

الجمهورية الجزائرية الديمقراطية الشعبية

REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE

10/94

وزارة التربية الوطنية

MINISTERE DE L'EDUCATION NATIONALE

ECOLE NATIONALE POLYTECHNIQUE

DEPARTEMENT

Genie chimique

المدرسة الوطنية المتعددة التخصصات
BIBLIOTHEQUE - المكتبة
Ecole Nationale Polytechnique

PROJET DE FIN D'ETUDES

SUJET

*Elaboration d'un logiciel de mise
en_uvre de petrole brut et evaluation
Technico. economique d'un complexe
de raffinage.*

Proposé par :

Dr S. E. CHITOUR

Etudié par :

**DOUKARI Abdelrazak
MAZA Abdelkrim**

Dirigé par :

Dr S. E. CHITOUR

PROMOTION

Juillet 1994

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

REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE
MINISTRE DE L'ENSEIGNEMENT SUPERIEUR ET DE LA RECHERCHE
SCIENTIFIQUE

ECOLE NATIONALE POLYTECHNIQUE (E.N.P - Alger)

DEPARTEMENT: GENIE CHIMIQUE

Projet de fin d'études pour l'obtention du diplôme d'Ingenieur
d'Etat en Génie chimique

المدرسة الوطنية المتعددة التقنيات
المكتبة — BIBLIOTHEQUE
Ecole Nationale Polytechnique

*** T H E M E ***

**ELABORATION D'UN LOGICIEL DE
MISE EN OEUVRE DE PETROLE BRUT
&
EVALUATION TECHNICO-
ECONOMIQUE D'UN COMPLEXE DE
RAFFINAGE**

Réalisé par:

Mr DOUKARI Abderrezak
&
Mr MAZA Abdelkrim

Proposé et dirigé par:

Pr S.E. CHITOUR

Promotion : Juillet 1994

Remerciements.....

Ce projet a été réalisé au département de Génie Chimique de l'Ecole Nationale Polytechnique sous la direction de Monsieur le Professeur S.E. CHITOUR dont les orientations et la bienveillante attention nous a été d'un soutien important; Qu'il soit vivement remercié.

No s remerciements vont également à tous les membres du jury qui ont accepté de participer à la critique de ce modeste travail en siégeant dans ce jury.

Comme nous tenons à remercier Mr Med AKHROUF et Mr F. BENAMEUR qui nous ont été d'un grand secours dans la réalisation de ce manuscrit.

Enfin, nous remercions tous ceux qui ont participé de proche ou de loin à la réalisation de ce travail.

يتمثل موضوع أطروحتنا في تقدير تقديري لمنشأة تكرير البترول، يمكن أن تعالج بترولين خامين جزائريين. ونقسم عملنا إلى ثلاثة أقسام رئيسية: تقدير فيزيائي وكيميائي للضغط البترولي بترين كبرواتان، غائوبيل المكن الحصول عليهما من كل بترول خام. مع وضع برنامج معلوماتي يتكفل بإيجاد تلك القسطر ومردود كل منها. حساب تقديري لأهم المعدات المستعملة في وحدة تضيئة البترول الخام الجوية. تقدير اقتصادي لوحدة تضيئة البترول الخام.

A BSTRACT.....

The subject of our project consists in an estimate evaluation of a petroluem plant which can treat two Algerian crude oils.

Our work divids in three main parts:

- 1- Qualitative and quantitative evaluation of crude fractions (Benzine, Kerosene, Gasoil) with a computer package which determines these fractions.
- 2- Approximate design of the main equipments used in the atmospheric distillation unit.
- 3- Approximate economic evaluation of the atmospheric distillation unit.

R ESUME.....

Notre travail consiste en une evaluation approchée d'un complexe de raffinage pouvant traiter deux pétroles bruts Algeriens.

Il comprend trois parties principales:

- 1- Une evaluation qualitative ^{et quantitative} des coupes pétrolières (Essence, Kérosène, Gasoil) pouvant être obtenues à partir de chaque pétrole brut (un logiciel de mise en oeuvre a été élaboré).
- 2- Une evaluation technique approchée de l'équipement principal utilisé dans l'unité de distillation initiale.
- 3- Une evaluation économique approchée de l'unité de distillation atmosferique.

S O M M A I R E

INTRODUCTION.....	1
PREMIERE PARTIE: MODELISATION	
I. Découpage d'un pétrole brut.....	2
I.1. Rappel théorique.....	2
I.2. Propriétés rendement essence.....	4
I.3. Calcul des isopropriétés.....	6
I.4. Découpage.....	9
I.5. Vérification des spécifications.....	11
II. Transformation moléculaire.....	19
II.1. Rappel théorique.....	19
II.2. Calculs industriels.....	21
III. Calcul du chiffre d'affaire et choix des marches..	54
IV. Programmation des marches.....	55
DEUXIEME PARTIE: ETABLISSEMENT D'UN LOGICIEL DE DECOUPAGE D'UN PETROLE BRUT	
I. Description des fonctions du programme.....	56
II. Procédures utilisées dans le programme.....	57
TROISIEME PARTIE: EVALUATION TECHNIQUE	
I. Calcul de la colonne de distillation atmosphérique..	61
I.1. Théorie sur la distillation	61
I.2. Bilans massiques - thermiques des différentes sections de la colonne.....	67
I.3. Dimensionnement de la colonne.....	87
I.3.1. Déterminations des masses volumiques liquides et vapeurs.....	88
I.3.2. Calcul de la vitesse limite.....	92
I.3.3. Estimation du diamètre de la colonne.....	92
I.3.4. Hauteur de la colonne.....	93
I.3.5. Epaisseur de la colonne.....	94
I.4. Choix du type de plateau.....	95
II. Calcul des échangeurs de chaleur.....	97
II.1. Introduction.....	97
II.2. Méthode de KERN.....	97
II.3. Programme de dimensionnement des échangeurs de chaleur.....	101

III.Evaluation du four de topping.....	112
Introduction.....	112
III.1.Définitions et éléments de calcul.....	112
1.Principales réactions de combustion.....	112
2.Zône de radiation.....	114
3.Convection.....	116
III.2.Calcul du four de première distillation...	118
QUATRIEME PARTIE: EVALUATION ECONOMIQUE	
Introduction.....	129
I.Eléments de calcul économique.....	129
I.1.Définitions.....	129
I.1.1.Les investissements.....	129
I.1.2.Les charges fixes.....	130
I.1.3.Les charges variables.....	132
I.1.4.Le coût opératoire et les dépenses d'exploitation.....	132
I.1.5.La rentabilité.....	133
I.1.6.L'actualisation.....	134
I.1.7.La mise à jour des coûts d'investissements.....	135
I.2.Méthode de calcul de l'investissement initial.....	135
II.Estimation des investissements.....	137
II.1.Coût des équipements.....	137
II.1.1.Evaluation du coût de la colonne de topping.....	137
II.1.2.Evaluation des échangeurs de chaleur.....	140
II.1.3.Evaluation du four de topping.....	142
II.2.Estimation de l'investissement en limite par type d'équipements.....	143
II.3.Estimation de l'investissement en limite global.....	143
II.4.Actualisation des coûts.....	143
II.5.Estimation des charges d'investissements...	144
III.Estimation du coût opératoire.....	145
I.V.Volume des ventes (recettes annuelles).....	146

V. Calcul de la rentabilité.....	147
V.I. Conclusion.....	152
CINQUIEME PARTIE: APPLICATIONS PETROCHIMIQUES	
Introduction.....	153
I. Le vapocraquage (steam craking).....	153
II. Estimation des tonnages des produits du steam craking.....	154
II.1. Charge des tonnages.....	154
II.2. Produits du steam craking.....	155
II.3. Valorisation des produits du steam craking.....	157
CONCLUSION GENERALE.....	159

NOTATIONS UTILISEES DANS LE PROGRAMME ECHANG.FOR

- Q: quantité de chaleur échangée entre le pétrole brut et la fraction pétrolière.
- T1,T2: températures, d'entrée et de sortie respectivement, du fluide côté calandre
- W1,W2: températures, d'entrée et de sortie respectivement, du fluide côté tubes
- DTLM: différence de température moyenne logarithmique
- A1: surface d'échange de chaleur
- NT1: nombre de tubes estimé
- NT2: nombre de tubes choisis
- US2: coefficient global de transfert sale entre les deux fluides
- DC: diamètre intérieur de la calandre
- B: espacement entre chicanes transversales
- NC: nombre de passes côté calandre
- NT: nombre de passes côté tubes
- GT, GCT: vitesses massiques côté tube et côté calandre respectivement
- C1,C2: Chaleurs spécifiques des fluides côtés tube et calandre respectivement aux températures calorifiques:TC et WC
- L,do: longueur, diamètre extérieur des tubes respectivement
- LM1,LM2: conductivités thermiques des fluides côtés tubes et calandre respectivement aux températures calorifiques:TC et WC
- MU1,MU2: viscosités dynamiques des fluides côtés tubes et côté calandre, aux températures calorifiques TC et WC
- RET,RECT: nombres de Reynolds côté tubes et calandre respectivement
- Up: coefficient global de transfert propre entre les deux fluides
- TJH1,CJH2: facteurs additionnels de Colburn côté tubes et côté calandre respectivement
- TT: température des tubes
- MU11, MU22: viscosités dynamiques des fluides côtés tubes et côté calandre respectivement, à la température des tubes

- QT, QC: facteurs additionnels, rapport des viscosités dynamiques MU1 et MU2 aux viscosités dynamiques MU11 et MU22 respectivement
- H10: coefficient d'échange de chaleur, par convection, du fluide côté tube, basé sur le diamètre extérieur des tubes.
- H0: coefficient d'échange de chaleur, par convection, du fluide côté calandre
- FT, FCT: facteurs de frictions des fluides côtés tubes et côté calandre respectivement
- DPT1: perte de charge côté tubes
- DPT2: perte de charge côté calandre

INTRODUCTION

INTRODUCTION

L'industrie de raffinage faisant appel à des techniques sans cesse perfectionnées, figure parmi les activités principales d'un pays industrialisé.

Un autre caractère de l'industrie du pétrole est sa grande tendance à la diversification. Le pétrole, comme le gaz naturel, ne sont plus seulement des produits d'énergie, les hydrocarbures qui les composent prennent également une part croissante dans la fabrication des produits non énergétiques; Lubrifiants, bitumes, caoutchouc synthétique, matières plastiques, fibres synthétiques, solvants et détergents.

L'objet de notre travail est d'étudier deux pétroles bruts:

Tout d'abord en élaborant un logiciel permettant le découpage d'un pétrole brut en deux marches; marche essence et marche gasoil en fonction des propriétés des fractions pétrolières.

Puis, en estimant:

- Les produits à obtenir par distillation atmosphérique.
- Les produits à obtenir par les processus de transformation moléculaires les plus importants.
- Les dimensions de certains équipements: Colonne, échangeurs, four.

Ensuite une ébauche d'étude économique de ce complexe de raffinage est proposée.

Il s'agira alors d'étudier:

- Les charges d'investissement pour l'unité de distillation initiale
- Le bénéfice éventuel après vente des produits issus de la distillation initiale et répondant aux spécifications.

Enfin en estimant par calcul les produits pétrochimiques valorisables issus d'un steam cracking.

PARTIE I

MODELISATION

I - DECOUPAGE D'UN PETROLE BRUT**I.1. RAPPEL THEORIQUE:****I.1.1. Introduction:**

La mise en oeuvre d'un pétrole brut consiste à évaluer, à partir des données, les rendements possibles par distillation en produits commerciaux répondants à des spécifications, ou en produits non finis, destinés à subir des transformations ultérieures et répondant à certaines normes (chargés de reforming ou de cracking).

Pour résoudre ce problème, on peut:

a- Déterminer les rendements en produits extrêmes (essence et résidus) à l'aide des courbes "propriétés - rendement" qui représentent les propriétés spécifiées en fonction de la largeur de la coupe à un point initial ou final fixé.

b- Pour les produits intermédiaires (exemple: Kérosène, gasoil), on traduit les spécifications sur le diagramme isopropriétés qui est un carré avec deux axes représentant le point initial et le point final de la coupe.

Chaque spécification exclut une partie du diagramme; On définit ainsi un domaine d'existence de chaque produit conforme aux spécifications.

Compte tenue des rendements en produits extrêmes et d'impératifs quantitatifs, on pourra partager les rendements entre produits intermédiaires et les harmoniser et connaître, en outre exactement, les propriétés de chacun des produits.

c- Pour un brut donné, s'il n'existe pas de domaine vérifiant toute les spécifications requises d'un certain produit, on peut chercher la ou les spécifications gênantes s'il y a lieu d'améliorer ces caractéristiques par un traitement secondaire après distillation (exemple: %soufre, nombre d'octane).

I.1.2. Caractéristiques physiques et spécifications des produits pétroliers

Les caractéristiques physiques des produits pétroliers doivent répondre à certaines spécifications pour être commercialisables.

1. Essence:

L'étude des spécifications a pour but d'analyser l'incidence des diverses caractéristiques sur la puissance, la consommation, le démarrage, les reprises des moteurs et l'agrément de la conduite. Pour ceci, on considère les caractéristiques les plus importantes:

a. **Densité:** Elle régit en une certaine mesure la puissance et la consommation spécifique du mélange carburé, on impose qu'elle soit inférieure à 0.765 ^{pour une essence normale} ou 0.770 pour une essence super.

b. **La tension de vapeur reid:** Elle conditionne le givrage du carburateur pendant la mise en température du moteur, par suite de l'humidité atmosphérique. Elle doit être inférieure ou égale en moyenne à 0.7 atm.

c. **Soufre:** Provoque des ennuis de corrosion, sa teneur doit être inférieure à 0.2 % poids.

d. **Indice d'octane:** Il définit le pouvoir indétonnant de l'essence sa valeur doit être comprise entre 89 et 92 pour une essence normale et entre 97 et 99 pour une essence super.

2. **Kérosène:** Destiné à alimenter les brûleurs des turboréacteurs et turbopropulseurs d'avions.

a. **Densité:** Conditionne le rayon d'action de l'avion, sa valeur est comprise entre 0.739 et 0.825 (TRO).

b. **Point de congélation:** Il garantit la pompabilité du combustible en basses températures rencontrées en altitude. Sa valeur est inférieure ou égale à (-40)°c.

c. **Spécifications de distillation:** Température du point 20% de la coupe inférieure à 200°C.

Température du point 90% de la coupe inférieure ou égal à 254°C.

3. **Gasoil:** C'est le combustible utilisé dans un moteur diesel rapide tel ceux qui équipent certaines voitures ou camions.

Il doit répondre à certaines spécifications:

a. **Densité:** Comprise entre 0.81 et 0.89, elle conditionne le pouvoir calorifique au litre.

b. **Spécification de distillation:** Les points 65% et 85% conditionnent la teneur en produits lourds; $T_{65\%}$ doit être supérieure ou égale à 250°C, $T_{85\%}$ inférieure ou égale à 350°C.

c. **Indice de cétane:** Les valeurs élevées de l'indice de cétane favorisent le départ à froid par diminution de la température d'auto inflammabilité du gasoil. Sa valeur doit être supérieure ou égale à 50.

d. **Point d'écoulement:** C'est une caractéristique très importante en hiver. Il doit être fixé bas, sa valeur est inférieure ou égale à (-10)°C.

e. **Teneur en soufre:** pour empêcher les ennuis de corrosion par, H_2SO_4 dilué qui se dépose, sa valeur doit être inférieure ou égale à 0.9% poids.

f. **Viscosité:** inférieur à 9 Cst à 20°C, elle conditionne l'écoulement et la finesse de la pulvérisation dont dépendra la quantité de combustion.

g. **Point Eclair:** C'est la température minimale à la quelle il faut porter le produit pour que les vapeurs émises s'allument spontanément en présence d'une flamme, il est compris entre 55°C et 120°C.

1.2. PROPRIETES RENDEMENT EN ESSENCE:

Le découpage des deux pétroles bruts MEREKSEN ET HRS 162 est effectué suivant deux marches chacun. Une marche essence ou l'on cherche à obtenir un maximum d'essence répondant aux

spécifications les plus importantes. Une marche gasoil pour avoir un maximum de gasoil répondant aux spécifications les plus importantes.

La coupe d'essence des deux bruts est déterminée à partir du tracé des courbes propriétés rendement essence, celles ci sont:

- La tension de vapeur reid rendement essence
- La densité rendement essence
- Le nombre d'Octane rendement essence (Fig.1-2) et (Fig.1-7)

Le rendement essence est exprimé dans notre cas, en pourcentage volumique (%vol), c'est la différence entre le % vol de la fin de fraction et le % vol de début de la fraction qui est fixe.

Ce dernier est égal au rendement de gaz obtenu par la distillation T.B.P:

- Cas du brut MERKSEN: PI=4.93 %vol

- Cas du brut HRS 162 : PI= 5.8 %vol

La densité est une propriété additive en volume, donc la densité rendement peut être obtenue en sommant les densités des fractions élémentaires adjacentes par les pourcentages de ces fractions et en divisant par la somme des pourcentages. La somme des pourcentages volumiques des fractions adjacentes est le rendement désiré.

Le nombre d'octane rendement est obtenu en pondérant les nombres d'octanes des constituants de certaines fractions, celles dont l'analyse chromatographique en phase gazeuse est disponible, par les pourcentages poids des constituants dans la fraction et en divisant la somme par 100. Les fractions utilisées sont adjacentes. La T.V.R rendement essence est estimée à partir de la COX-CHART d'ou l'on détermine la tension de vapeur vraie de la fraction à 37.8°C en fonction de sa température d'ébullition moyenne (Fig.2-5 et Fig.1-9). La T.V.R rendement essence a une allure décroissante de même que le nombre d'octane rendement essence. Pour le HRS 162 le point final égal à 205°C détermine le rendement maximum d'essence. Les différents calculs des propriétés rendement essence sont données en annexe 2.

