(I),Klm,Vlm,Vvm
930 PAUSE
940 PRINT "*****"
950 PRINT "FLUIDE FROID", "T1f=",T1f,"T2f=",T2f,"Tc=",Tc,"Pc",Pc
960 PRINT "HE=",Z1f*100,"N2 =",Z2f*100,"CH4=",Z3f*100
970 PRINT "*****"
980 INPUT "R :constante dependant de la nature du fluide ",R
990 IF R="1" THEN R=1
1000 IF R="0" THEN R=0
1010 IF R=1 THEN 2330
1020 INPUT "DIAMETRE ET DEBIT (DF ,QF)",DF,QF

```

```

1030 IF Y=4 THEN 2090
1040 J=0
1050 D=(T1f-T2f)/2
1060 IF D<12 THEN 1120
1070 K2=T2f
1080 T=T1f
1090 J=J+1
1100 Tf(J)=T
1110 GOTO 1160
1120 T=(Y1f+T2f)/2
1130 M2=T
1140 J=2
1150 Tf(J)=T
1160 CALL Comp(Y,X1,X2,X3,Y1,Y2,Y3)
1170 CALL Const(Y1,Y2,Y3,Pf,A12,A13,A23,Bov,Amv,A,B,C,T)
1180 CALL Uvap(A,B,C,Umv)
1190 CALL Fcov(Y,Y1,Y2,Y3,A12,A13,A23,T,Umv,Bmv,Amv,Fv1,Fv2,Fv3)
1200 CALL Const(X1,X2,X3,Pf,A12,A13,A23,Bml,Am1,A,E,C,T)
1210 CALL Vliq(A,B,C,Uvl)
1220 CALL Fcov(Y,X1,X2,X3,A12,A13,A23,T,Uvl,Bvl,Am1,F11,F12,F13)
1230 IF Y=2 THEN 1320
1240 IF Y=3 THEN 1370
1250 R1=F11/Fv1
1260 R2=F12/Fv2
1270 R3=F13/Fv3
1280 F1=ABS(Fv1*Y1-F11*X1)
1290 F2=ABS(Fv2*Y2-F12*X2)
1300 F3=ABS(Fv3*Y3-F13*X3)
1310 GOTO 1410
1320 R1=F11/Fv1
1330 R2=F12/Fv2
1340 F1=ABS(Fv1*Y1-F11*X1)
1350 F2=ABS(Fv2*Y2-F12*X2)
1360 GOTO 1410
1370 R2=F12/Fv2
1380 R3=F13/Fv3
1390 F2=ABS(Fv2*Y2-F12*X2)
1400 F3=ABS(Fv3*Y3-F13*X3)
1410 IF F1<=.01 AND F2<=.0001 AND F3<=.0001 THEN 1460
1420 CALL Vliq(Y,R1,R2,R3,Z1f,Z2f,X1,X2,X3,Y1,Y2,Y3)
1430 GOTO 1170
1440 U=(Z2f-X2)/(Y2-X2)
1450 L=1-U
1460 CALL Enthal(Y,Y1,Y2,Y3,Pf,Amv,Bmv,Umv,T,Hmv,Sov)
1470 CALL Enthal(Y,X1,X2,X3,Pf,Am1,Bml,Uvl,T,Hml,Sm1)
1480 IF T=Tf(2) THEN 1500
1490 GOTO 1660
1500 PRINT "   T           PF           UHV           UHL           L           U           "
1510 PRINT USING "5D.DDDD";T,Pf,Umv,Uvl,L,U
1520 PRINT "   X1           X2           X3           Y1           Y2           Y3           "
1530 PRINT USING "5D.DDDD";X1,X2,X3,Y1,Y2,Y3

```

```