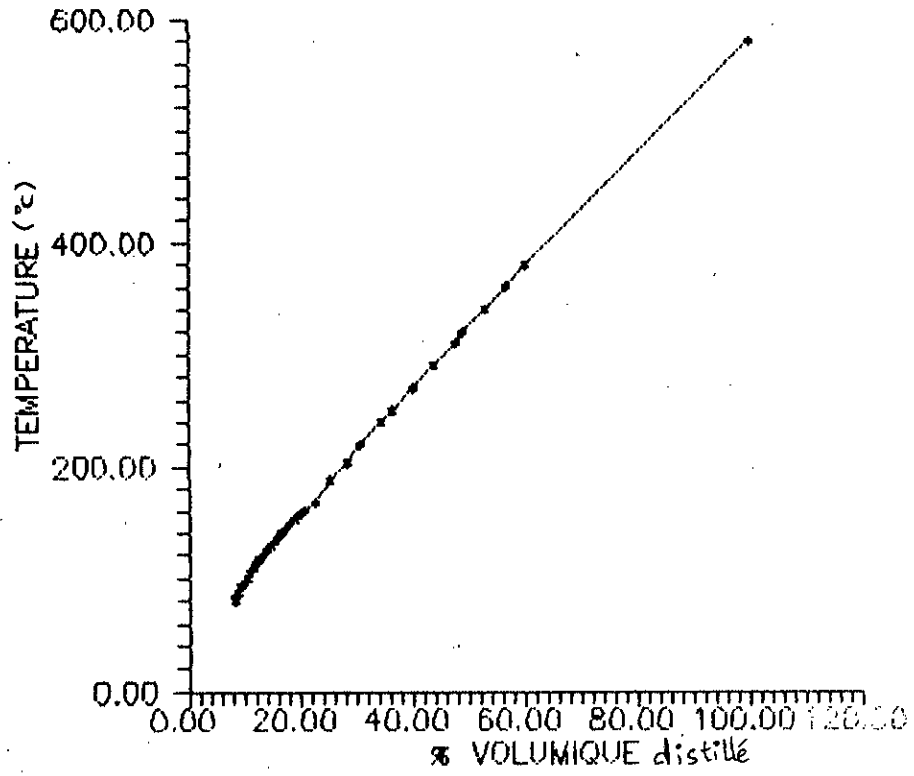


FIG 1-1: COURBE TBP DE PETROLE BRUT HRS162

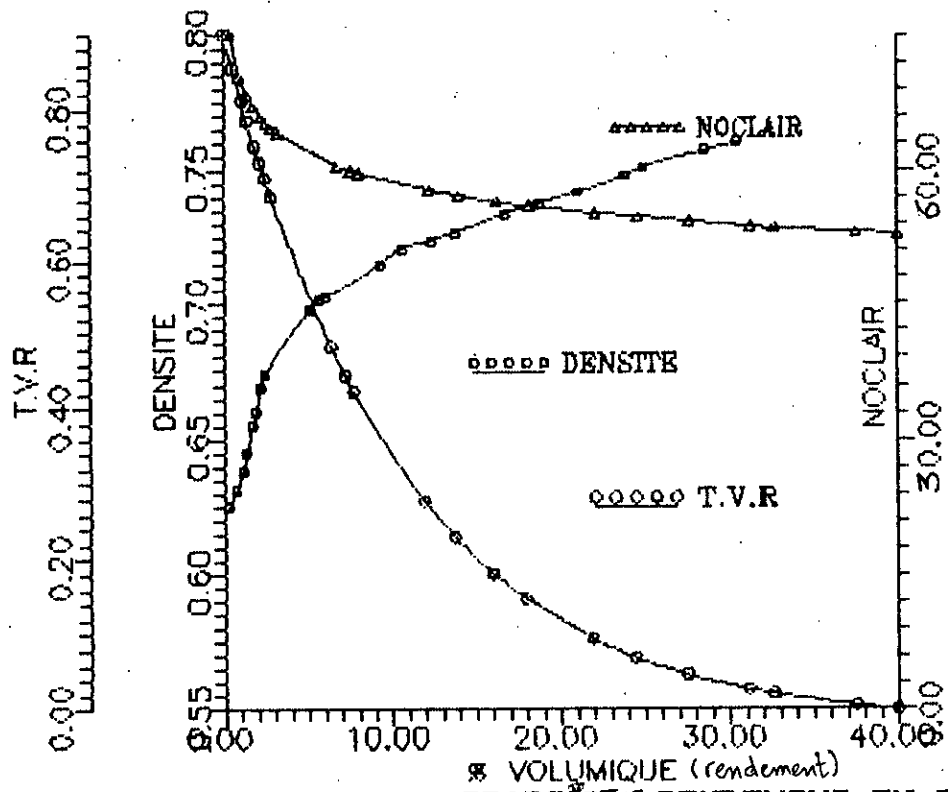


FIG 1-2 : PROPRIETES-RENDEMENT EN ESSENCE PETROLE BRUT HRS162

I.3. CALCUL DES ISOPROPRIETES:**A. Pétrole brut HRS 162:**

A.1. Domaine de validité du kérosène (T.R.O): Il est limité:

Par les deux isodensités (d_4^{15}): $d = 0.739$ et $d = 0.825$

Par les isotempératures: $T_{20\%} = 200^\circ\text{C}$ et $T_{90\%} = 254^\circ\text{C}$

Par l'isopoint d'éclair: $P_{ec} = 40^\circ\text{C}$

Par l'isotempérature de congélation: $T_{cong} = -40^\circ\text{C}$

Par l'isopourcentage en soufre: $\%S = 0.2$

Tracé de l'isopoint éclair:

En utilisant l'approximation de NELSON:

$$P_{ec} = 0.64 T_b - 62 \quad (1-1)$$

Où: T_b est la température d'ébullition moyenne entre le point 0 % vol et 10 % vol de la fraction pétrolière. En supposant que T_b se confond avec $T_{5\%}$ vol (un profil linéaire de T.B.P).

On détermine alors de la courbe T.B.P (Fig. 1-1), le pourcentage volumique correspondant au point d'éclair $P_{ec} = 40$, c.a.d à une température: $T_b = (40 + 62) / 0.64 = 159.4^\circ\text{C}$

L'isopoint d'éclair correspondra à la droite d'équation:

$$P_i = V - 5 X, \quad P_f = V + 95 X$$

($V = 20.5\%$ vol. par lecture sur Fig.1-1).

En éliminant x , on obtient:

$$P_f = 410 - 19 P_i \quad (1-2)$$

Tracé des isotempératures:

Pour $T_{20\%} = 200^\circ\text{C}$, on détermine sur la figure 1-1, le pourcentage volumique qui a pour température $T = 200^\circ\text{C}$, $V = 25\%$ vol.

Les fractions qui ont pour $T_{20\%} = 200^\circ\text{C}$ sont de la forme:

$$P_i = V - 20 X, \quad P_f = V + 80 X$$

En éliminant x , on obtient:

$$P_f = 135 - 4 \cdot P_i \quad (1-3)$$

Même procédure pour $T_{90\%}$, $V = 27\%$ vol.

$$P_i = V - 90 X, \quad P_f = V + 10 X$$

$$P_f = 41.11 - 1/9 \cdot P_i \quad (1-4)$$

Tracé des isodensités: La densité étant une propriété additive en volume, la représentation de l'isodensité est une droite perpendiculaire à la première bissectrice du carré (Fig.1-3), il suffit donc de déterminer un point (une fraction) (P_I , P_f) tel que $d_4^{15} = 0.793$ ou $d_4^{15} = 0.825$.

L'isotempérature de congélation $T_{cong} = -40$ °c ne s'exprime pas de façon simple en fonction de P_I et P_f , n'est pas commode à tracer. Cette spécification sera vérifiée par la suite après le découpage.

Pour tracer l'isopourcentage en soufre = 0.2, on dispose des valeurs suivantes:

P_I	P_f
53	54
49	58.5
43.5	64
38.5	69
33.5	74
24	83.5

Obtenues à partir de la courbe Fig.1-14

A.2. Domaine de validité de gasoil: Il est limité par:

Les isodensités : $d = 0.81$ et 0.89

Les isopoints d'éclair: $P_{ec} = 55$ °c et 120 °c

Les isotempératures: $T_{65\%} = 250$ °c et $T_{85\%} = 350$ °c

L'isopoint d'écoulement: $P_e = -7$ °c

L'isoviscosité cinématique: $V = 9$ cst

L'isopourcentage en soufre: %S = 0.9

Tracé des isopoints d'éclair:

Avec la même procédure citée précédemment, on obtient:

$$\text{Pour } P_{ec} = 55^\circ\text{c:} \quad P_f = 480 - 19 P_I \quad (1-5)$$

$$\text{Pour } P_{ec} = 120^\circ\text{c} \quad P_f = 840 - 19 P_I \quad (1-6)$$

Tracé des isotempératures:

$$\text{Pour } T_{65\%} = 250 \text{ }^\circ\text{c:} \quad P_f = 56.15 - 0.54 P_I \quad (1-7)$$

$$\text{Pour } T_{85\%} = 350 \text{ }^\circ\text{c:} \quad P_f = 62.35 - 0.18 P_I \quad (1-8)$$

Tracé de l'isopourcentage en soufre:

On dispose des valeurs suivantes:

P_1	P_f
54	55
53.5	55.5
53	56
52	57
50.5	59
44.5	65
39.5	70
25	84
13	97.5

Pour des raisons de commodité, on ne trace pas les isopropriétés:

$P_0 = -7^\circ\text{C}$ et $V = 9$ cst

Ils seront vérifiés par la suite après le découpage.

Les isopropriétés calculés sont représentés sur la Fig.1-3.

B. Pétrole brut MEREKSEN :**B.1. Domaine de validité de kérosène (T.R.O):**

Il est limité par les mêmes isopropriétés que pour le HRS 162

Tracé de l'isopoint éclair:

La même procédure que celle citée précédemment donne

$$P_f = 750 - 19 P_1 \quad (1-9)$$

Tracé des isotempératures:

$$\text{Pour } T_{20\%} = 200^\circ\text{C}, \quad P_f = 234 - 4 P_1 \quad (1-10)$$

$$\text{Pour } T_{90\%} = 254^\circ\text{C}, \quad P_f = 62.77 - 1/9 P_1 \quad (1-11)$$

L'isopoint de congélation $T_{\text{cong}} = -40^\circ\text{C}$, les isodensités, l'isopourcentage en soufre seront vérifiées par la suite.

B.2. Domaine de validité du gasoil:

Même que pour le cas de HRS 162:

Tracé des isopoints d'éclairs:

$$\text{Pour } P_{\text{oc}} = 55^\circ\text{C}, \quad P_f = 870 - 19 P_1 \quad (1-12)$$

$$\text{Pour } P_{\text{oc}} = 120^\circ\text{C}, \quad P_f = 1240 - 19 P_1 \quad (1-13)$$

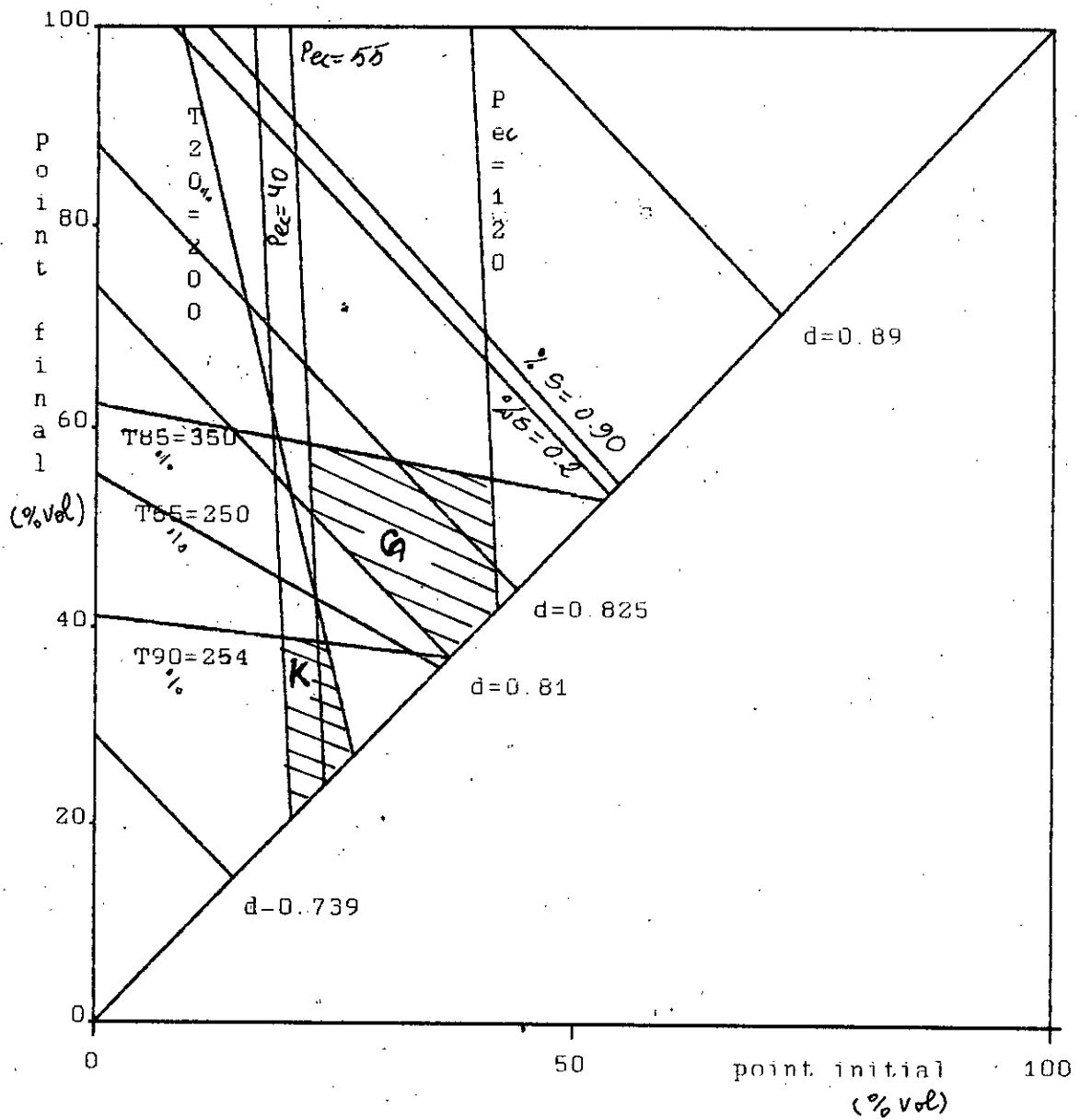


Fig 1.3 Courbes isopropriétés du HRS 162.

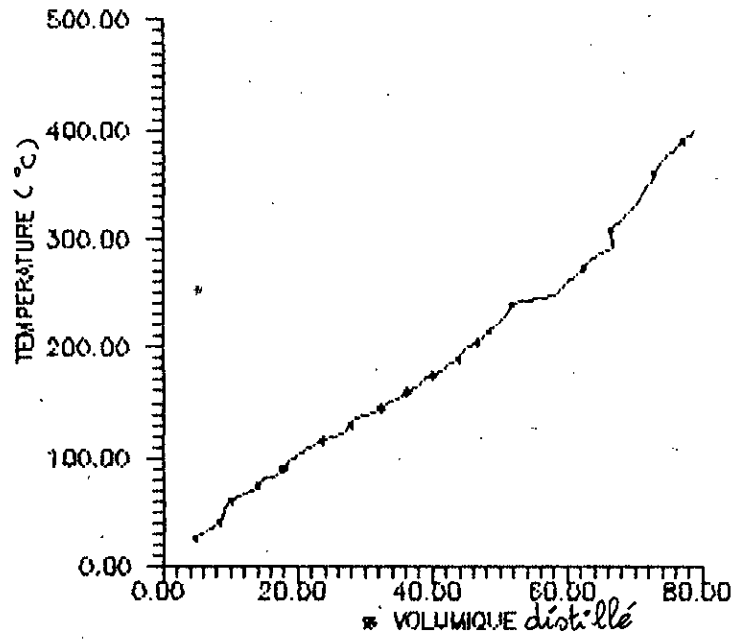


FIG.1-6: COURBE TBP DU PETROLE BRUT MERKSEN

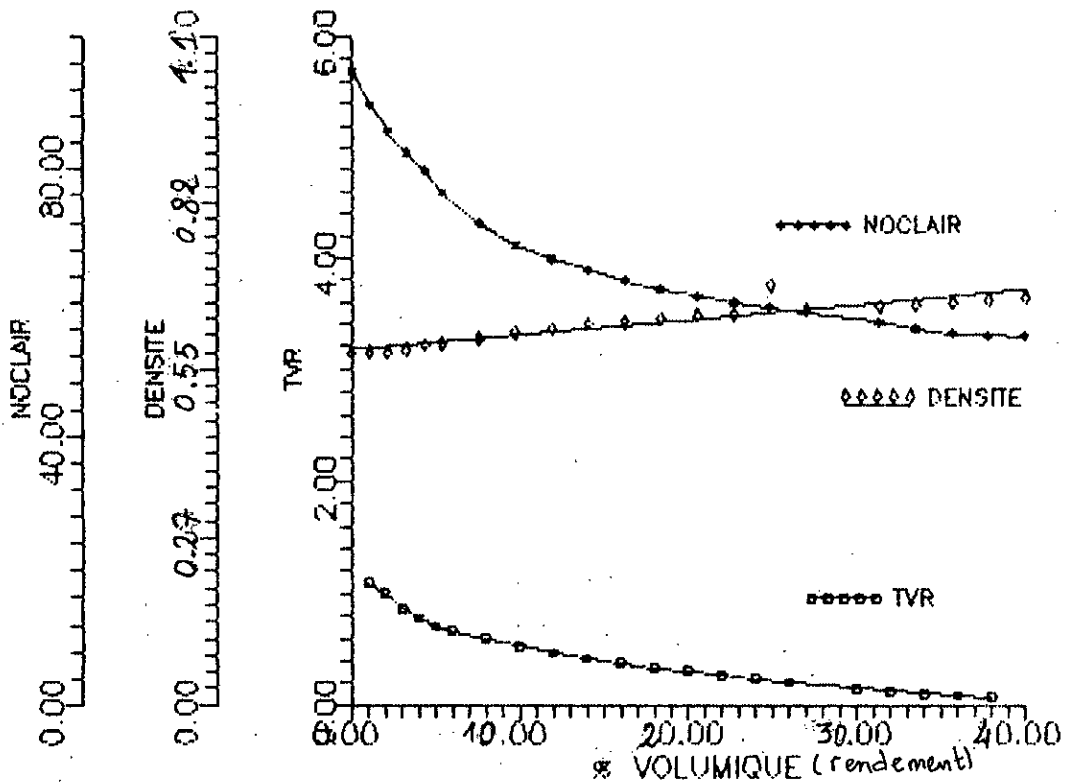


FIG.1-7 : PROPRIETES RENDEMENT ESSENCE PETROLE BRUT MERKSEN

Tracé des isothermes:

$$\text{Pour } T_{65\%} = 250^{\circ}\text{C}, \quad P_f = 86.15 - 0.54 P_i \quad (1-14)$$

$$\text{Pour } T_{85\%} = 350^{\circ}\text{C}, \quad P_f = 84.70 - 0.18 P_i \quad (1-15)$$

L'isopoint d'écoulement, les isodensités, l'isopourcentage en soufre et l'isoviscosité cinématique non commode à tracer, on vérifiera les spécifications les concernant après le découpage.

Les isopropriétés calculées sont représentées sur la figure 1-8.

I.4. DECOUPAGE**A. Pétrole brut HRS 162**

A.1. Marche essence: Le point final de la coupe essence qui correspond à une température $T = 205^{\circ}\text{C}$ est approximativement égale à 28 % vol d'après la TBP du HRS 162. Le point final de l'essence est le point initial de la coupe suivante, on remarque que le point $P_i = 28\%$ vol se situe hors du domaine de validité de kérosène, donc dans cette marche n'existe pas de kérosène.

On entre directement dans le domaine de validité du gasoil, on détermine le rendement maximal, il correspond au segment le plus long et qui correspond à $P_f = 56\%$ vol.

Donc le découpage est le suivant:

G			Résidu
A	Essence	Gasoil	Atmosphérique
Z			
0	5.8	28	56
			100

A.2. Marche gasoil:

Le domaine de validité du gasoil a la forme d'un simplexe.

Le rendement: $P_f - P_i$ est maximum sur l'un des sommets de ce simplexe, on détermine facilement ce sommet, il correspond au point $P_i = 22.5\%$ vol, $P_f = 57\%$ vol a un rendement $R = 34.5$.

Le point initial de gasoil est égal au point final de la coupe précédente. On détermine le rendement maximal de kérosène dans son domaine de validité.