0540 CALL SUBROUTINE (N, N1, N2, N3, Y1, Y2, Y3, F1, F2, F3, R1, R2, R3, A1, A2, A3)
0550 CALL SUBROUTINE (N, N1, N2, N3, Y1, Y2, Y3, F1, F2, F3, R1, R2, R3, A1, A2, A3)
0560 IF L=1 THEN 1020
0570 IF L=2 THEN 1030
0580 END
0590 L=L+1
0600 W(1)=(.02361E/DF)*X(R1+Y1*(1-W(1))^2+R2*Y2*(1-W(1))^2+R3*Y3*(1-W(1))^2)
0610 GOTO 0580
0620 W(1)=1-0.02361E/DF*(R1+Y1*(1-W(1))^2+R2*Y2*(1-W(1))^2+R3*Y3*(1-W(1))^2)
0630 PRINT " REL REL REL REL REL REL REL"
0640 PRINT USING "DD.DDE,4X,DD.DD,4X,6D.DDD,4X,2E.DDD,4X,2D.DDD,2X,2D.DDD",R1,
L, R2, R3, Y1, Y2, Y3
0650 R1(1)=R1+R2+R3+R4
0660 IF W(1)(<=MIN(R1)) THEN 1070
0670 T=T+1
0680 GOTO 0620
0690 INPUT "L1,L2",L1,L2
0700 L=L1+L2)/2
0710 V=1-L
0720 T=T+1
0730 W(1)=1
0740 J=2
0750 CALL CONST(X1,Y2,Y3,F1,A12,A13,A23,R1,R2,A1,A2,A3)
0760 CALL CONST(Y1,Y2,Y3,F1,A12,A13,A23,R1,R2,A1,A2,A3)
0770 CALL WAVEP(A,F,D,V,W)
0780 CALL CONST(X1,Y2,Y3,F1,A12,A13,A23,R1,R2,A1,A2,A3)
0790 CALL WAVEP(A,F,D,V,W)
0800 CALL WAVEP(X,V,W,A,R1,Y1,Y2,Y3,F1,F2,F3,R1,R2,R3)
0810 CALL WAVEP(Y,W,A,R1,Y1,Y2,Y3,F1,F2,F3,R1,R2,R3)
0820 W(1)=(.02361E/DF)*X(R1+Y1*(1-W(1))^2+R2*Y2*(1-W(1))^2+R3*Y3*(1-W(1))^2)
(1/3)
0830 PRINT " T RF RW VRL L"
0840 PRINT USING "DD.DDD,4X,DD.DD,4X,6D.DDD,4X,2E.DDD,4X,2D.DDD,2X,2D.DDD",R1,
L, R2, R3, Y1, Y2, Y3
0850 PRINT " REL REL REL REL REL REL REL"
0860 PRINT USING "DD.DDE,4X,DD.DD,4X,6D.DDD,4X,2E.DDD,4X,2D.DDD,2X,2D.DDD",R1,
L, R2, R3, Y1, Y2, Y3
0870 PAUSE
0880 GOTO 0620
0890 REN "*****"
0900 REN "*****"
0910 PRINT "*****"
0920 PRINT "*****"
0930 PRINT "*****"
0940 PRINT "*****"
0950 PRINT "*****"
0960 INPUT "DIAMETRE ET DEBIT (DD,DC)",D,C
0970 INPUT "E=","E
0980 IF E=1 THEN 2000
0990 IF E=2 THEN 2030
2000 END
2010 J=1
2020 L=L+1
2030 W(1)=1
2040 Y1=2L

```

```

2050 Y2=Z2c
2060 Y3=Z3c
2070 CALL Const(Y1,Y2,Y3,Pc,A12,A13,A23,Bmv,Amv,A,B,C,T)
2080 CALL Vovap(A,B,C,Umv)
2090 CALL Enthal(X,Y1,Y2,Y3,Pc,Amv,Bmv,Umv,T,Hmv,Smv)