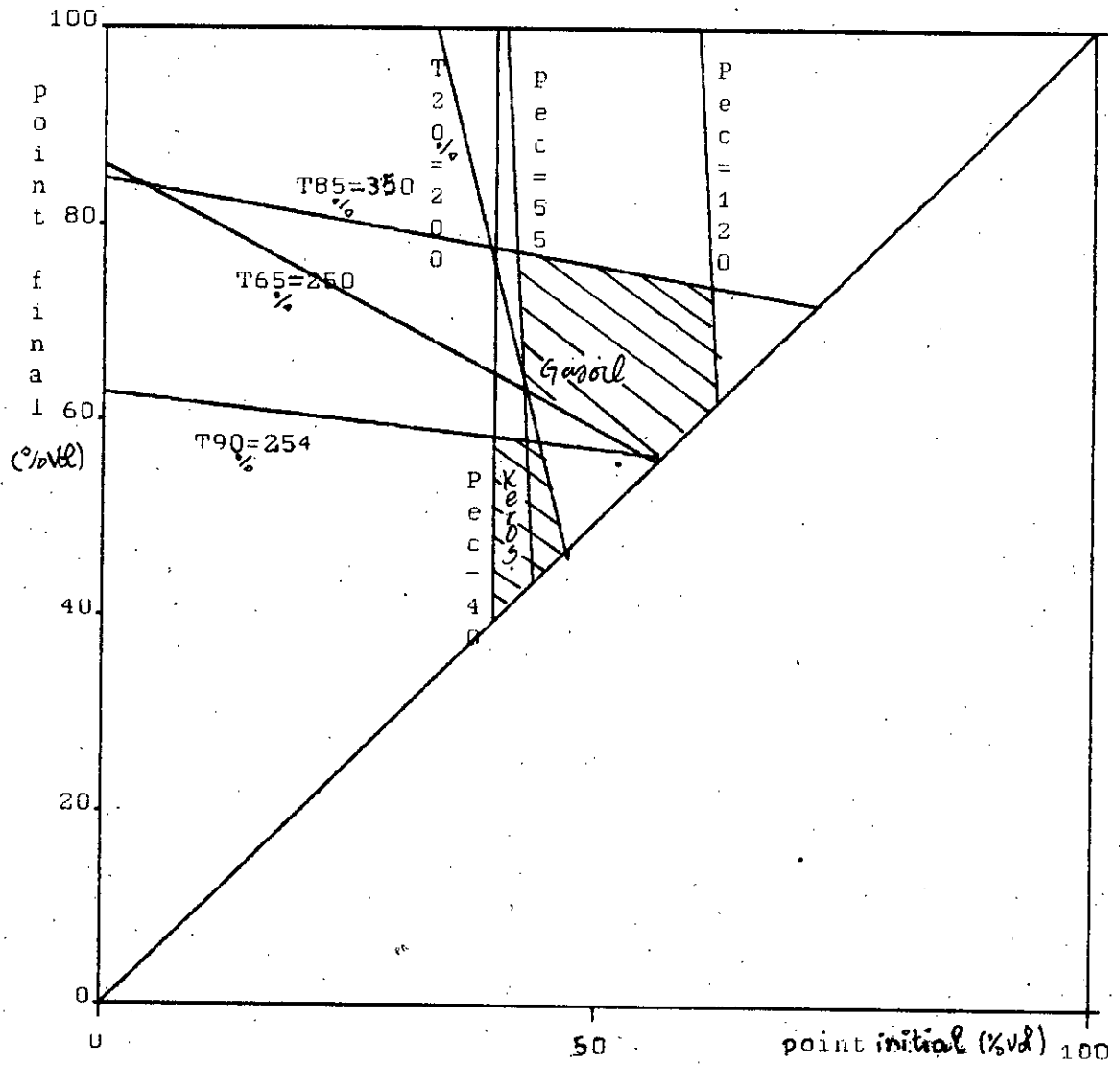


Fig 1.8 Courbes isoproprietes du MERKSEN

Le point initial du Kérosène est $P_i = 20.5 \%$ vol, donc le rendement est $R = 2 \%$ vol.

Le point initial du Kérosène est égal au point final de l'essence.

On remarque qu'on peut aller jusqu'au point $P_i = 5.8 \%$ vol de l'essence puisque la T.V.R est inférieure à 0.7 atm.

Donc le rendement en essence est $R = 14.5 \%$ vol.

D'où le découpage:

G		K			
A	Essence	E	Gasoil	Résidu	
Z		R		Atmosphérique	
		O			
		S			
0	5.8	20.5	22.5	57	100

B. Pétrole brut MERKSEN

Le même raisonnement est appliqué, on obtient le découpage:

B.1. Marche essence:

Essence: $P_i = 4.93 \%$ vol, $P_f = 42.75 \%$ vol

Kérosène: $P_i = 42.75 \%$ vol, $P_f = 58.4 \%$ vol

Gasoil: $P_i = 58.4 \%$ vol, $P_f = 74 \%$ vol

Résidu: $P_i = 74 \%$ vol, $P_f = 100 \%$ vol

G					
A	Essence	Kérosène (TRO)	gasoil	Résidu	
Z				Atmosphérique	
0	4.93	42.75	58.4	74	100

B.2. Marche gasoil:

G				
A	Essence	Kérosène (TRO)	gasoil	Résidu Atmosphérique
Z				
0	4.93	38.75	41.75	77.4
				100

I.5. VERIFICATION DES SPECIFICATIONS:**A. Pétrole brut MERKSEN:****A.1. Coupe essence:**

Les principes spécifications des essences sont résumées dans les tableaux suivants:

1. Marche essence:

Spécifications	Calculées	demandées	Références
d	0.727	≤ 0.765	Fig.1-7
TVR	0.09	< 0.8	Fig.1-7
NO	54.98	89 < NO < 92	Fig.1-7
%S	0.01	≤ 0.2	Annexe 3 Fig. 1-10
Pf	180	≤ 250	Courbe 1-5

TABLEAU 1-1: "spécifications d'essence"

2. Marche gasoil:

Spécifications	Calculées	demandées	Références
d	0.72	≤ 0.765	Fig.1-7
TVR	0.12	≤ 0.8	Fig.1-7
NO	55.31	89 < NO < 92	Fig.1-7
%S	0.01	≤ 0.2	Annexe 3 Fig. 1-10
Pf	165	≤ 250	Courbe 1-5

TABLEAU 1-2: "spécification d'essence marche gasoil"

A.2. Coupe Kérosène:

1. Marche essence:

La coupe de Kérosène est située entre $P_1 = 180^\circ\text{C}$ et $P_f = 261^\circ\text{C}$

- Point éclair:

$$P_{ec} = 0.64 T_{5\%} - 62$$

$$T_{5\%} = T_0 + 0.05 (T_{100} - T_0) = 180 + 0.05 (261 - 180) = 184^\circ\text{C}$$

$$P_{ec} = 0.64 \times 184 - 62 = 55.8^\circ\text{C}$$

- Spécification de distillation:

$$a) T_{20} = T_0 + 0.2 (T_{100} - T_0)$$

$$T_{20} = 180 + 0.2 (261 - 180)$$

$$T_{20} = 198^\circ\text{C}$$

$$b) T_{90} = T_0 + 0.2 (T_{100} - T_0)$$

$$= 180 + 0.9 (261 - 180)$$

$$= 253.4^\circ\text{C}$$

- Température de congélation:

$$d_4^{15} = 0.807$$

$$T_{nav} = (261 + 180) / 2 = 220.5^\circ\text{C}$$

$$K_{uop} = (1.8 \times 220.5 + 491.7)^{1/3} / 0.807 = 11.9$$

$$T_{cong} = -32 \quad (\text{Fig 1-12})$$

Les spécifications du kérosène marche essence sont résumées dans le tableau 1-3:

Spécifications	Calculées	demandées	Références
d	0.807	0.739 ≤ d ≤ 0.825	Annexe3 Fig.1-11
P _{ec} (°c)	55.80	≥ 40	
T ₂₀ (°c)	196.30	≤ 200	
T ₉₀ (°c)	253.4	≤ 254	
T _{cong}	-32	≤ 40	Fig. 1-12
%S	0.1	≤ 0.2	Annexe Fig.1-10

TABLEAU 1-3: "Spécifications du kérosène marche essence"

2. Marche gasoil:

La coupe du kérosène est située entre $P_1 = 165$ °c et $P_2 = 175$ °c

- Point éclair: $P_{ec} = 0.64 T_{55} - 62$

$$T_{55} = 165 + 0.05 (175 - 165) = 165.5 \text{ °c}$$

$$P_{ec} = 40.60 \text{ °c}$$

- Température de congélation: $d_4^{15} = 0.784$

$$T_{nav} = 170 \text{ °c}$$

$$K_{uop} = (1.8 \times 170 + 491.7)^{1/3} / 0.784 = 11.8$$

$$T_{cong} = -56 \text{ °c}$$

- Spécification de distillation:

a) $T_{20} = 165 + 0.2 (175 - 165) \approx 167 \text{ °c}$

b) $T_{90} = 165 + 0.9 (175 - 165) \approx 174 \text{ °c}$

Les spécifications du kérosène sont spécifiées dans le tableau-4:

Spécifications	Calculées	demandées	Références
d	0.784	$0.739 \leq d \leq 0.825$	Annexe3 Fig.1-11
Pec (°C)	40.60	≥ 40	
T ₂₀ (°C) %	167.00	≤ 200	
T ₉₀ (°C) %	174.0	≤ 254	
Tcong (°C)	-56	≤ -40	Fig. 1-12
%S	0.1	≤ 0.2	Annexe3 Fig.1-10

TABLEAU 1-4: " Spécifications du kérosène marche gasoil"

A.3. Coupe gasoil:**1. Marche essence:**

La coupe du gasoil est située entre $P_i = 261.5$ °C et $P_f = 369.5$ °C.

- Point d'écoulement: $d = 0.84$

Température d'ébullition moyenne: On suppose un profil linéaire de la TBP entre le point initial et le point final de la coupe.

$$T_{10} = 261.5 + 0.1 (369.5 - 261.5) = 272.3 \text{ °C}$$

$$T_{70} = 261.5 + 0.7 (369.5 - 261.5) = 337.1 \text{ °C}$$

$$\text{La pente: } S = (T_{70} - T_{10}) / 60 = 1.1 \text{ °C / \%}$$

$$T_v = 315.5 \text{ °C}$$

$$K_{uop} = 11.90$$

La lecture sur la figure 1-12, donne $P_e = -7$ °C

- Point éclair:

$$T_{5\%} = 261.5 + 0.05 (369.5 - 261.5) = 266.9 \text{ °C}$$

$$P_{ec} = 0.64 \times 266.9 - 62 = 108.8 \text{ °C}$$

- Spécification de distillation:

$$\text{a) } T_{65} = 261.5 + 0.65 (369.5 - 261.5) = 331.7 \text{ °C}$$

$$\text{b) } T_{85} = 261.5 + 0.85 (369.5 - 261.5) = 350 \text{ °C}$$

-Indice de cétane:

$$T_{REV} = 285.5 \text{ °C}$$

$$K_{uop} = 11.93$$

Pour évaluer l'indice de Diesel une relation est établie en appliquant la régression statistique sur l'abaque [5, P.118]

$$ID = 7539.7 T_{REV}^{-0.9284} K_{UOP} - 115094.48 T_{REV}^{-0.99614} \quad (1-16)$$

$$ID = 60.26 \text{ } ^\circ F \text{ } ^\circ API$$

L'indice de cétane est calculé par :

$$CN = 23.3089 (1.01459)^{ID} \quad (1-17)$$

$$CN = 23.3089 (1.01459)^{60.26} = 54.4$$

- Viscosité: $V_{20} = 8.5$ cst

Le calcul détaillé de la viscosité est donné en Annexe 2.

Les spécifications du gasoil marche essence sont données dans le tableau 1-5:

Spécifications	Calculées	demandées	Références
d	0.84	$0.81 \leq d \leq 0.89$	Annexe3 Fig.1-13
Pec(°c)	108.80	$55 \leq Pec < 120$	
T _{65%} (°c)	331.70	≥ 250	
T _{85%} (°c)	350	≤ 350	
Pe(%)	-7	$\leq (-7)$	Fig. 1-12
CN	54.4	≥ 50	
V20(cst)	8.5	≤ 9	
%S	0.16	≤ 0.9	Annexe3 Fig.1-10

TABLEAU 1-5: " Spécifications du gasoil marche essence "

2. Marche gasoil:

La coupe du gasoil en marche gasoil est située entre $P_i = 175^\circ c$ et $P_f = 390^\circ c$.

Les spécifications du gasoil sont résumées dans le tableau 1-6:

Spécifications	Calculées	demandées	Références
d	0.826	$0.81 \leq d \leq 0.82$	Annexe3 Fig.1-13
Pec(°c)	56.9	$55 \leq Pec < 120$	
T65(°c) %	314.80	≥ 250	
T85(°c) %	350	≤ 350	
Pe(°c)	-8	$\leq (-7)$	Fig. 1-12
CN	59.5	≥ 50	
V20(cst)	3	≤ 9	
%S	0.2	≤ 0.9	Annexe3 Fig.1-10

TABLEAU 1-6: " Spécifications du gasoil marche gasoil "

B. Pétrole brut HRS 162:

La procédure est la même que celle utilisée précédemment, les résultats sont résumés dans les tableaux suivants:

1. Marche essence:

Coupe	spécifications	calculées	demandées
E S S E N C E	d	0.744	< 0.765
	TVR (atm)	0.08	< 0.8
	NO	54.2	89 < No < 92
	% S		< 0.2
	Pf	205	≤ 205
G A S O I L	d	0.822	0.81 < d < 0.8
	V20 (cst)	4.5	< 9
	Pec (°C)	74.2	55 ≤ Pec ≤ 120
	Pe (°C)	-8	< (-7)
	T65 _{1/2} (°C)	305.8	≥ 250
	T85 _{1/2} (°C)	336.8	≤ 350
	CN	63.9	≥ 50
	%S		< 0.9

TABLEAU 1-7: " Spécifications du brut HRS 162 marche essence"

2. Marche gasoil:

Les spécifications des produits sont données dans le tableau 1-8:

Coupe	spécifications	calculées	demandées
E S S E N C E	d	0.728	< 0.765
	TVR (atm)	0.115	< 0.8
	NO	56	89 < No < 92
	% S	-	< 0.2
	Pf	160	≤ 205
K E R O S E N E	d	0.765	0.739 < d < 0.825
	Pec (°C)	40.8	≥ 40
	Tcong (°C)	- 50	≤ (-40)
	T20 _{1/2} (°C)	162.8	≤ 254
	T90 _{1/2} (°C)	172.6	≤ 300
	% S	-	< 0.2
G A S O I L	d	0.815	0.81 < d < 0.89
	V20 (cst)	3.7	< 9
	Pec	55.4	55 ≤ Pec < 120
	Pe	- 15	< (-7)
	T65	296.20	≥ 250
	T85	333.8	≤ 350
	IC	64.1	≥ 50
	%S	-	< 0.9

TABLEAU 1-8: " Spécifications du brut HRS 162 marche gasoil"

II - TRANSFORMATIONS MOLECULAIRES :

II-1 RAPPEL THEORIQUE:

Les procédés de transformation moléculaire ou chimiques se distinguent des procédés de séparation, par exemple la distillation d'un pétrole brut, par le fait qu'ils visent à modifier les structures moléculaires des hydrocarbures et utilisent les produits issus de la distillation atmosphérique.

Le but de ces transformations est par exemple d'améliorer certaines caractéristiques des coupes issues de la distillation et qui ne répondent pas aux normes (par exemple: nombre d'octane d'une essence), ou bien augmenter la production de certaines coupes recherchées à partir d'autres moins utiles.

Tout procédé de transformation comporte quatre étapes:

a. Préparation de la charge: Il faut réunir un certain nombre de conditions avant la réaction: température, pression, concentration, teneur en eau, en soufre,...

b. Réaction: l'appareillage permet la mise en contact des produits réagissants. Sa dimension conditionne le temps de séjour ou de contact. On doit prévoir dans certains cas des systèmes d'apports ou d'élimination de chaleur dans la section réactionnelle pour compenser l'exo ou l'endothermicité et maintenir la réaction à une température correcte.

c. Fractionnement: Les produits de réactions ne sont jamais purs par suite des réactions secondaires, ou souvent à cause des transformations incomplètes ou qui conduit à la formation de plusieurs produits. Il est nécessaire de procéder au fractionnement des effluents de la réaction pour classer les différents qualités des produits ou encore récupérer la fraction non transformée et la recycler.

d. Récupération de chaleur et des produits: La chaleur et dans certains cas, les produits intervenants dans la réaction

constituant un poste important du prix de revient de fabrication, il y a lieu donc de les récupérer. la chaleur est récupérée à la sortie de la section fractionnement. [4]

II.1.1. Reforming catalytique:

La réformation catalytique permet la transformation, avec des rendements relativement bons, de n'importe quelle essence lourde de première distillation en une base de carburant à NO élevé. Elle constitue le procédé essentiel utilisé pour obtenir l'essence lourde à NO élevé. Elle est employée pour les hydrocarbures dont le point d'ébullition est situé entre 80°C et 180°C.

Le reforming catalytique nécessite des coupes d'essence lourde bien fractionnées surtout en fin de coupe pour éviter la formation du coke qui emprisonne le catalyseur.

Les catalyseurs utilisés sont généralement de platine ou d'aluminium en présence d'hydrogène.

II.1.2. Procédé de craquage:

a. Le cracking catalytique:

Le cracking est un traitement qui consiste à accroître la proportion relative des composants légers ou plus volatiles de l'huile par modification de la structure chimique de ses constituants. Dans l'industrie de raffinage, le cracking sert essentiellement à la décomposition des hydrocarbures lourds distillant au delà de 221 °c.

Le cracking catalytique est un procédé de transformation des hydrocarbures qui met en jeu le catalyseur.

L'utilisation des catalyseurs dans l'industrie de raffinage améliorera considérablement les opérations de craquage.

Le catalyseur permet d'abaisser la sévérité des opérations, donc d'éliminer la majorité des réactions secondaires qui produisent des gaz, du coke et des résidus lourds.

b. Le fluid cocking:

Le fluid cocking est un cracking thermique très sévère de résidu

lourd conduisant à la production de coke, des gaz, d'essence et de distillat qui peut servir de charge pour un fluide catalytique cracking. Le distillat (ou le gasoil) représente 40 à 70% de volume de la charge traitée.

- **Caractéristiques de la charge:** On distingue deux types d'opérations:

1- On fera un cocking pour un résidu atm dont la densité est supérieure à 15° API, en vue d'obtenir une quantité importante de distillat pour servir de charge pour un cracking catalytique.

2. On fera le cocking pour un résidu sous vide, des asphaltes en vue de faire disparaître les produits très lourds de très mauvaise qualité au profit du distillat.

c. Le visbreaking (viscoréduction):

C'est un craquage thermique qui sert à réduire la viscosité et d'améliorer le point d'écoulement des résidus de distillation afin d'obtenir un fuel commercial répondant aux spécifications. Le visbreaking est réalisé dans des conditions assez douces:

- Température: entre 450 °c et 3000°c.

- Pression: entre 5 et 25 bars

Pour éviter la formation de coke et ne provoquer qu'une diminution de la viscosité du milieu. [4], [5]

II.1.3. Distillation sous vide:

La distillation sous vide est recommandée pour traiter les produits lourds ayant des températures d'ébullition élevées.

Pour éviter la décomposition thermique (craquage) de certains hydrocarbures, on fait fonctionner la colonne sous vide afin de réduire le point d'ébullition qui est relié à la pression régnant dans la colonne. [7], [15]

II.1.4. Stabilisation des essences:

La stabilisation des essences est une opération permettant de séparer les fractions volatiles (C_1 , C_2 , C_3 , C_4) et des essences résultants de la première distillation ou des procédés de transformation moléculaire. [7]

II.2. CALCUL INDUSTRIEL DES PROCÉDES DE TRANSFORMATION DES SCHEMAS DE FABRICATION.

A. Pétrole brut de MEREKSEN:

L'étude de brut est faite suivant les deux marches de découpage établi précédemment.

A.1. Marche essence:

Cette marche a été réalisé de manière à obtenir le maximum d'essence. Le schéma de fabrication est établi selon la fig.1-14.

1. Distillation initiale:

$$d = 0.7929$$

$$P = 1500000 \text{ T/an}$$

$$V = 1891642.20 \text{ m}^3/\text{an}$$

Les résultats du bilan de découpage sont portés dans le tableau 1-10:

produits	rendement(%vol)	volume(m3)	densité	poids(T)
Condensat	4.93	93257.96	0.5672	52895.92
Essence	37.82	715419.08	0.7269	520038.13
Kérosène	15.64	295852.84	0.8069	238723.66
Gasoil	15.62	295474.51	0.8401	248228.13
Résidu	25.99	491637.81	0.8952	440114.16
Charge	100.00	1891642.2	0.7929	1500000

TABLEAU 1-10: "Bilan de découpage de brut MEREKSEN marche-essence"

2. Reforming des essences:

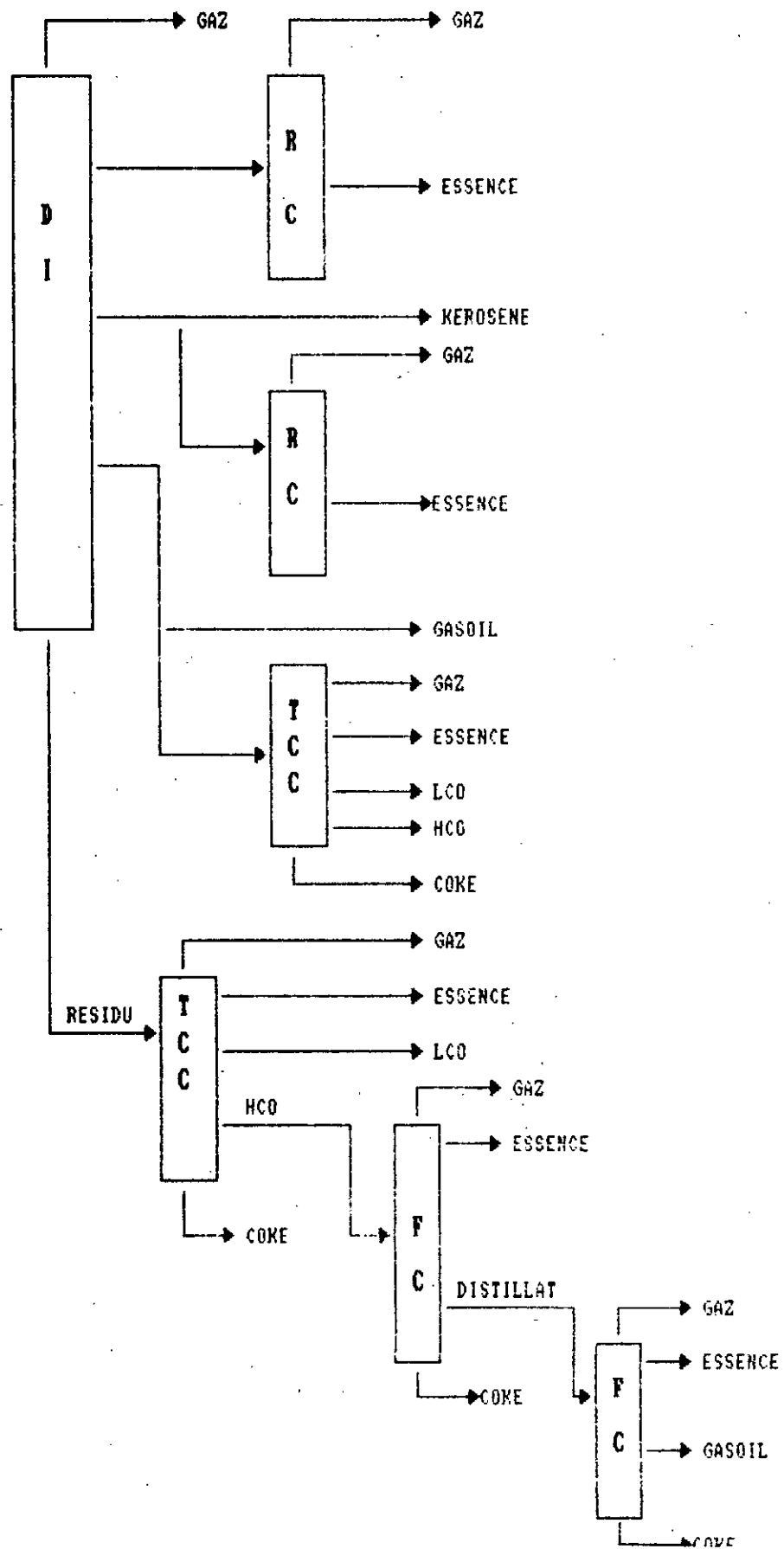
Les coupes d'essences obtenues n'ont pas les caractéristiques convenables pour être utilisées, elles seront alors réformées.

$$d = 0.7269, \quad V = 715419.08 \text{ m}^3/\text{an}, \quad P = 520038.13 \text{ T/an},$$

$$K_{uop} = 2.10$$

Le bilan de reforming catalytique de l'essence de première distillation est établi selon le tableau 1-11:

FIG :1-15/ SCHEMA DE FABRICATION:MARCHE ESSENCE



produits	d	%vol	vol(m3/an)	%poids	poids(T/an)
Reformat 10RVP	0.746	87.5	625991.7	89.82	467105.34
C4 extérieur	0.584	0.4	2861.68	0.32	1671.22
C4 ref. 10RVP	0.584	7.7	55087.27	6.19	32170.97
C4 dans 10RVP	0.584	8.10	57948.95	6.51	33842.18
Reformat C5+	0.763	79.4	568042.75	83.25	433263.16
C4	0.584	7.7	55087.27	6.19	32170.97
C3	0.508	6.73	48113.76	4.70	24441.79
C2	0.374	6.03	43104.76	3.10	16121.18
C1	0.300	4.12	29468.83	1.70	8840.65
H2	-	-	-	1.00	5200.38
Charge	0.7269	100	715419.08	100	520038.13

TABLEAU 1-11: "Bilan de R-C d'essence"

NORclair = 86

NOr + 3 cc = 96

3. Reforming de kérosène:

Dans le but d'obtenir le maximum d'essence, une partie de la charge de kérosène peut être une charge pour le reforming catalytique. Le bilan de reforming de cette charge est obtenu selon le tableau 1-12.

$d = 0.7937$, $K_{uop} = 11.9$, $P = 86630.57$ T/an, $V = 109147.75$ m³/an

On veut arriver à la fin du processus à un NO = 91.

produits	d	%vol	vol(m3/an)	%poids	poids(T/an)
Reformat 10RVP	0.807	91.3	99651.90	92.91	80493.59
C4 extérieur	0.584	2.4	2619.81	1.76	1529.81
C4 ref. 10RVP	0.584	6.4	6985.45	4.7	4079.50
C4 dans 10RVP	0.584	8.80	9605.00	6.47	5609.31
Reformat C5+	0.763	82.5	90046.89	86.44	74884.28
C4	0.584	6.4	6985.45	4.70	4079.50
C3	0.508	6.25	6824.30	4.00	3465.22
C2	0.374	5.30	5790.80	2.50	2165.76
C1	0.300	3.57	3898.37	1.35	1169.51
H2	-	-	-	1.00	866.30
Charge	0.7937	100	109147.75	100	86630.37

TABLEAU 1-12: "Bilan de R-C du kérosène"

$$NO + 3CC = 98.5$$

4. Cracking catalytique de gasoil lourd:

Le gasoil lourd est envoyé au craquage catalytique:

$$d = 0.852, K_{uop} = 12.2, V = 105175.3 \text{ m}^3/\text{an}, P = 89609.35 \text{ T/an}$$

On essaye d'avoir le maximum d'essence à $NO_{cl} = 91$.

Le bilan de cracking catalytique est obtenu selon le tableau 1-13

Produit	% vol	d	% poids	volume(m3/an)	poids(T/an)
C2-	5.72	0.35	2.35	6016.63	2105.82
C3=	6.69	0.522	4.10	7038.27	3673.98
C3	7.55	0.508	4.5	7937.83	4032.42
C4=	6.00	0.600	4.22	6310.52	3786.31
C4 net	8.50	0.584	5.58	8571.78	5005.92
Ess.10RVP	55.30	0.740	48.00	58161.94	43039.84
L.C.O	26.25	0.864	26.62	27608.51	23864.93
H.C.O	0.15	1.00	0.17	157.73	157.73
Coke	-	-	4.40	-	3942.81
charge	100	0.852	100	105175.30	89609.36

Tableau 1-13: "Bilan de T.C.C du gasoil lourd"

La conversion de la charge est de: 73.6 %

NO + 3CC = NORcl + 6 + 0.5 (92-91) = 97.5

5. Traitement du résidu:

$V = 491637.8 \text{ m}^3/\text{an}$, $P = 440114.16 \text{ T/an}$, $d = 0.8952 = 26.6 \text{ }^\circ\text{API}$

$K_{uop} = 11.85$

- T.C.C: Le NOcl d'arrivée est de 91.

Produit	% vol	d	% poids	volume(m3/an)	poids(T/an)
C2-	5.11	0.35	2.00	25149.40	8802.28
C3=	5.80	0.522	3.40	28666.43	14963.88
C3	6.00	0.508	3.40	29456.45	14963.88
C4=	4.94	0.600	3.32	24336.07	14601.64
C4 net	6.89	0.584	4.50	33923.00	19811.03
Ess.10RVP	46.90	0.740	38.60	229594.86	169900.20
L.C.O	25.50	0.887	25.27	125367.64	111227.75
H.C.O	12.00	1.00	13.40	58996.54	58996.54
Coke	-	-	6.11	-	26846.96
charge		0.8952	100	491637.81	440114.16

Tableau 1-14: "Bilan de T.C.C du résidu"

Conversion de la charge = 62.5 % vol

NOR + 3CC = 91+ 6+ 0.5 (92- 91)= 97.5

- Fluid coking: La quantité de H.C.O qui correspond à un fuel A.S.T.M n°6, est envoyée au fluid coking pour avoir des quantités en plus d'essence.

Le bilan de fluid coking est établi selon le tableau 1-15:

produit	%vol	d	%poids	volume (m3)	poids(T)
Fraction C3-	24.43	0.360	8.80	14416.50	5189.94
Fraction C4	2.20	0.600	1.32	1297.92	778.75
Fraction C5+	21.00	0.765	16.08	12389.27	9477.80
Distillat	60.00	0.930	55.80	35397.92	32930.68
coke	-	-	18.00	-	10169.37
Charge	100	1.00	100	58996.54	58996.54

Tableau 1-15: "bilan de F.c du H.C.O"

NOclair = 76.4

NOR + 0.4 % = 82.5

- **Fluid coking du distillat:** Le distillat obtenu a une densité supérieure à celle d'un Gasoil. Il est envoyé au fluid coking pour avoir des essences et du gasoil.

d = 20.6 °API

V = 35379.92 m³

P = 32930.68 T.

Le bilan de fluid coking est établi selon le tableau 1-16:

produit	%vol	d	%poids	volume (m3)	poids(T)
Fraction C3-	22.08	0.360	8.55	7816.44	2813.92
Fraction C4	1.70	0.600	1.09	601.75	361.00
Fraction C5+	17.00	0.755	13.08	6017.54	4543.24
gasoil	74.00	0.887	70.56	26193.99	23236.68
coke	-	-	6.00	-	32930.68
Charge	100	0.903	100	35397.29	32930.68

Tableau 1-15: "bilan de F.c du distillat"

Essence C_{5+} : - NOclair = 72.6
 - NOR + 0.4 % = 12.13

Distillat: $-K_{uop} = 12.13$

6. Traitement des essences du schéma de fabrication:

6.1 Butanisation des essences de fluid coking:

- Fluid coking du H.C.O: Le pourcentage molaire de butane à ajouter à l'essence pour ajuster sa TVR à 0.7 Kg/cm² est donné par:

$$X \cdot 10^4 \frac{d (T.V.V)_m - (T.V.R)_e}{M (T.V.V)_b - (T.V.V)_m} \quad (1-16)$$

Où $(TVR)_e$: est la TVR de l'essence

$(TVV)_b$: Tension de vapeur vraie de butane, $(TVV)_b = 4$

$(TVV)_m$: Tension de vapeur de mélange

$$X \cdot 10^4 \frac{0.765}{126} \frac{0.75 - 0.21}{4 - 0.75} = 10.1 \%$$

Nombre d' octane du mélange:

$(NO)_m$ avec pb = $\sum X_i NO_i = 0.1 \times 90.1 + 0.9 \times 82.5 = 83.7$ (0.4% PTE)

$(NO)_m$ sans pb = $\sum X_i NO_i = 0.1 \times 90.1 + 0.9 \times 76.4 = 77.2$

- Fluid coking du distillat:

$X = 10.1 \%$

$(NO)_m$ sans pb = $0.1 \times 90.1 + 0.9 \times 72.6 = 74.4$

$(NO)_m$ avec pb = $0.1 \times 90.1 + 0.9 \times 79 = 80.1$ (0.4% PTE)

6.2 Mélange des essences:

- Essence reforming du Kérosène- essence de cracking catalytique du résidu:

La densité de mélange est donnée par:

$$(d^{15}_4)_m = \frac{\sum M_i}{\sum V_i} = \frac{169900.20 + 80493.59}{229594.86 + 99651.90} = 0.761$$

Le nombre d'octane du mélange est donné par :

$$\begin{aligned} (NO)_m \text{ (sans pb)} &= \frac{\sum NO_i V_i}{V_t} = 91 \\ (NO)_m \text{ (avec pb)} &= 98.5 \frac{99651.90}{329246.76} \\ &+ 97.5 \frac{229594.86}{329246.76} = 97.8 \end{aligned}$$

La susceptibilité de mélange :

$$S = (97.8 - 91) / 0.792 = 8.6$$

Pour les essences supers, la quantité de pb désirée dans le mélange est de 0.6 %.

$$(NO + 0.6\%)_m = 91 + 0.6 \times 8.6 = 96.2 \quad (\text{méthode ASTM-CFR})$$

Comme $(NO)_m = \sum X_i NO_i$ sous estime le nombre d'octane réel du mélange, on peut supposer $(NO)_m = 97$, et donc avoir une essence super, $(TVR)_m = 0.7 \text{ Kg/cm}^2$

- Essence T.C.C du gasoil- Fluid coking du H.C.O :

La densité de mélange est donnée par :

$$d_m = \frac{43039.84 + 9477.80}{58161.94 + 12389.27} = 0.744$$

$$\begin{aligned} (NO)_m \text{ (avec pb)} &= 83.7 \frac{12389.27}{70551.21} \\ &+ 97.5 \frac{58161.94}{70551.21} = 95.10 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} (NO)_m \text{ (sans pb)} &= 77.2 \frac{12389.27}{70550.21} \\ &+ 91 \frac{58161.94}{70551.21} = 88.6 \end{aligned}$$

La quantité de pb dans le mélange est donnée par :

$$q = \frac{0.4 \times 12389.27 + 0.792 \times 58161.94}{7055.21} = 0.723$$

Susceptibilité: $S = (95.1 - 88.6) / 0.723 = 8.8$

Pour les essences normales, la quantité de pb désirée dans le mélange est de 0.5 %.

$$(NO + 0.5 \%)_n = 88.6 + 0.5 \times 8.8 = 93$$

d'où: l'essence obtenue est un essence normal, $(TVR)_n = 0.7 \text{ Kg/cm}^2$

- Essence de R.C de première distillation - fluid coking de distillat:

$$(d_4^{15})_n = \frac{467105.34 + 4543.24}{62599.70 + 6017.54} = 0.746$$

$$\begin{aligned} (NO)_n \text{ (sans pb)} &= 86 \frac{625991.70}{632009.24} \\ &+ 74.4 \frac{6017.54}{632009.24} = 85.9 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} (NO)_n \text{ (avec pb)} &= 96 \frac{625991.70}{632009.24} \\ &+ 80.6 \frac{6017.54}{632009.24} = 95.9 \end{aligned}$$

$$\text{Susceptibilité: } S = (95.9 - 85.9) / 0.79 = 12.6$$

$$(NO + 0.5\%)_n = 85.9 + 0.5 \times 12.6 = 92.2$$

D'où l'essence obtenu est une essence normale, $(TVR)_n = 0.7 \text{ Kg/cm}^2$

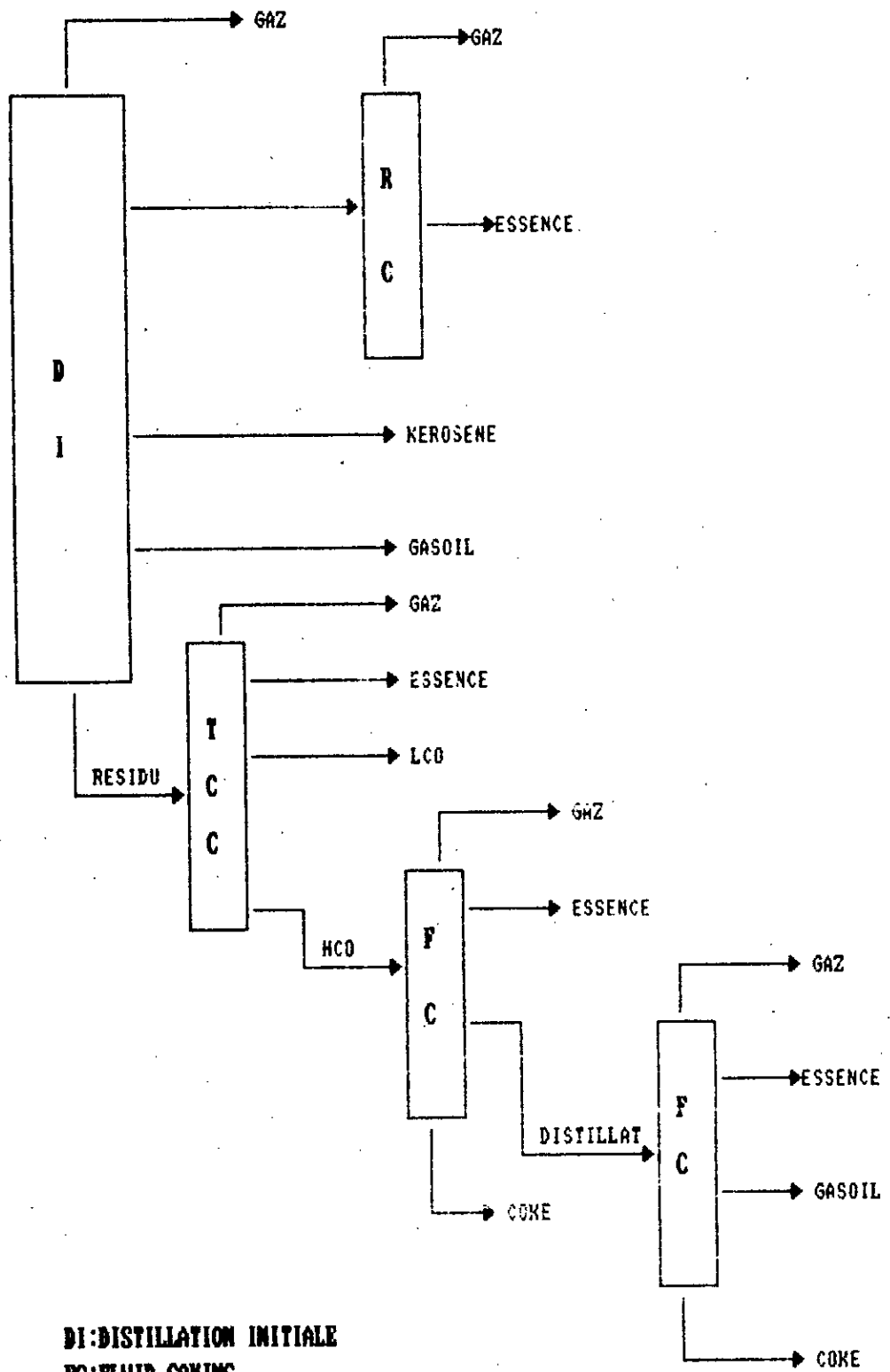
A. 2. Marche essence:

Cette marche a été réalisée de manière à obtenir le maximum du gasoil. Le schéma de fabrication de cette marche est établi selon la figure 1-15.