2100 Hm(I)=Hmv+8000
2110 Sm(I)=Smv+300
2120 IF T=Tc(2) THEN 2140
2130 GOTO 2220
2140 REM "*****"
2150 PRINT " PC T Hm(T) Sm(T) Umv"
2160 PRINT USING "6D.DDDD";Pc,T,Hm(I),Sm(I),Umv
2170 CALL Vapeur(X,Umv,Amv,Bmv,T,Y1,Y2,Y3,Qc,Dc,Rev,Prv,Kvm,Vvm)
2180 Hc(I)=(.023*Kvm*Rev*.8*Prv*.4)/Dc
2190 PRINT " REV PRV HC KVM VVM "
2200 PRINT USING "DD.DDE,4X,DD.DD,4X,DD.DDE,4X,2D.DDD,4X,2D.DDDD";Rev,Prv,Hc(I),Kvm,Vvm
2210 PRINT "*****"
2220 Dt=(T1c-T2c)/2
2230 M1=T2c
2240 IF T<=M1 THEN 2270
2250 T=T-Dt
2260 GOTO 2020
2270 REM "*****"
2280 IF R=1 THEN 230
2290 PRINT "FLUIDE FROID", "T1F=",T1f, "T2F=",T2f, "PF=",Pf
2300 PRINT " % HELIUM % AZOTE % METHANE "
2310 PRINT USING "6D.DD";Z1f*100,Z2f*100,Z3f*100
2320 PRINT "*****"
2330 INPUT "DIAMETRE ET DEBIT (Df ,Qf)",Df,Qf
2340 I=0
2350 T=T1f
2360 I=I+1
2370 Tf(I)=T
2380 Y1=Z1f
2390 Y2=Z2f
2400 Y3=Z3f
2410 CALL Const(Y1,Y2,Y3,Pf,A12,A13,A23,Bmv,Amv,A,B,C,T)
2420 CALL Vovap(A,B,C,Umv)
2430 CALL Enthal(Y,Y1,Y2,Y3,Pf,Amv,Bmv,Umv,T,Hmv,Smv)
2440 Hm(I)=Hmv+8000
2450 Sm(I)=Smv+300
2460 CALL Vapeur(Y,Umv,Amv,Bmv,T,Y1,Y2,Y3,Qf,Df,Rev,Prv,Kvm,Vvm)
2470 Hf(I)=(.023*Kvm*Rev*.8*Prv*.4)/Df
2480 IF T=Tf(2) THEN 2500
2490 GOTO 2560
2500 REM "*****"
2510 PRINT " PF T Hm(T) Sm(T) Umv"
2520 PRINT USING "6D.DDDD";Pf,T,Hm(I),Sm(I),Umv
2530 PRINT " REV PRV HF KVM VVM "
2540 PRINT USING "DD.DDE,4X,DD.DD,4X,DD.DDE,4X,2D.DDD,4X,2D.DDDD";Rev,Prv,Hf(I),Kvm,Vvm
2550 PRINT "*****"

```

```

2550 D1=(T1F-T2F)/Z
2560 N1=T2F
2580 IF INT(T1)=INT(N1) THEN 2610
2590 T=T-D1
2600 GOTO 2360
2610 IF R=1 THEN 1970
2620 PAUSE
2630 CALCUL SURFACE DE L'ECHANGEUR
2640 PRINT "*****"
2650 T1p=(Tc(2)*Hc(2)+Tf(2)*Hf(2))/(Hc(2)+Hf(2))
2660 Kp=353.9026-1.252244*T1p+8.35477E-5*T1p^2
2670 Uc=1/(1/Hc(2)+(Dc/(2*Kp))*LOG(Dc/Df)+Uc/(Df*Hf(2)))
2680 D1a1=(T1c-T1f)-(T2c-T2f)/LOG((T1c-T1f)/(T2c-T2f))
2690 Sec=(Hc(1)-Hc(3))*Qc/(D1a1*Uc)
2700 PRINT "   Dc   Qc   Df   Qf"