1. Distillation initiale:

$d = 0.7920$, $P = 1500 \text{ 000 T/an}$, $V = 1891642.20 \text{ m}^3/\text{an}$, Les résultats du bilan de découpage sont portés dans le tableau 1-17:

**FIG :1- 16 SCHEMA DE FABRICATION
MARCHE GASOIL**



**DI: DISTILLATION INITIALE
FC: FLUID CONING
TCC: CRACKING CATALYTIQUE**

produits	rendement(%vol)	volume(m3)	densité	poids(T)
Condensat	4.93	93257.96	0.5672	52895.92
Essence	33.82	639754.26	0.7200	460623.06
Kérosène	2.98	56371.00	0.7842	44206.14
Gasoil	35.67	674749.70	0.8260	557343.25
Résidu	22.60	427511.72	0.9004	384931.55
Charge	100.00	1891642.2	0.7929	1500000.00

TABLEAU 1-17: "Bilan de découpage du brut MEREKSEN marche-Gasoil"

2. Reforming des essences:

$d = 0.7200$, $P = 460623.06$ T, $V = 639754.26$ m³, $Kuop = 12.10$.

Le bilan de reforming est établi selon le tableau 1-18:

produits	d	%vol	vol(m3/an)	%poids	poids(T/an)
Reformat 10RVP	0.739	87.50	559784.98	89.82	413752.12
C4 extérieur	0.584	0.4	2559.02	0.32	1494.47
C4 ref. 10RVP	0.584	7.70	49261.08	6.25	28768.47
C4 dans 10RVP	0.584	8.10	51820.10	6.57	30262.94
Reformat C5+	0.755	79.40	507964.88	83.25	383489.18
C4	0.584	7.70	49261.08	6.25	28768.47
C3	0.508	6.66	42616.69	4.70	21649.28
C2	0.374	5.97	38179.97	3.10	14279.31
C1	0.300	4.08	26101.97	1.70	7830.59
H2	-	-	-	1.00	4606.23
Charge	0.7200	100	639754.26	100	460623.06

TABLEAU 1-18: "Bilan de R-C des essences"

NoRclair = 86

NOR + 3 CC = 96

3. Valorisation du résidu:

-T.C.C:

$d = 0.9004 = 25.6 \text{ } ^\circ\text{API}$, $K_{uop} = 11.8$

Le NO d'arrivée est de 91. Le bilan de cracking catalytique du résidu est obtenu selon le tableau 1-19:

Produit	% vol	d	% poids	volume(m ³ /an)	poids(T/an)
C2-	5.00	0.35	1.95	21496.17	7506.16
C3=	5.60	0.522	3.25	23966.03	12510.27
C3	5.76	0.508	3.25	24626.52	12510.27
C4=	4.75	0.600	3.16	20306.80	12184.08
C4 net	6.75	0.584	4.38	28857.04	16852.51
Ess.10RVP	45.70	0.740	41.94	195372.85	144575.90
L.C.O	24.50	0.887	24.14	104740.37	92937.41
H.C.O	14.00	1.00	16.11	61989.20	61989.20
Coke	-	-	6.20	-	23865.75
charge		0.9004	100	427511.72	384931.55

Tableau 1-19: "Bilan de T.C.C du résidu"

Conversion de la charge est égale à 61 % vol.

$$NO + 3CC = NORcl + 6 + 0.5 (92 - NORcl) = 97.5$$

- F.C. du H.C.O : La quantité de H.C.O est envoyée au fluid coking pour avoir des quantités en plus d'essence et de gasoil.

$$d = 10^\circ\text{API}, V = 61989.20 \text{ m}^3, P = 61989.20 \text{ T}$$

Le bilan du fluid coking est établi selon le tableau 1-20:

produit	%vol	d	%poids	volume (m3)	poids(T)
Fraction C3-	24.43	0.360	8.80	15147.77	5453.20
Fraction C4	2.20	0.600	1.32	1363.76	818.25
Essence C5+	21.00	0.755	16.06	13017.73	9958.56
Distillat	60.00	0.930	55.82	37193.52	34601.13
coke	-	-	18.00	-	11158.06
Charge	100	1.00	100	61989.20	61989.20

Tableau 1-20 "bilan de F.c du H.C.O "

$$K_{uop} \text{ (distillat)} = 11.35$$

$$\text{NORcl (essence } C_{3+}) = 76.4$$

$$\text{NOR} + 0.4 \text{ essence } C_{5+} = 82.5$$

- **F.C. de distillat:** Le distillat obtenu a une densité supérieure à celle d'un gasoil. Il est donc envoyé au fluid coking pour avoir du gasoil.

$$d = 20.6^\circ\text{API}, V = 37193.52 \text{ m}^3, P = 34601.13 \text{ T}$$

Le bilan de fluid coking est établi selon le tableau 1-21:

produit	%vol	d	%poids	volume (m3)	poids(T)
Fraction C3-	22.07	0.360	8.54	8211.50	2956.14
Fraction C4	1.70	0.600	1.09	632.28	379.37
Essence C5+	17.00	0.755	13.80	6322.84	4773.78
Distillat	74.00	0.887	70.57	27523.20	24415.84
coke	-	-	6.00	-	2076.00
Charge	100	0.930	100	34601.13	37193.52

Tableau 1-21 "bilan de F.C du distillat"

$$K_{uop} = 12.13$$

$$\text{NORcl (essence } C_{3+}) = 72.60$$

$$\text{NOR} + 0.4 \% = 79$$

4 - Traitement des essences du schéma de fabrication :

4-1 Butanisation des essences issues des fluid coking:

- Fluid coking du H.C.O:

Le pourcentage molaire de butane à ajouter pour avoir une $(TVR)_m = 0.7 \text{ Kg/m}^3$ est:

$$X = 10^4 \frac{0.765}{126} \frac{0.765-0.21}{4-0.75} = 10.1\%$$

Nombre d'octane du mélange :

$$(NO)_m \text{ sans pb} = \sum X_i NO_i = 0.1 \times 90.1 + 0.9 \times 76.4 = 77.8$$

$$(NO)_m \text{ avec pb} = 0.1 \times 90.1 + 0.9 \times 82.5 = 83.3 \quad (0.4\% \text{ de PTE})$$

- Fluid coking du distillat de F.C:

$$X = 10.1 \%$$

$$(NO)_m \text{ (sans pb)} = 0.1 \times 90.1 + 0.9 \times 72.6 = 74.4$$

$$(NO)_m \text{ (avec pb)} = 0.1 \times 90.1 + 0.9 \times 79 = 80.1 \quad (0.4\% \text{ de PTE})$$

4-2 Mélange des essences:

- Essence de T.C.C- essence butanisé de fluid coking du H.C.O:

$$(d_4^{15})_m = \frac{\sum M_i}{\sum V_i} = 0.742$$

$$(NO)_m \text{ (sans pb)} = \frac{\sum NO_i V_i}{V_t} = 90.2$$

$$(NO)_m \text{ (avec pb)} = \frac{\sum NO_i V_i}{V_t} = 96.6$$

La quantité de plomb dans le mélange :

On a : 3 CC/gal de PTE correspond à : $3 \times 0.264 = 0.792 \%$.

(pour 1m^3 on a 0.792 L de PTE)

Pour le mélange on a donc:

$$(0.4 \times 13017.73 + 0.792 \times 195372.95) / 208390.58 = 0.77 \%$$

Susceptibilité du mélange: $S = (96.6 - 90.2) / 0.77 = 8.30$

$$(NO + 0.6\%)_m = 90.2 + 0.6 \times 8.30 = 95.20 \quad (\text{méthode ASTM-CFR})$$

Comme la relation $(NO)_m = \sum X_i NO_i$ sous estime le nombre d'octane réel du mélange, on peut supposer avoir un $(NO)_m = 97$

et donc on a un essence super, $(TVR)_m = 0.7 \text{ Kg/cm}^3$.

- Essence de reforming catalytique de première distillation -
essence de fluid cocking du distillat:

$$(\alpha_4^{15})_m = \frac{\sum M_i}{\sum V_i} = 0.739$$

$$(NO)_m \text{ (sans pb)} = \frac{\sum NO_i V_i}{V_t} = 85.9$$

$$(NO)_m \text{ (avec pb)} = \frac{\sum NO_i V_i}{V_t} = 95.8$$

Quantité de pb dans le mélange:

$$q = (0.4 \times 6322.89 + 0.792 \times 559784.98) / 566107.87 = 0.79$$

$$\text{Susceptibilité : } S = (95.8 - 85.9) / 0.79 = 12.5$$

Quantité de plomb désirée dans le mélange: 0.5 %. (spécification limitée pour une essence normale).

$$(NO + 0.5\%)_m = 85.9 + 0.5 \times 12.5 = 92.1$$

(TVR)_m = 0.7 Kg /cm², donc on a une essence normale.

B. Pétrole brut HRS 162 :

B.1. Marche essence: La marche a été réalisée de manière à obtenir le maximum d'essence. Le schéma de fabrication de cette marche est établi selon la figure 1-16.

1. Distillation initiale:

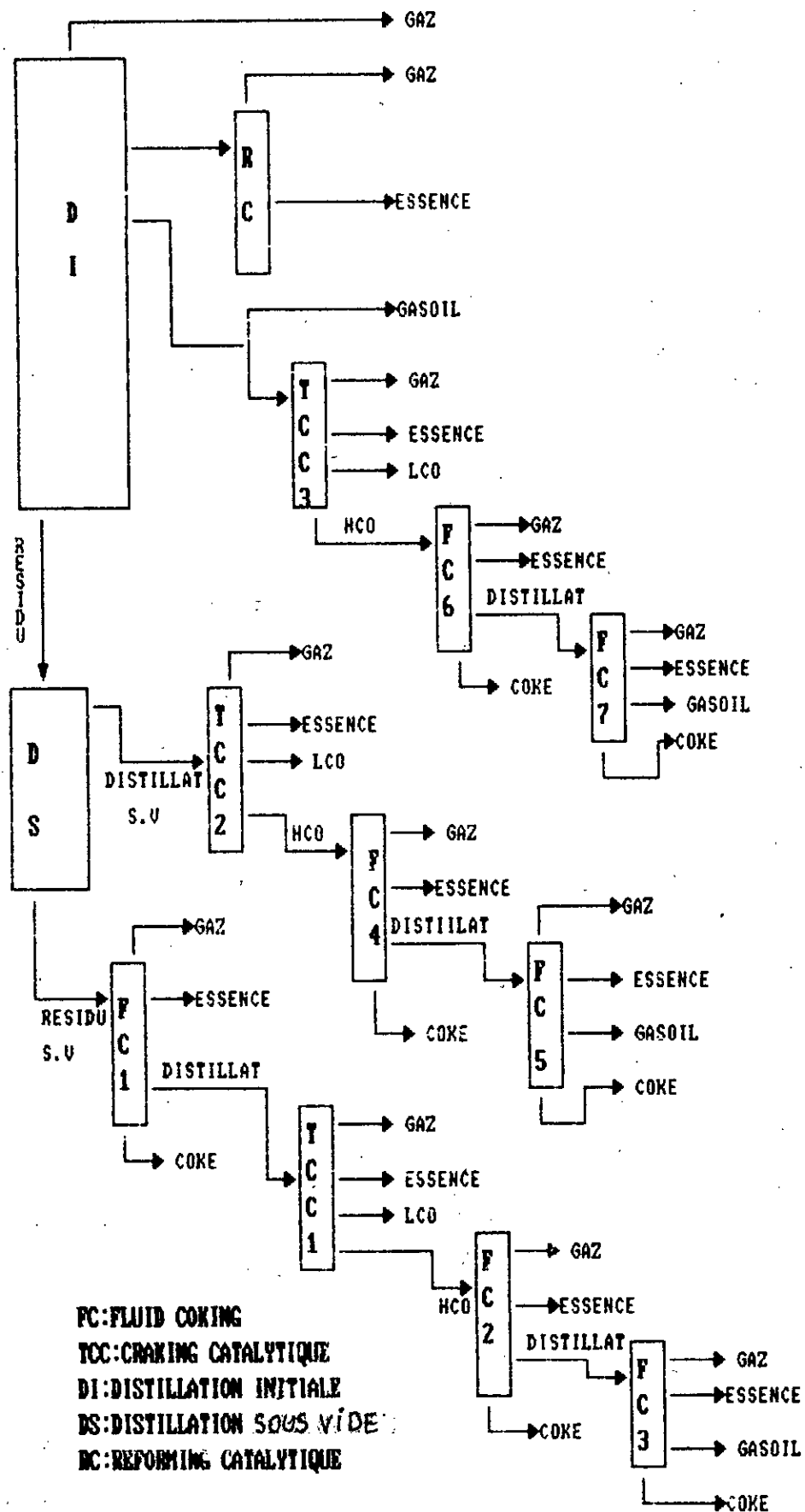
Caractéristiques du brut: - débit massique : P = 1000 000 T /an

- La densité : d = 0.8465

- Débit volumique: V = 1181334.9 m³ /an

Le bilan matière du découpage est obtenu selon le tableau 1-22:

FIG: 1-15 SCHEMA DE FABRICATION: MARCHE ESSENCE



produits	rendement(%vol)	volume(m3)	densité	poids(T)
Condensat	5.80	68517.42	0.5850	40083.00
Essence	22.50	265800.35	0.7440	197755.00
Gasoil	28.20	333136.44	0.8220	273700.00
Résidu	43.50	513880.68	0.9500	488500.00
Charge	100.00	1181334.90	0.8465	1000000

TABLEAU 1-22: "Bilan de découpage du brut HRS 162 marche-essence"

2. Reforming des essences de première distillation :

Les essences de première distillation sont envoyées au reforming pour qu'elles puissent répondre aux spécifications.

- La densité $d = 0.744$
- La charge $P = 197755.46$ T/an
- Débit volumique : $V = 265800.35$ m³/an

Le bilan de reforming est établi selon le tableau 1-23:

produits	d	%vol	vol(m3/an)	%poids	poids(T/an)
Reformat 10RVP	0.757	91.0	241878.32	92.60	183217.25
C4 extérieur	0.584	2.10	5581.81	1.65	3259.78
C4 ref. 10RVP	0.584	6.45	17144.12	5.06	10012.17
C4 dans 10RVP	0.584	8.55	22725.93	6.71	13271.94
Reformat C5+	0.775	82.45	219152.39	85.90	169945.31
C4	0.584	6.45	17144.12	5.06	10012.17
C3	0.508	6.00	15960.57	4.10	8107.97
C2	0.374	5.07	13483.32	2.55	5042.76
C1	0.300	3.35	8899.00	1.35	2669.70
H2	-	-	-	1.00	1977.55
Charge	0.744	100	265800.35	100	197755.46

TABLEAU 1-23: "Bilan de R-C d'essence"

- $K_{uop} = 11.95$
- $NOR_{cl} = 89$
- $NOR + 3cc = 97.5$

3. Valorisation du résidu: Le résidu est traité de manière à obtenir le maximum d'essence.

$P = 488500$ T/an, $V = 513880.68$ m³/ an, $d = 0.95$.

- Distillation sous vide:

Bilan de la distillation sous vide du résidu atmosphérique:

Produits	d	% vol	volume (m3)	%poids	poids (T)
Distillat.s.v	0.876	31.03	159480.21	28.60	139704.66
Résidu.s.v	0.984	68.97	354400.48	71.40	348730.07
Charge	0.950	100	513880.69	100	488500.00

Tableau 1-24 "Bilan de la distillation sous vide du résidu"

- Caractéristiques des produits:

Distillat sous vide (s.v): coupe 56.5 - 70 % vol

$$K_{uop} = 12.1$$

Résidu sous vide : coupe 70 - 100 % vol

$$K_{uop} = 11.4$$

- Fluid cocking FC1:

P = 348730.07 T/an, V = 354400.48 m³/an, d = 0.984

Le bilan du fluid cocking est établi selon le tableau 1-25:

produit	%vol	d	%poids	volume (m3)	poids(T)
Fraction C3-	25.55	0.360	9.35	90614.25	32621.13
Fraction C4	2.00	0.600	1.22	7088.01	4252.81
Essence C5+	21.00	0.765	16.33	74424.10	56934.44
Distillat	61.50	0.930	57.50	217956.30	200519.80
coke	-	-	15.60	-	54401.89
Charge	100	0.984	100	354400.48	348730.07

Tableau 1-25 "bilan du F.C 1 "

- Caractéristiques : NOR = 74.5, NOR + 0.4 %° = 81

$$k_{uop} = 11.49$$

-T.C.C.1: Le distillat obtenu est envoyé au cracking catalytique.

d = 0.920 , P= 200519.80 T /an, V= 217956.30 m³ /an

Le bilan du T.C.C.1 est établi selon le tableau 1-26:

Produit	% vol	d	% poids	volume(m ³ /an)	poids(T/an)
C2-	4.48	0.370	1.80	9755.03	3609.36
C3=	5.20	0.522	2.95	11332.05	5915.33
C3	4.98	0.508	2.75	10854.90	5514.29
C4=	4.20	0.600	2.74	9154.16	5492.50
C4 net	6.10	0.584	3.87	13295.33	7764.47
Ess.10RVP	40.80	0.740	32.82	88926.17	65805.37
L.C.O.	21.60	0.894	20.98	47078.56	42077.78
H.C.O	24.00	1.00	26.09	52308.50	52308.51
Coke	-	-	6.00	-	12031.19
charge		0.920	100	217956.30	200519.80

Tableau 1-26: "Bilan du T.C.C 1 "

La conversion de la charge est égale à 54.4 % vol

$$\text{NOR} = 91, \quad \text{NOR} + 3 \text{ cc} = 97.5, \quad K_{uop} = 11.5$$

$$\text{- F.C.2: } P = 52309.51 \text{ T /an, } V = 52309.51 \text{ m}^3/\text{an, } d = 10 \text{ }^\circ\text{API}$$

produit	%vol	d	%poids	volume (m ³)	P (T)
Fraction C3-	23.45	0.360	8.44	12268.03	4416.49
Fraction C4	2.20	0.600	1.32	1150.81	690.49
Essence C5+	21.00	0.765	16.06	10985.00	8403.53
Distillat	60.40	0.930	56.17	31594.94	29383.29
coke	-	-	18.00	-	9415.71
Charge	100	1.000	100	52309.51	52309.51

Tableau 1-27 "bilan du F.C 2 "

Caractéristiques: $K_{uop} = 11.34$, $\text{NOR} = 76.4$, $\text{NOR} + 0.4 \text{ }^\circ = 82.5$

- F.C.3:

produit	%vol	d	%poids	volume (m3)	poids(T)
Fraction C3-	19.27	0.360	7.46	6089.00	2192.04
Fraction C4	1.30	0.600	0.84	410.73	246.44
Essence C5+	21.00	0.765	17.27	6634.94	5075.73
Distillat	71.00	0.857	65.43	22432.40	19234.58
coke	-	-	9.00	-	2644.50
Charge	100	0.930	100	31594.94	29383.29

Tableau 1-28 "bilan du F.C 3 "

Caractéristiques:

NOR = 68.10, NOR + 0.4 % = 76, $K_{uop} = 12.35$

- **Traitement du distillat sous vide (T.C.C.2):** Le distillat sous vide est valorisé à l'aide d'un cracking catalytique.

Produit	% vol	d	% poids	volume(m3/an)	poids(T/an)
C2-	5.21	0.370	2.20	8306.76	3073.50
C3=	6.29	0.522	3.75	10036.24	5238.92
C3	6.73	0.508	3.90	10725.35	5448.48
C4=	5.45	0.600	3.73	8615.67	5215.00
C4 net	7.50	0.584	5.00	11961.02	6985.23
Ess.10RVP	51.30	0.740	43.33	81813.35	60541.08
L.C.O	27.20	0.881	27.36	43378.12	38222.12
H.C.O	4.40	1.00	5.02	7017.13	7017.13
Coke	-	-	5.70	-	7963.20
charge	100	0.786	100	159480.21	139704.66

Tableau 1-29: "Bilan du T.C.C 2 "

Conversion de la charge : 68.4 % vol

NOR = 91, NOR + 3cc = 97.5

- F.C.4: Le bilan de fluid coking 4 est donné dans le tableau ci-dessous:

produit	%vol	d	%poids	volume (m3)	poids(T)
Fraction C3-	24.49	0.360	8.80	1718.22	618.56
Fraction C4	2.20	0.600	1.32	154.38	92.63
Essence C5+	21.00	0.765	16.08	1473.60	1127.30
Distillat	60.00	0.930	55.80	4210.28	3915.56
coke	-	-	18.00	-	1263.08
Charge	100	1.000	100	7017.13	7017.13

Tableau 1-30 "bilan du F.C 4 "

Caractéristiques: -Essence (C5+): NOR = 76.4, NOR + 0.4 % = 82.5

-Distillat : $K_{uop} = 11.35$

- Fluid coking (F.C.5):

Le bilan de fluid coking 5 est établi selon le tableau 1-31:

produit	%vol	d	%poids	volume (m3)	poids(T)
Fraction C3-	19.71	0.360	7.63	829.97	298.79
Fraction C4	1.30	0.600	0.83	54.34	32.60
Essence C5+	21.00	0.765	16.71	884.16	659.28
Distillat	71.00	0.857	65.43	2989.30	2561.83
coke	-	-	9.40	-	368.06
Charge	100	0.930	100	4210.28	3915.65

Tableau 1-31: "bilan du F.C 5 "

Caractéristiques: -Essence (C5+): NOR = 68.1, NOR + 0.4 % = 76

-Distillat : $K_{uop} = 12.4$

4- Cracking du gasoil:

Le gasoil lourd est envoyé au cracking catalytique.

- T.C.C.3:

$d = 0.873$, $P = 33007.92$ T/an, $V = 37802.72$ m³ /an

Le NORcl voulu est de 91; la conversion de la charge est de
66.4 % vol, $K_{uop} = 11.9$

Le bilan de cracking catalytique (T C.C.3) est obtenu selon le tableau 1-32:

Produit	% vol	d	% poids	volume(m3/an)	poids(T/an)
C2-	4.96	0.370	2.10	1873.43	693.17
C3=	6.02	0.522	3.60	2276.42	1188.29
C3.	6.45	0.508	3.75	2436.61	1237.80
C4=	5.25	0.600	3.61	1984.64	1190.69
C4 net	7.30	0.584	4.88	2759.60	1611.61
Ess.10RVP	49.80	0.740	42.21	18825.76	13931.06
L.C.O	28.80	0.881	29.06	10887.18	9591.25
H.C.O	4.80	1.00	5.50	1814.53	1814.53
Coke	-	-	5.30	-	1749.42
charge	100	0.873	100	37802.72	33007.92

Tableau 1-32: "Bilan du T.C.C 3 "

Caractéristiques :-Essence 10 RVP: NOR = 91, NOR + 3cc = 97.5

- Fluid coking (F.C.6):

produit	%vol	d	%poids	volume (m3)	poids(T)
Fraction C3-	24.49	0.360	8.80	494.29	159.65
Fraction C4	2.20	0.600	1.32	39.91	23.95
Essence C5+	21.00	0.765	16.08	380.97	291.72
Distillat	60.00	0.930	55.80	1088.49	1012.30
coke	-	-	18.00	-	362.55
Charge	100	1.000	100	1814.15	1814.15

Tableau 1-33 "bilan du F.C 6 "

Caractéristiques: -Essence (C5+): NOR = 76.4, NOR + 0.4 %. = 82.5

-Distillat : $K_{uop} = 11.35$

- Fluid coking (F.C.7): Le bilan de fluid coking F.C.7 est établi selon le tableau 1-34:

produit	%vol	d	%poids	volume (m3)	poids(T)
Fraction C3-	19.71	0.360	7.63	214.54	77.23
Fraction C4	1.30	0.600	0.83	14.15	8.40
Essence C5+	21.00	0.765	16.71	228.58	169.16
Gasoil	71.00	0.857	65.43	772.83	662.35
coke	-	-	9.40	-	95.16
Charge	100	0.930	100	1088.49	1012.30

Tableau 1-34 "bilan du F.C 7 "

Caractéristiques: - Essence (C₅): NOR = 68.1, NOR + 0.4 %. = 82.5

- Gasoil : $K_{uop} = 11.35$

4. Traitement des essences du schéma de fabrication:**4.1. Butanisation des essences des fluid cokings:****- Fluid coking du résidu sous vide (F.C.1):**

La fraction molaire (%) de butane à ajouter pour ajuster la TVR de l'essence à 0.7 Kg /cm² est donnée par la formule (1-16).

$$X = 10^4 \frac{0.765}{128} \frac{0.75-0.21}{4-0.75} = 9.9\%$$

Nombre d'octane du mélange:

$$(NO)_0 \text{ sans pb} = \sum X_i NO_i = 0.1 \times 90.1 + 0.9 \times 74.5 = 76.1$$

$$(NO)_0 \text{ avec pb} = 0.1 \times 90.1 + 0.9 \times 81 = 81.9, \quad (0.4 \% \text{ de PTE})$$

- Fluid coking du distillat (F.C.3):

$$X = 9.9 \%$$

$$(NO)_0 \text{ sans pb} = 0.1 \times 90.1 + 0.9 \times 68.1 = 70.3$$

$$(NO)_0 \text{ avec pb} = 0.1 \times 90.1 + 0.9 \times 76 = 77.4, \quad (0.4 \% \text{ PTE})$$

- Fluid coking du H.C.O. (F.C.4):

$$X = 9.9 \%$$

$$(NO)_0 \text{ sans pb} = 0.1 \times 90.1 + 0.9 \times 68.1 = 70.3$$

$$(NO)_0 \text{ avec pb} = 0.1 \times 90.1 + 0.9 \times 76 = 77.4, \quad (0.4 \% \text{ de PTE})$$

- Fluid coking (F.C.6):

$$X = 9.9 \%$$

$$(NO)_0 \text{ sans pb} = 0.1 \times 90.1 + 0.9 \times 76.4 = 77.8$$

$$(NO)_0 \text{ avec pb} = 0.1 \times 90.1 + 0.9 \times 82.5 = 83.3, \quad (0.4 \% \text{ de PTE})$$

- Fluid coking (F.C.7):

$$X = 9.9 \%$$

$$(NO)_0 \text{ sans pb} = 0.1 \times 90.1 + 0.9 \times 68.1 = 70.3$$

$$(NO)_0 \text{ avec pb} = 0.1 \times 90.1 + 0.9 \times 76 = 77.4, \quad (0.4 \% \text{ PTE})$$

- Fluid coking (F.C.2): X = 9.9 %

$$(NO)_0 \text{ sans pb} = 0.1 \times 90.1 + 0.9 \times 76.4 = 77.8$$

$$(NO)_0 \text{ avec pb} = 0.1 \times 90.1 + 0.9 \times 82.5 = 83.3, \quad (0.4 \% \text{ de PTE})$$

4-2- Mélange des essences:

- Essence T.C.C.2 - F.C.2 - F.C.4 - F.C.6:

La densité du mélange est donnée par :

$$(d_4^{15})_m = \frac{\sum \text{poids}}{\sum \text{volumes}}$$

$$(d_4^{15})_m = \frac{60541.08+8403.53+1127.30+291.72}{81813.35+10985+1473.60+380.97} = 0.743$$

Le nombre d'octane du mélange est donné par :

$$(NO)_m \text{ (sans pb)} = \frac{\sum NO_i V_i}{V_c}$$

$$(NO)_m \text{ (sans pb)} = \frac{91 \times 81813.35 + 77.8 \times (10985 + 1473.60 + 380.97)}{94652.92}$$

$$(no)_m \text{ (sans pb)} = 89.2$$

$$(no)_m \text{ (avec pb)} = 95.6$$

$$q = \frac{0.792 \times 81813.35 + 0.4 \times (10985 + 1473.60 + 380.97)}{94652.92}$$

$$q = 0.74\%$$

La susceptibilité du mélange : $S = (95.6 - 89.2) / 0.74 = 8.6$

Pour les essences super, la quantité de plomb désirée dans le mélange est de 0.6 %.

$$(NO + 0.6 \%)_m = 89.2 + 0.6 \times 8.6 = 94.4$$

Comme $(NO)_m = \sum X_i NO_i$ sous estime le nombre d'octane réel du mélange, on peut supposer que le nombre d'octane réel du mélange est de 97, donc on a une essence super.

$$(TVR)_m = 0.7 \text{ Kg /cm}^3$$

- Essence R.C - T.C.C.1 - F.C.3 - F.C.1:

La densité du mélange est : $d_m = 0.755$

Le nombre d'octane du mélange :

$(NO)_m$ sans pb = 86.5

$(NO)_m$ avec pb = 94.2

La quantité de plomb dans le mélange : $q = 0.71$

La susceptibilité: $S = (94.2 - 86.5) / 0.71 = 10.8$

pour les essences normales, la quantité de plomb maximal désirée est de 0.5%.

$(NO + 0.5 \%)_m = 86.5 + 0.5 \times 10.8 = 91.9$

d'où : l'essence obtenue est une essence normale.

$(TVR)_m = 0.7 \text{ Kg} / \text{cm}^3$

- Essence de T.C.C.3 - F.C.5 - F.C.7:

La densité du mélange $d_m = 0.74$

$(NO)_m$ sans pb = 89.7, $(NO)_m$ avec pb = 96.3

La susceptibilité $S = (96.3 - 89.7) / 0.77 = 8.6$

$(NO + 0.6 \%)_m = 89.7 + 0.6 \times 8.6 = 94.9$

D'où, on peut supposer que le nombre d'octane réel du mélange est:

$(NO)_m = 97$, et donc on a une essence super.

$(TVR)_m = 0.7 \text{ Kg} / \text{cm}^3$.

B.2. Marche gasoil:

Le schéma de fabrication qui permet d'obtenir le maximum de gasoil est établi selon la figure 1-17.

1. Distillation initiale:

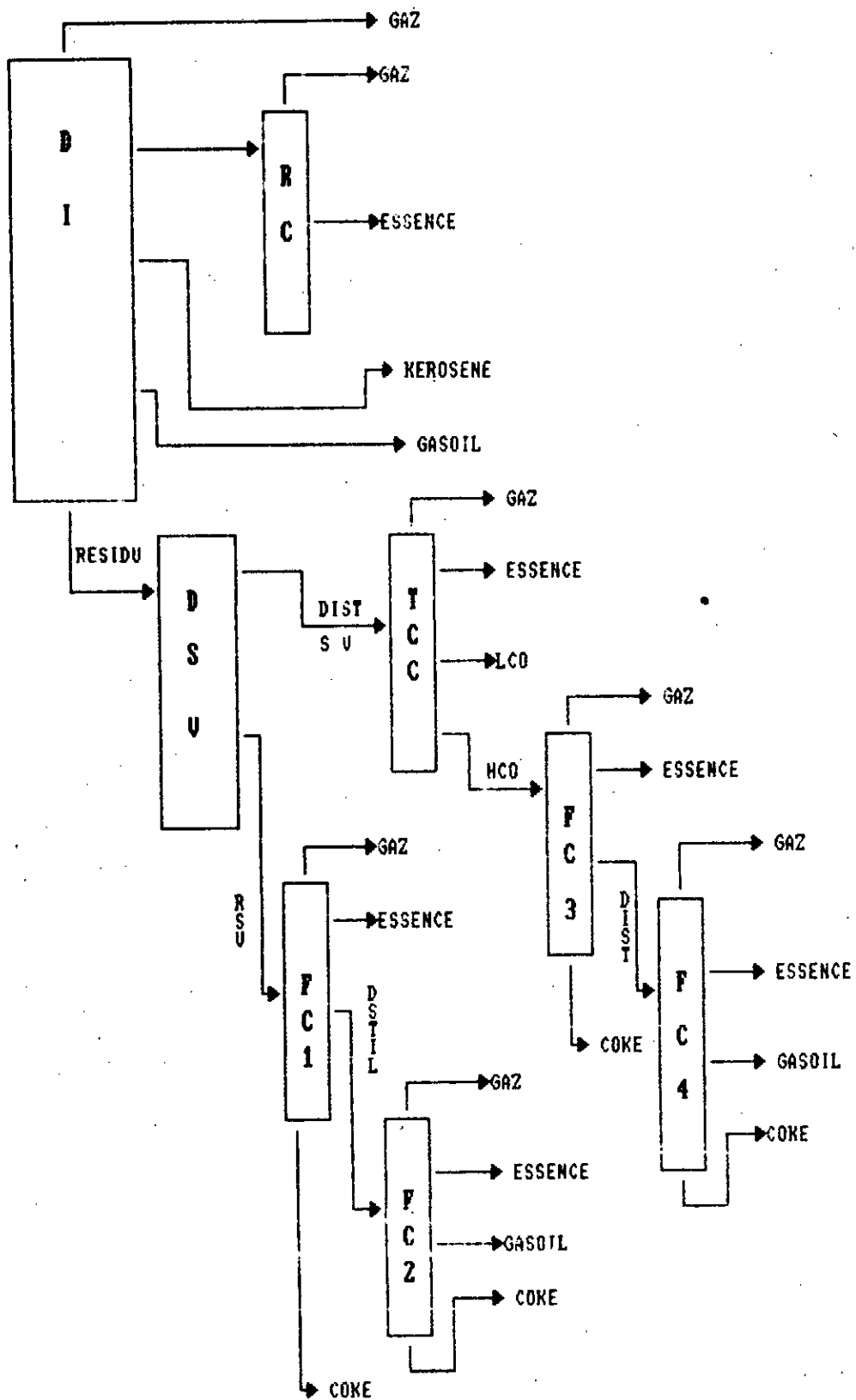
Caractéristiques du brut: - Débit massique $P = 1000 \text{ 000 T/an}$

- Masse volumique = 0.8465 T/m^3

- Débit volumique $V = 1181334.9 \text{ m}^3/\text{an}$

Le bilan de matière du découpage est obtenu selon le tableau 1-35:

FIG :1-17: SCHEMA DE FABRICATION:MARCHE GASOIL



produits	rendement(%vol)	volume(m3)	densité	poids(T)
Condensat	5.80	68517.42	0.585	40083.00
Essence	14.70	173656.23	0.728	126421.74
Kérosène	2.00	23626.70	0.766	18098.05
Gasoil	34.50	407560.54	0.815	332161.84
Résidu	43.00	507974.01	0.951	483083.28
Charge	100.00	1181334.9	0.8465	1000000.00

TABLEAU 1-35: "Bilan du découpage du brut HRS 162 marche Gasoil"

2. Reforming des essences de première distillation:

Le NO de l'essence de première distillation étant faible, et ne peut être améliorée par mélange de l'essence il est donc nécessaire d'envoyer cette essence au reforming catalytique. Le bilan de reforming catalytique de l'essence de première distillation est établi selon le tableau 1-36:

produits	d	%vol	vol(m3/an)	%poids	poids(T/an)
Reformat 10RVP	0.742	90.0	156290.61	91.67	115894.69
C4 extérieur	0.584	1.40	2431.19	1.12	1419.81
C4 ref. 10RVP	0.584	6.80	11808.62	5.45	6896.23
C4 dans 10RVP	0.584	8.20	14239.81	6.58	8316.05
Reformat C5+	0.757	81.80	142050.80	85.10	107578.64
C4	0.584	6.80	11808.62	5.45	6896.24
C3	0.508	6.16	10701.04	4.30	5436.13
C2	0.374	5.26	9126.71	2.70	3413.39
C1	0.300	3.52	6110.40	1.45	1833.12
H2	-	-	-	1.00	1264.22
Charge	0.728	100	173656.23	100	126421.74

TABLEAU 1-36: "Bilan du R-C de l'essence"

Caractéristiques du reformat 10 RVP: $K_{uop} = 12$

NOR = 88, NOR + 3cc = 97

3. Valorisation du résidu:

Le résidu est traité de manière à obtenir le maximum de gasoil.

- Distillation sous vide:

Le Bilan de la distillation sous vide de résidu atmosphérique est donné dans le tableau ci-dessous:

Produits	d	% vol	volume (m3)	%poids	poids (T)
Distillat.s.v	0.898	47.90	243359.55	45.23	218500.10
Résidu.s.v	1.000	52.10	264654.46	54.77	264654.46
Charge	0.951	100	507974.00	100	483083.28

Tableau 1-37 "Bilan de la distillation sous vide du résidu"

- Fluid coking F.C.1:

Le bilan de fluid coking F.C.1 du résidu sous vide est donné dans le tableau 1-38:

produit	%vol	d	%poids	volume (m3)	poids(T)
Fraction C3-	24.50	0.360	8.80	64840.39	23329.31
Fraction C4	2.20	0.600	1.32	5822.40	3493.44
Essence C5+	21.00	0.765	16.07	55577.47	42516.76
Distillat	60.00	0.930	55.80	158792.78	147677.29
coke	-	-	18.00	-	47637.84
Charge	100	1.000	100	264654.46	264654.46

Tableau 1-38 "bilan du F.C 1"

Caractéristiques: -Essence (C₅₊) : NOR = 76.4

NOR + 0.4 % = 82.5

-Distillat: K_{uop} = 11.4

- Fluid coking F.C.2:

Le bilan de fluid coking F.C.2 est établi selon le tableau 1-39:

produits	%vol	d	%poids	volume (m3)	poids(T)
Fraction C3-	19.27	0.360	7.46	30599.37	11016.73
Fraction C4	1.30	0.600	0.84	2064.31	2130.44
Essence C5+	21.00	0.765	17.27	33346.48	25503.87
Distillat	71.00	0.857	65.43	112742.87	96625.21
coke	-	-	9.00	-	13290.96
Charge	100	0.930	100	158792.78	147677.29

Tableau 1-39 "bilan du F.C 2"

- Essence (C₅₊): NOR = 68.10, NOR + 0.4 % = 76

- Distillat: K_{uop} = 12.40

- Traitement du distillat sous vide TCC :

Le distillat sous vide est valorisé à l'aide d'un cracking catalytique.