2710 PRINT USING "5D.60D",Dc,Qc,Df,Qf
2720 PRINT "   T1p   Kp   Uc   D1a1   Sec"
2730 PRINT USING "5D.60D",T1p,Kp,Uc,D1a1,Sec
2740 PRINT "*****"
2750 PAUSE
2760 GINIT
2770 GRAPHICS ON
2780 VIEWPORT 0,130,0,100
2790 MOVE 25,50
2800 RECTANGLE 70,25
2810 MOVE 55,70
2820 CSIZE 4
2830 LORG 5
2840 LABEL " ECHANGEUR DE CHALEUR E "
2850 MOVE 60,50
2860 Sp=Sec
2870 Sc=DRROUND(Sc,4)
2880 LABEL "Sc=";Sc;" #2 "
2890 MOVE 5,70
2900 DRAW 25,70
2910 MOVE 95,60
2920 DRAW 110,60
2930 CSIZE 3
2940 LORG 4
2950 MOVE 15,70
2960 T1c=DRROUND(T1c,5)
2970 LABEL "T1c=";T1c;"3K"
2980 LORG 4
2990 MOVE 110,60
3000 T2c=DRROUND(T2c,5)
3010 LABEL "T2c=";T2c;"3K"
3020 MOVE 30,70
3030 DRAW 30,80
3040 MOVE 30,45
3050 DRAW 80,50
3060 MOVE 95,45

```

 FLUIDE CHAUD T1C= 105 T2C= 100 PC= 30

HELIUM AZOTE METHANE
 .0253 .3440 .6387

T	PC	VHV	VHL	L		
102.5000	0.0000	289.1773	36.7100	.9713		
X1	X2	X3	Y1	Y2	Y3	
.0021	.3488	.6491	.8091	.1015	.0094	
REL	PRL	HC	KLM	VLM	VVM	
29.41E+04	2.95	4088.82	.169	.007	.0010	

HM(1) HM(2) HM(3)
 1875.258 1657.067 1436.809

 FLUIDE FROID T1F= 78.559 T2F= 78.559

HE= 0 N2 = 100 CH4= 0

T	PF	VHV	VHL	L		
78.5590	1.0000	6194.9652	34.8136	.1500		
REL	PRL	HF	KLM	VLM	VVM	
11.61E+04	2.91	8416.7943	.139	.005	.0003	

QC= 61.2038

DC	QC	DF	QF	
.038	61.204	.030	14.740	
Tkp	Kp	Uc	Dtm1	Sec
86.39	263.26	2409.61	23.85	.47

T2F= 78.559 °K

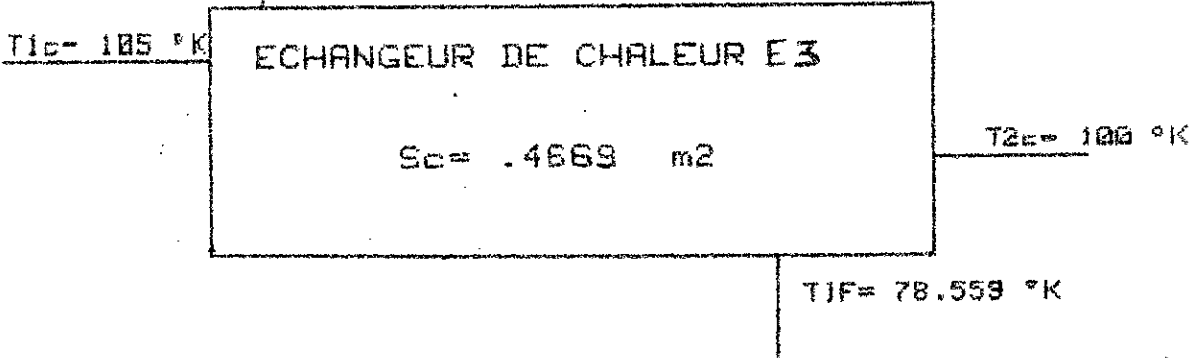


Figure : D 1

```

*****
FLUIDE CHAUD      TIC= 232  T2C= 126  PC= 40
  % HELIUM      % AZOTE      % METHANE
    0.00        100.00       0.00
*****
  PC          T          HM(T)      SM(T)      VMV
  40.0000    179.0000  11023.3204  303.5122  317.5342
  REV        PRV        HC          KVM        UVM
  21.82E+04  3.36      38.72E+01  .021      .0023
*****
FLUIDE FROID     T1F= 211  T2F= 121  PF= 1
  % HELIUM      % AZOTE      % METHANE
    0.00        26.44       73.56