P = 281500.10 T

V = 243319.55 m³

d = 0.898

Conversion de la charge: 63.1 % vol

Le bilan de T.C.C est établi selon le tableau 1-40:

produits	d	%vol	vol(m3/an)	%poids	poids(T/an)
C2-	0.370	4.85	11810.81	2.00	4370.00
C3=	0.522	5.94	1441.09	3.45	7538.25
C3	0.508	6.10	14839.07	3.45	7538.25
C4=	0.600	5.00	12165.98	3.34	7299.59
C4 net	0.584	7.00	17032.37	4.55	9946.90
Essence10RVP	0.740	47.30	115090.15	38.98	85166.71
L.C.O	0.881	24.70	60099.93	24.24	52971.40
H.C.O	1	12.20	29684.99	13.59	29684.99
Coke	-	-	-	6.40	13984.01
Charge	0.898	100.00	243319.55	100	218500.10

TABLEAU 1-40: "Bilan de T.C.C du distillat sous vide"

NOR = 91

NOR + 3 cc = 97.50

Kuop = 11.95

Fluid coking F.C.3

d = 10° API

V = 29684.99 m³

P = 29684.99 T

Le bilan du fluid coking 3 est établi selon le tableau 1-41:

produit	%vol	d	%poids	volume (m3)	poids(T)
Fraction C3-	24.5	0.360	8.82	7272.82	2618.22
Fraction C4	2.20	0.600	1.32	653.07	391.84
Essence C5+	21.00	0.765	16.07	6233.85	4768.90
Distillat	60.00	0.93	55.80	17811.00	16564.23
coke	-	-	18.00	-	5343.30
Charge	100	1.00	100	29684.99	29684.99

Tableau 1-41 "bilan du F.C 3"

Caractéristiques:

- Essence (C₅₊):
 NORcl = 76.4
 NOR + 0.4 % = 82.5
- Distillat: Kuop = 11.35
- Fluid coking FC4:

produit	%vol	d	%poids	volume (m3)	poids(T)
Fraction C3-	19.27	0.360	7.46	3432.56	1235.72
Fraction C4	1.30	0.600	0.84	231.54	138.93
Essence C5+	21.00	0.765	17.27	3740.31	2861.34
Distillat	71.00	0.857	65.43	12645.81	10837.46
coke	-	-	9.00	-	1490.78
Charge	100	0.93	100	17811.00	16564.23

Tableau 1-42 "bilan du F.C 4"

Caractéristiques:

- Essence C₅₊: NORcl = 68.1
 NOR + 3 cc = 76
- Distillat: Kuop = 12.4

4. Traitement des essences:**4.1 Butanisation des essences de fluid coking:****- Fluid coking FC1:**

Le pourcentage molaire du butane à ajouter à l'essence pour relever sa TVR à 0.7 Kg/cm² est donné par:

$$X = 10^4 \frac{0.765}{128} \frac{0.75-0.21}{4-0.75} = 9.9\%$$

Nombre d'octane du mélange:

$$(NO)_m \text{ sans pb} = 0.1 \times 90.1 + 0.9 \times 76.4 = 77.8$$

$$(NO)_m \text{ avec pb} = 0.1 \times 90.1 + 0.9 \times 82.5 = 83.3, \quad (0.4 \% \text{ PTE})$$

- Fluid coking FC2:

Même procédure, étant donné la même densité de l'essence.

$d = 0.765$, on obtient la fraction: $X = 9.9 \%$

Nombre d'octane du mélange:

$$(NO)_m = 0.1 \times 90.1 \times + 0.9 \times 76 = 77.4 \quad (0.4 \% \text{ PTE})$$

$$(NO)_m = 0.1 \times 90.1 + 0.9 \times 68.1 = 70.3 \quad (\text{Sans pb})$$

- Fluid coking FC3:

$$X = 9.9 \%$$

$$(NO)_m = 83.3 \quad (0.4 \% \text{ PTE})$$

$$(NO)_m = 77.8 \quad (\text{Sans pb})$$

- Fluid coking FC4:

$$X = 9.9 \%$$

$$(NO)_m = 77.4 \quad (0.4 \% \text{ PTE})$$

$$(NO)_m = 70.3 \quad (\text{Sans pb})$$

4.2 Mélange des essences:**- Essence TCC - FC3 - FC4:**

La densité du mélange est donnée par:

$$d_m = \frac{85166.71+4768.9+2961.34}{115090.15+6233.85+3740.31} = 0.742$$

Nombre d'octane du mélange:

$$(NO)_{\bullet} \text{ (sans pb)} = \frac{\sum NO_i V_i}{V_t} = 89.7$$

$$(NO)_{\bullet} \text{ (avec pb)} = 96.2$$

La quantité de pb dans le mélange:

$$q = \frac{0.792 \times 115090.15 + 0.4 \times 56233.8 + 3740.31}{125064.31}$$

$$q = 0.76 \%$$

$$s = \frac{96.2 - 89.7}{94.9} = 8.6$$

$$(NO + 0.6 \%)_{\bullet} = 89.7 + 0.6 \times 8.6 = 94.90$$

comme la relation $(NO)_{\bullet} = \sum X_i NO_i$ sous estime le nombre d'octane réel du mélange, on peut supposer que le nombre d'octane réel est de l'ordre de 97; donc le mélange correspond à une base d'essence super. La TVR est égale à 0.7 Kg/cm².

- Essence RC -FC1 -FC2:

Densité de mélange : $d_m = 0.750$

Nombre d'octane de mélange:

$$(NO)_{\bullet} \text{ sans pb} = 83.3$$

$$(NO)_{\bullet} \text{ avec pb} = 91.4$$

quantité de pb dans le mélange: 0.65 %.

$$\text{Susceptibilité: } S = (91.4 - 83.3) / 0.65 = 12.5$$

$$(NO + 0.5 \%)_{\bullet} = 83.3 + 0.5 \times 12.5 = 89.6$$

On obtient donc une essence normale .

$$(TVR)_{\bullet} = 0.7 \text{ Kg/cm}^2.$$

III- CALCUL DU CHIFFRE D'AFFAIRE ET CHOIX DES MARCHES:

D'après la revue "PETROSTRATEGIE" datée du 21 mars 1994, les prix des produits pétroliers sont:

Produits	prix (\$/tonne)
Essence	150
Kérosène	148.23
Gasoil	146.11
Fuel oil	72.11
Coke	48.07
Gaz	431.7

Tableau 1-43: "Prix des produits pétroliers "

A. Pétrole brut HRS 162:

A.1. Marche essence:

Coût = somme des quantités mutipliée par le prix unitaire

$$\begin{aligned} \text{Coût} &= 471309.19 \times 150 + 240692.08 \times 146.11 + \\ & 89891.15 \times 72.11 + 90294.76 \times 48.073 \\ & + 94646.02 \times 431.7 = 1.58 \cdot 10^8 \$ \end{aligned}$$

A.2. Marche gasoil:

$$\begin{aligned} \text{Coût} &= 276712.24 \times 150 + 148.23 \times 18098.05 \\ & + 146.11 \times 439624.55 + 72.11 \times 52971.4 \\ & + 48.07 \times 81746.89 + 431.7 \times 126796.3 = 1.71 \cdot 10^8 \$ \end{aligned}$$

B. Pétrole brut MERKSEN:

B.1. Marche essence: Coût = $2.78 \cdot 10^8$ \$

B.2. Marche gasoil: Coût = $2.67 \cdot 10^8$ \$

Remarque: La marche essence est la meilleure pour le pétrole brut MEREKSEN, alors que c'est la marche gasoil qui est la meilleure pour le pétrole brut HRS 162.

On retiendra donc ces deux marches pour le reste des calculs.

IV- PROGRAMMATION DES MARCHES:

Théoriquement les unités de raffinage fonctionnent en moyenne 8000 heures par an, elles peuvent traiter plusieurs pétroles bruts par an, chaque pétrole brut est traité pendant une certaine durée "t". Le calcul de la durée de chaque marche dépend du tonnage total du brut à traiter.

Dans notre cas, on veut traiter globalement 2.5 Millions tonnes par an. Donc pour raffiner 1.5 Million de pétrole brut MEREKSEN, on doit travailler pendant la durée t_1 , tel que:

$$t_1 = 1.5 \times 8000 / 2.5 = 4800 \text{ heures/an.}$$

Et pour raffiner 1 Million tonnes de pétrole brut HRS 162, on travaillera le reste du temps avec cette marche, soit:

$$t_2 = 8000 - t_1 = 3200 \text{ heures/an.}$$

Donc cette raffinerie travaille 4800 h/an avec le brut MEREKSEN en marche essence, et 3200 h/an avec le brut HRS 162 en marche gasoil.

PARTIE II

**ETABLISSEMENT D'UN
LOGICIEL DE MISE EN
OEUVRE D'UN PETROLE
BRUT**

INTRODUCTION:

C'est un programme écrit en langage fortran, compilé par le compilateur F1 version 4.10, le nom de fichier programme est : BRUT.FOR. La compilation du programme produit un fichier exécutable: BRUT.EXE, qu'il suffit d'appeler par son nom: BRUT, pour lancer l'exécution du programme.

I. DESCRIPTION DES FONCTIONS DU PROGRAMME:

Le programme est constitué d'un programme principal est d'une série de sous programmes. Le programme effectue les calculs et tests en se basant sur les deux séries de données généralement disponibles après une distillation T.B.P ou A.S.T.M du pétrole brut: - Les données de température T.B.P ou A.S.T.M

- les données de densité des coupes de 1% volumique chacune
Dans le programme principal, on demande à l'utilisateur d'entrer les densités des coupes suivantes: 1, 10, 20, 30, 40, 50, 70, 80, 90, 100.

Les densités des autres coupes sont estimées par interpolation polynomiale de LAGRANGE, leurs calculs s'effectuent par la fonction DPV. L'autre série de données, à entrer par l'utilisateur est les températures T.B.P OU A.S.T.M correspondantes aux pourcentages volumiques suivants: 5, 10, 20, 30, 40, 50, 60, 80, 90, 100.

L'estimation des températures pour les autres pourcentages volumiques s'effectue par l'interpolation de LAGRANGE ; le calcul se fait par la fonction TEMP.

Le polynôme utilisé pour l'interpolation des données de températures et de densités est de degré neuf.

Dans le programme principal, s'effectue le choix de la marche selon laquelle on désire découper le pétrole brut.

Il est demandé a l'utilisateur d'entrer:

- 1 pour la marche essence
- 2 pour la marche gasoil
- 3 pour quitter le programme

Pour effectuer le découpage selon une marche donnée; le programme principal, pour chacune des coupes choisit dans la marche, appelle une série de sous programmes qui calculent, chacun une propriété spécifique en fonction du rendement volumique de la coupe et compare la valeur de cette propriété aux bornes du domaine admissible pour cette propriété.

Dans les itérations, on utilise un pas de 1% volumique. Lorsque la propriété spécifique de la coupe dépasse la valeur spécifiée (sort du domaine admissible), exemple: lorsque la densité de l'essence dépasse 0.765, le sous programme retient la valeur du volume final de la coupe.

Le programme principal effectue ensuite la comparaison des différentes valeurs retenues par les sous programmes et sélectionne la valeur minimale, en marche essence; et la valeur maximale en marche gasoil.

N.B: on doit également entrer le rendement volumique de la coupe gazeuse.

L'utilisateur peut entrer la valeur de la coupe gazeuse obtenue par la distillation T.B.P ou A.S.T.M; ou par défaut, donner la valeur 1%

II. PROCEDURES UTILISEES DANS LE PROGRAMME:

1- Procédure "DRF": ce sous programme effectue la comparaison des densités des coupes : essence, kérosène, gasoil aux bornes de leurs domaines de validité, et effectue les itérations en fonction du rendement volumique de la coupe choisit.

Cette procédure appelle les sous programmes:

- "PRDRFE" qui effectue le calcul de la densité, en fonction du rendement volumique de la coupe choisit, en marche essence

- "PRDRFG" qui calcule la densité, en fonction du rendement volumique de la coupe choisit, en marche gasoil

La procédure "DRF" retient la valeur précédente du volume final de la coupe, en marche essence, lorsque la densité de la coupe dépasse la valeur spécifiée.

Elle retient la valeur précédente du volume initial de la coupe, en marche gas-oil, lorsque la densité de la coupe dépasse la valeur spécifiée.

2- Procédure "PECRF":

Elle compare les points d'éclairs des fractions: kérosène, gas-oil aux bornes de leurs domaines de validité.

Les itérations sont faites en fonction du rendement volumique de la coupe. Ce sous programme appelle la procédure PROCEC qui calcule le point d'éclair en fonction du rendement volumique de la coupe choisit. Le sous programme PECRF retient la valeur précédente du volume final de la coupe lorsque le point d'éclair dépasse la valeur spécifiée, en marche gas-oil.

3- Procédure "TRK":

Elle effectue la comparaison des températures 20% et 90% de la coupe kérosène aux bornes de son domaine de validité.

Les itérations se font en rendements volumiques de la coupe. Le sous programme TRK appelle la procédure PROCTK qui calcule les températures T20% et T90% de la coupe kérosène en fonction de son rendement volumique.

La procédure TRK retient la valeur précédente du volume final de la coupe, en marche essence, lorsque l'une des températures au moins, T20% ou T90% dépasse la valeur spécifiée.

4- Procédure "TRG":

Elle a le même principe que la procédure TRK, sauf qu'elle s'applique à la coupe gas-oil et pour les températures 65% et 85% de la coupe. Ce sous programme appelle la procédure PROCTG qui calcule les températures T65% et T85% de la coupe gas-oil,

pour chaque rendement volumique.

La procédure TRG retient le volume final précédent lorsque la température T85% de la coupe dépasse la valeur spécifiée, en marche essence, et retient le volume initial précédent lorsque la température T65% de la coupe dépasse la valeur spécifiée, en marche gas-oil.

5- Procédure "INDC":

Elle compare l'indice de cétane de la coupe gas-oil à la valeur spécifiée. Le sous programme INDC appelle le sous programme PROCCN qui calcule l'indice de cétane de la coupe gasoil, pour chaque rendement volumique.

6- Procédure "CONG":

Elle compare le point d'écoulement de la coupe gasoil et la température de congélation de la coupe kérosène à la valeur spécifiée, pour chaque coupe. Le sous programme CONG appelle la procédure PREC qui calcule le point d'écoulement de gasoil et la température de congélation du kérosène, en fonction de leurs rendements volumiques. La procédure CONG retient la valeur du volume final précédent de la coupe lorsque son point d'écoulement, ou sa température de congélation aura dépassée la valeur spécifiée, en marche essence.

7- Procédure "VRG":

Elle compare la viscosité cinématique à 20°C de la coupe gasoil à la valeur spécifiée. La procédure VRG appelle le sous programme PRVIS qui calcule la viscosité en fonction du rendement volumique de la coupe gasoil. Le sous programme VRG retient la valeur précédente du volume final de la coupe gasoil lorsque sa viscosité aura dépassée la valeur spécifiée, en marche essence.

8- Procédure "TVRRE" :

Elle compare la tension de vapeur Reid de l'essence à la valeur spécifiée. Elle appelle le sous programme PRTVR qui calcule la TVR de l'essence pour chaque rendement volumique de la

coupe. La procédure TVRRE retient la valeur précédente du volume initial de la coupe essence lorsque sa TVR aura dépassée la valeur spécifiée, en marche gasoil.

9- Procédure "TMOY":

Elle calcule la température d'ébullition moyenne de la coupe choisit, pour des données T.B.P ou A.S.T.M .

Remarques:

1 - Certaines équations utilisées dans les sous programmes, ont été établi à partir d'abaques qui se trouvent dans la référence [5]; notamment l'équation qui lie l'indice de cétane à l'indice diesel, l'indice diesel au Kuop et la température d'ébullition moyenne; ainsi que l'équation qui lie le point d'écoulement ou de congélation à la température d'ébullition moyenne et au Kuop; de même que l'équation de la TVR qui lie la tension de vapeur Reid aux températures 5% et 20% de la coupe.

Ces équations ont été établi par des régressions statistiques: exponentielle, linéaire, polynomiale.

L'équation du point d'éclair est aussi tirée de la référence [5].

L'algorithme de calcul de la viscosité cinématique utilisé dans la procédure PRVIS est extrait de la référence [16].

2- Le nombre d'octane malgré son importance pour la coupe essence , n'a pas été introduit dans le programme de découpage de brut, à cause de la non disponibilité de corrélations donnant le nombre d'octane en fonction des températures T.B.P ou A.S.T.M ou des données de densité.

Le pourcentage en soufre n'a pas aussi été introduit dans le programme pour les mêmes raisons.

PARTIE III

EVALUATION TECHNIQUE

I - CALCUL DE LA COLONNE DE DISTILLATION

I-1 THEORIE SUR LA DISTILLATION

1) INTRODUCTION

La distillation est une opération de séparation qui permet d'isoler un ou plusieurs constituants d'un mélange complexe selon une ou plusieurs propriétés physiques, tel que la température d'ébullition. Elle est une succession d'opérations de séparation en cascade réalisées dans des instruments conçus pour garantir le meilleur contact possible entre les phases liquide-vapeur, et comportant plusieurs étages, ce sont des colonnes *OU* tours de fractionnement.

Dans l'industrie de raffinage, la distillation est une opération de base, elle permet de fractionner le pétrole brut en plusieurs coupes pétrolières ayant chacune une finalité bien définie.

Le pétrole est introduit dans la colonne à plateaux à la température voulue autour de 300°C pour éviter les réactions de cracking, après passage dans une série d'échangeurs, ou il s'échauffe à contre-courant par des coupes pétrolières provenant des différents soutirages, le pétrole brut est envoyé ensuite dans le four pour compléter l'apport thermique (Fig 2-1).