*****
  PF          T          HM(T)      SM(T)      VMV
  1.0000    166.0000  11681.0491  333.5407  13499.0813
  REV        PRV        HF          KVM        UVM
  28.17E+05  .79      17.53E+02  .817      .0005
*****
  DC          QC          DF          GF
  .038      14.740      .030      29.721
  Tkp       Kp          Uc          Dta1      Sec
  168.35    209.76    299.65    11.15    12.92
*****

```

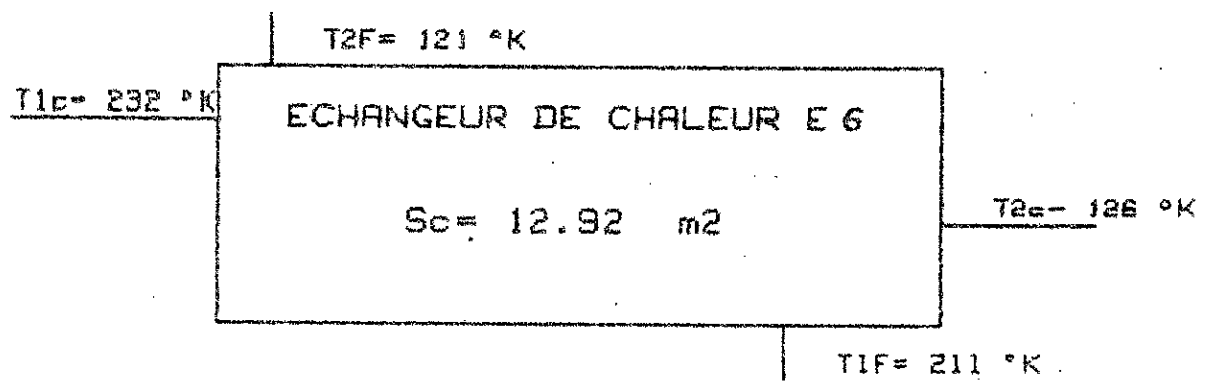


Figure : D 2

ANNEXE : É

CORRELATION DES PROPRIÉTÉS DES FLUIDES

Propriétés de l'Hélium

Viscosité

Etat liquide: $\mu_{l1} = 0,37$

Etat vapeur: $\mu_{v1} = 0,32 + 0,0083 - 1,11 \cdot 10^{(-5)} \cdot T^2$

Conductibilité thermique

Etat liquide: $K_{l1} = 2,71$

Etat vapeur: $K_{v1} = 1,0623 + 0,0723 \cdot T - 0,0001 \cdot T^2$

Propriétés de l'Azote

Viscosité

Etat liquide: $\mu_{l2} = \text{Exp}(0,88523+77,03579/T + 5318,7591/T^2)$

Etat vapeur: $\mu_{v2} = 0,1806 + 0,00546 \cdot T$

Conductibilité thermique

Etat liquide: $K_{l2} = 24,83834 - 0,13958 \cdot T$

Etat vapeur: $K_{v2} = 0,214497 + 0,008105 \cdot T$

Propriétés du Méthane

Viscosité

Etat liquide: $\mu_{l3} = \text{EXP}(-0,21075 + 327,0195/T - 3153,2575/T^2)$

Etat vapeur: $\mu_{v3} = 0,0639775 + 0,0035 \cdot T$

Conductibilité thermique

Etat liquide: $K_{l3} = 35,71697 - 0,14944 \cdot T$

Etat vapeur: $K_{v3} = 0,67978 + 0,01455 \cdot T - 4,49 \cdot 10^{(-6)} \cdot T^2$

Unités: $T: ^\circ\text{K}$; $U_{li}, U_{vi}: 10^{(-5)}\text{kg/m.s}$; $K_{li}, K_{vi}: 10^{(-2)}\text{J/m.s.}^\circ\text{K}$

Propriété d'aluminium

Conductibilité thermique

$K_F = 353,9028 - 125,2644 \cdot 10^{(-2)} \cdot T + 235,477 \cdot 10^{(-5)} \cdot T^2$

Unités: $T : ^\circ\text{K}$; $K_p : \text{J/m.s.}^\circ\text{K}$; $T E (50---:---300)^\circ\text{K}$

B I B L I O G R A P H I E

- 1 - R.B.Scott, " Cryogénic engineering ", E.Van Nostrand Company Inc. New-York (1967)
- 2 - E.Ambler and R.P.Hudson, Reports on progress in physics 18,251 (1955)
- 3 - P.V.Mulling, Chemical engineering progress 44, 567 (1948)
- 4 - Redlich, O, and J.N.S Kwong, Chem.Rev.44, 233 (1949)
- 5 - Chueh.L. and J.M Prausnitz.Aiche J, 13, 1099, 1107 (1967)
- 6 - Gray.R.D. Jr.N.H.Rent, and Zudkevitch.Aiche J,16,991(1970)
- 7 - Chueh,P.L, and J.M Prausnitz, I & Ec Fundam.,6,492 (1967)
- 8 - Redlich.O.F.J.Ackerman ,R.D.Gunn,M.Jacobson,and S.Lau.Ind Eng.Chem.Fundam.4,369 (1965)
- 9 - Mc Carty, R.D. " équat.of state for méthane using recent expérimental data cryogenics " V14 (1974) P.276
- 10 - Mc Carty, R.D. V28 (1973) P.923
- 11 - Jacobson, R.T Stewart, R.B and A.F V18 (1972) P.248
- 12 - Kidnay, A.J, R.C Miller, W.R, Parish U.M.J.Hisa, Cryog.Bd. 15 (1975)
- 13 - Parsh, W.R, U.M.J.Hisa. Advances cryog. Bd. 19 (1974)
- 14 - Blommer ,O.T. , and Parent, J.D., Inst.Gag.Tech.Bull.17. (1952)
- 15 - Manuel d'évaluation économique des procédés " Avant projet de raffinage et pétrochimie " Edition Technip (1976)
- 16 - Chemical engineering, vol 84 N° 9 (1986)
- 17 - Jacobson, R; T Stewart, R; B, and Myers , A.F.Adv.in cryo.eng., V18 (1972)
- 18 - Mc Carty, R.D. Cryogenics, V14 (1974)
- 19 - Holman, J.R (1976) Heat Transfert, Mac Graw Hill, New York 529 P.
- 20 - Gloyer W. Chem.Engen. Janvier 1968

- 21 - Lockhart et Martinelli Chem.Eng.Prog. 45 N° 1 1949
- 22 - Chen J.C Ec.Prog DES and DEV 5 N° 3 1966
- 23 - Beaver P.R and Hughwart , G.A Aiche Journal 14 N°5 1968
- 24 - Wilke C.R J.Chem.Phys. 18 . 517 (1950)
- 25 - Dean ,D.E and L.I Shel : Aiche Journal J.11.526 (1965)
- 26 - Mc Laughlin ,E.Orew. 14.236 (1960)
- 27 - Stiel , L and G.Thodos . Aiche Journal 10.26 1964
- 28 - Lindsay.A.L and L.A Bromley Ind.Eng.Chem . 42.1509 1950
- 29 - Vredeveld.D.Private Communication 1973
- 30 - R.R. Conte " Eléments de cryogénie " 1970