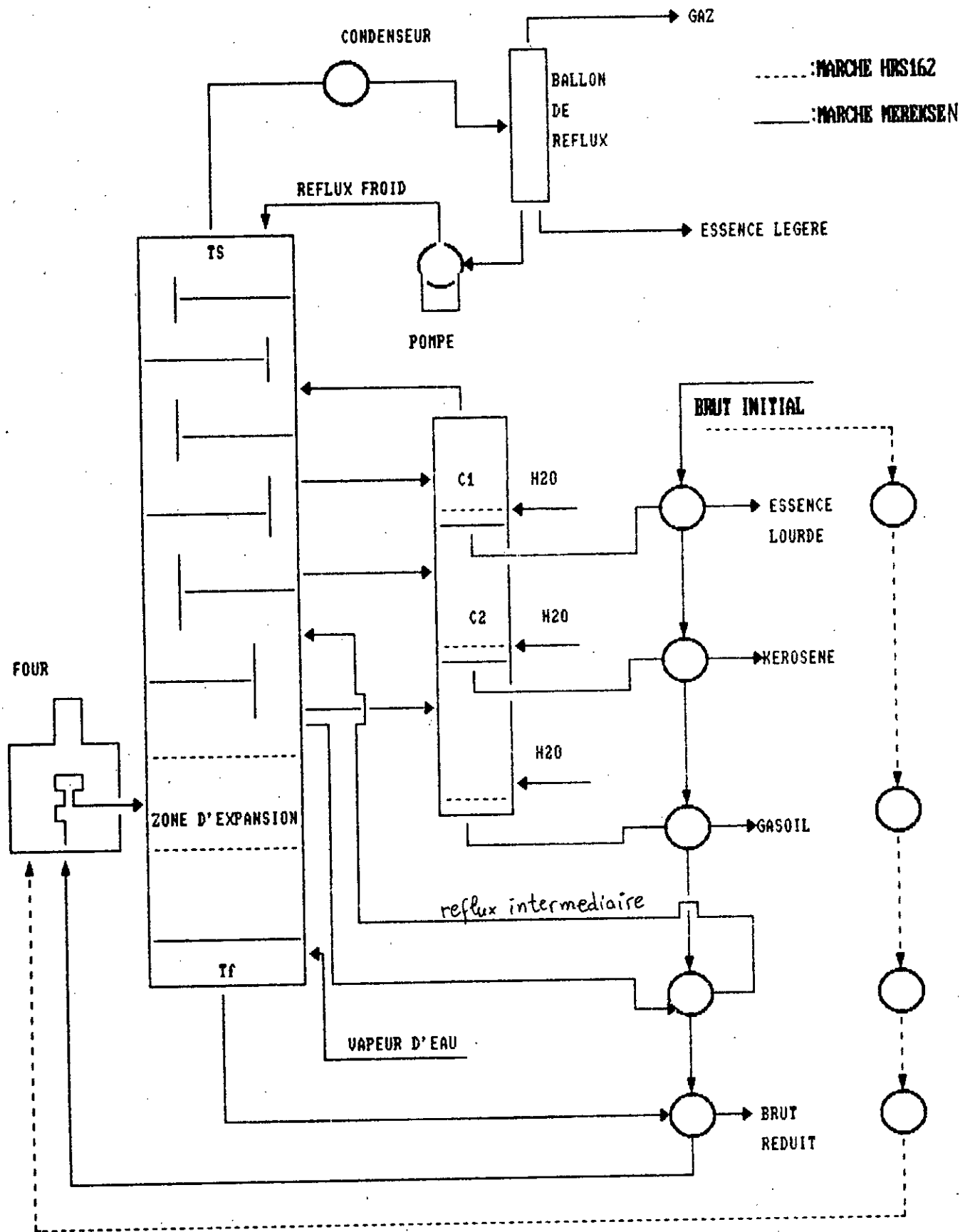
Le brut entre ensuite dans la colonne dans une zone appelée zone de flash, où il se sépare en deux parties:

- La partie liquide qui comporte les produits plus lourds que le gasoil, tombe dans le fond de la colonne.
- La partie vapeur s'élève à travers les plateaux pour se séparer en gaz, essence légère, essence lourde, gasoil et kérosène.

2. FONCTIONNEMENT DE LA COLONNE DE DISTILLATION

La distillation du pétrole brut se fait dans des colonnes à soutirages. La colonne à soutirages comporte quatre (04) zones principales: Une zone d'expansion, fond de colonne, les sections de soutirages et la tête de colonne.

FIGURE :2-1: DISTILLATION INITIALE



a) Zone d'expansion:

Le pétrole brut pénètre dans la colonne où il subit un flash à la zone d'expansion. Il se sépare en deux phases théoriquement en équilibre: (Fig 2-2)

- Vapeur Initiale (VI)
- Brut Réduit Initial (BRI)

L'équilibre liquide-vapeur du brut qui donne la vapeur initiale et le brut initial n'est pas très sélectif de sorte que la vapeur entraîne des produits lourds qui risqueraient de colorer le soutirage de gasoil. Pour cela, il faut prévoir quelques plateaux de rectification entre la zone d'expansion et le soutirage *supérieur* pour rétrograder les produits lourds, grâce à la circulation d'un reflux interne R_{ze} .

Le bilan matière de la zone donne:

$$\text{Soutirages: } IS = VI + V_f - R_{ze} \quad (2-1)$$

$$\text{Brut réduit: } BR = BRI + R_{ze} - V_f \quad (2-2)$$

V_f : Représente la révaporisation en fond de tour, limitée généralement à 4 %.

R_{ze} : Reflux interne alimente la section d'équipement, en général égal à 8 %.

b) Fond de la colonne:

La fraction *révaporisée* légère V_f contenue dans le BRI (Brut Réduit Intermédiaire) peut s'effectuer de deux manières:

1- Vaporisation par augmentation de la température, c'est une méthode de révaporisation par rebouillage, elle est utilisée que pour les produits relativement légers ou lorsque la présence d'eau est strictement prohibée.

2- Vaporisation par abaissement de pression, c'est une méthode de révaporisation par stripping.

c) Sommet de la colonne:

La tête de la colonne est dotée d'un condenseur qui sert à condenser l'essence plus la vapeur d'eau de stripping injectée en fond de colonne et dans les strippers. L'essence légère obtenue se sépare en deux parties :

La première partie est réintroduite dans la colonne, elle constitue le reflux externe froid, l'autre partie est soutirée sous forme liquide.

- Reflux externe froid (R_{ef}):

Le reflux externe froid R_{ef} renvoyé à la colonne a une composition identique à celle de l'essence légère envoyée au stockage.

La quantité de chaleur à extraire est :

$$Q_0 = R_{ef} (H_{ts} - H_{tb})$$

H_{ts} : L'enthalpie à la température du sommet

H_{tb} : L'enthalpie à la température du ballon

d) Les soutirages:

Les soutirages sont prélevés sur le débit liquide de reflux interne descendant le long de la colonne. Ce reflux interne se trouve donc diminué du tonnage retiré au niveau de chaque soutirage.

Contrôle de la température:

Lors du calcul des bilans thermiques des sections de la colonne, il est nécessaire de faire une hypothèse a priori sur la température du plateau de soutirage. Cette hypothèse est vérifiée par la suite en traçant la courbe flash à la pression partielle des hydrocarbures du soutirage.

L'hypothèse consiste à prendre la température du début du flash atmosphérique de la coupe soutirée et la diminuer de quelques degrés.

Le trace de la courbe flash à la pression partielle s'effectue par translation de la courbe flash atmosphérique en fonction de la pression partielle.

Cette translation s'effectue par exemple à partir de la Cox-chart en partant de la température du point 50 % évapore sur le flash atmosphérique.

3. LE REFLUX CIRCULANT INTERMEDIAIRE

Généralement, les résultats des débits liquides et vapeurs obtenus le long de la colonne montrent l'inégalité de charge des plateaux.

Pour mieux répartir la charge des plateaux, il est possible de diminuer une partie de la quantité de chaleur Q_c à différents niveaux au lieu d'éliminer la totalité dans le condenseur de tête, on réalise alors des reflux circulants intermédiaires.

La procédure consiste à soutirer à un niveau intéressant, c.à.d., là où la température est la plus élevée, une partie du liquide chaud du plateau et de le réintroduire trois ou quatre plateaux au dessus après l'avoir refroidir dans un échangeur à contre courant avec le pétrole brut.

4. LES STRIPPERS

Les strippers sont des colonnes assurant la désorption des constituants les plus légers afin d'ajuster le point de flash des coupes de distillats.

Les colonnes de stripping peuvent être logées à l'intérieur de la colonne de distillation, mais le plus souvent elles sont placées à coté de la colonne principale superposées les unes au-dessus des autres.

En distillation atmosphérique de pétrole brut, on utilise trois strippers avec des plateaux le plus souvent à clapets.

5. TYPE DES PLATEAUX

La réalisation du contact liquide-vapeur à contre courant dans les colonnes de distillation est effectuée en discontinue sur des plateaux. Dans l'industrie du raffinage on parle de plateaux à calottes, à clapets, uniflux,...

a. Plateaux à calottes:

C'est les plus anciens, ils ont été utilisés avant 1950. Le plateau à calottes est un modèle très répandu dans les industries pétrolières.

En 1956 une étude complète et détaillée a été publiée englobant toutes les caractéristiques de fonctionnement et de construction de ce type de plateaux.

Il existe des centaines de formes différentes de calottes donnant une efficacité plus au moins bonne.

b. Plateaux perforés à déversoir:

Ils sont moins utiles dans l'industrie de pétrole. Ces plateaux ont fait l'objet de nombreuses études car ils ont l'attrait d'un prix de revient très faible et d'une grande simplicité de construction et de fonctionnement.

c. Plateau à clapet:

Il constitue un compromis entre les deux types précédents. C'est un plateau perforé dont les orifices sont équipés de clapets. Le plateau à clapets ne se différencie des précédents que par les dispositifs qui assurent le passage de la vapeur à travers le plateau.

Il semble que les plateaux à clapets se substitueront progressivement aux plateaux à calottes car leurs performances sont légèrement supérieures pour un prix de revient plus faible. La comparaison entre ces trois plateaux est résumée dans le tableau suivant: [6]

Plateau	capacité	souplesse	efficacité	coût
A clapets	1	1	1	1
Perforés	2	3	2	1
A calottes	3	2	3	3

6. CONDITIONS DE MARCHE DE LA COLONNE

a- Pression: Le critère pour déterminer la pression est que tout le distillat doit être condensé à la température de l'eau de refroidissement.

b- Température de tête: C'est la température de rosée du mélange des hydrocarbures passant en tête de tour à la pression partielle des hydrocarbures dans le mélange avec la vapeur d'eau.

La température de rosée est fournie par la courbe de flash: C'est le point final de la courbe.

c- Température de la zone de flash: Cette température est obtenue sur la courbe de flash de la charge au point correspondant au pourcentage que l'on veut vaporiser dans la zone d'expansion.

d- Température de plateau ou de soutirage: C'est la température correspondant au point de bulle du mélange d'hydrocarbures constituant le produit soutiré, à la pression partielle des hydrocarbures au niveau du soutirage.

Cette pression partielle est définie par J.W.PACKIE [5], elle correspond à la pression des hydrocarbures en mélange avec des incondensables constitués par la somme des soutirages supérieurs, excepté le soutirage immédiatement supérieur.

Par soutirages supérieurs, on entend ceux qui sont issues des colonnes de stripping supérieures et du sommet

Nombre de plateaux: On admet généralement que 5 ou 6 plateaux entre chaque soutirage sont suffisants pour obtenir la séparation désirée. [7], [12]

I-2. BILANS MASSIQUES - THERMIQUES DES DIFFERENTES SECTIONS DE LA COLONNE

A) Pétrole brut "MEREKSEN"

1- Zone d'expansion:

- Pression: La pression de la zone d'expansion est généralement d'environ 1000 mmHg.

Les équations de bilan:

$$\Sigma S = VI + V_f - R_{ze} \quad (2-1)$$

$$BR = BRI + R_{ze} - V_f \quad (2-2)$$

D'après l'équation (2-1), on aura:

$$VI = \Sigma S + R_{ze} - V_f \quad [5], [2], [13], [14]$$

avec: $\Sigma S = \% \text{ Gaz} + \% \text{ Essence} + \% \text{ Kérosène} + \% \text{ Gasoil}$

Donc: $VI = 74.01 + 8 - 4 = 78.01 \%$

$$BRI = 100 - 78.01 = 21.99 \%$$

D'après l'équation (2-2), on trouve:

$$BR = 21.99 + 8 - 4 = 25.99 \%$$

Le bilan de cette zone est établi selon le tableau (2-3):

PRODUIT	% VOL	M3/h	d	T/h
VI	78.01	184.50	0.776	141.28
Vf	+4.00	9.46	0.820	+7.75
Rze	-8.00	18.91	0.750	-16.55
ΣS	74.01	175.00	0.757	132.48
BRI	21.99	52.00	0.889	46.23
Rze	+8.00	18.91	0.875	16.55
Vf	-4.00	9.46	0.820	-7.75
BR	25.99	61.45	0.8952	55.02

Tableau 2-3 "bilan de la zone d'expansion"

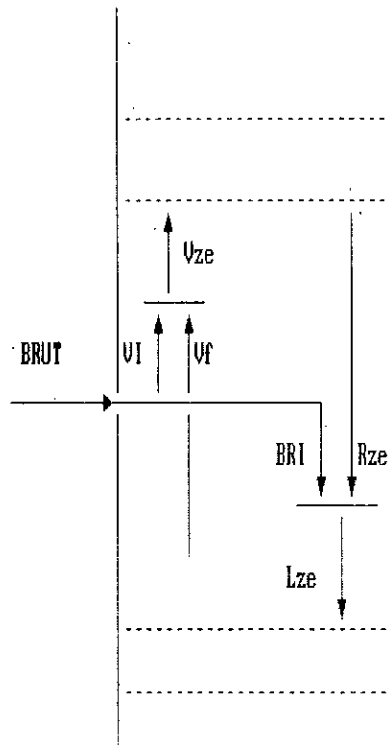


FIG 2.2 : bilan de la zone d'expansion

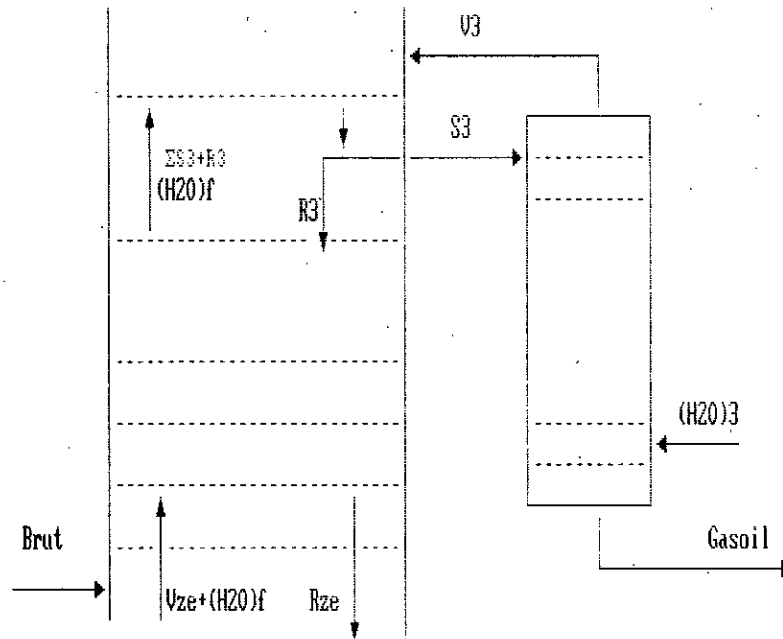


Fig 2.6 Circulation des produits au niveau du soutirage gasoil.

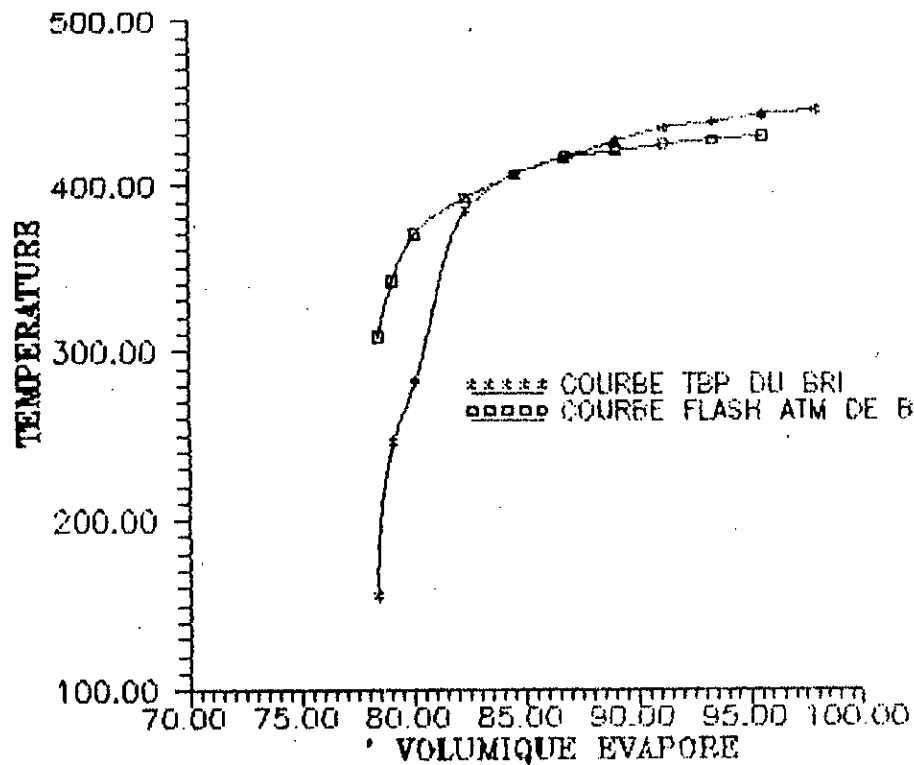


FIG 2-4 :COURBES DU BRI DE PETROLE BRUT MEREKSEN

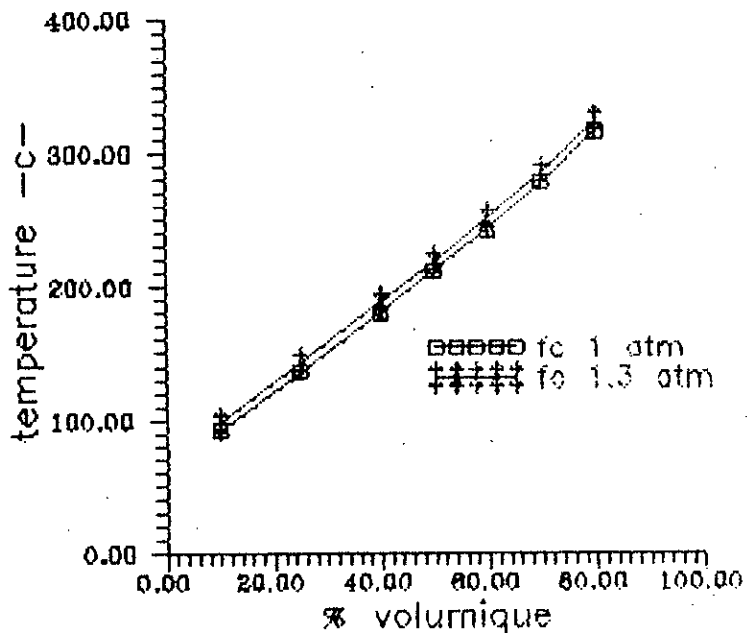


FIGURE:2 3--:COURBE DE FLASH ZONE D'EXPANSION PETROLE BRUT MEREKSEN

Remarques :

1) Les densités de VI et BRI sont estimées à partir d'abaque de corrélation des densités des produits en équilibre [5].

2) Les densités de V_f et R_{ze} sont estimées en tenant compte que:

- $d_{Vf} < d_{Bo}$ (légèrement inférieure)
- $d_{Rze} > d_{Bo}$ (légèrement supérieure)
- **Température de la section:**

La température de la zone d'expansion est déterminée à partir de la courbe de flash du brut à la pression régnant dans la zone (Voir fig 2-3).

Pour VI = 78.01

$$p = 1.3 \text{ atm, on trouve } T_g = 315^\circ \text{ c}$$

2- Fond de colonne:**Hypothèses:**

- On admet que la température du fond est voisine de 305° c , que l'on vérifiera ensuite par le bilan thermique.
- Nombre de plateaux théoriques de la zone d'épuisement est $N_f = 4$ plateaux.

La courbe de vaporisation de BRI est calculée à partir de sa T.B.P, elle est tracée sous 1 atm (Fig 2-4).

Pour obtenir 4% de revaporisation de BRI à 305° c , il est nécessaire de déplacer la courbe de vaporisation de:

$388 - 305 = 83^\circ \text{ c}$, ce qui correspond à une pression partielle d'hydrocarbure de 0.183 atm, déterminée sur l'abaque de "COX" (Fig.2-5).

En estimant à 193 le poids moléculaire de V_f , le nombre de moles revaporisées sera donc:

$$N_{HC} = 7750 / 193 = 40 \text{ Moles}$$

- Pression de la section:

$$P_f = P_{ze} - N_f \times \Delta P$$

ΔP : Perte de charge.

$$P_f = 1000 - 4 \times 8 = 968 \text{ g/cm}^2 = 1.27 \text{ atm}$$

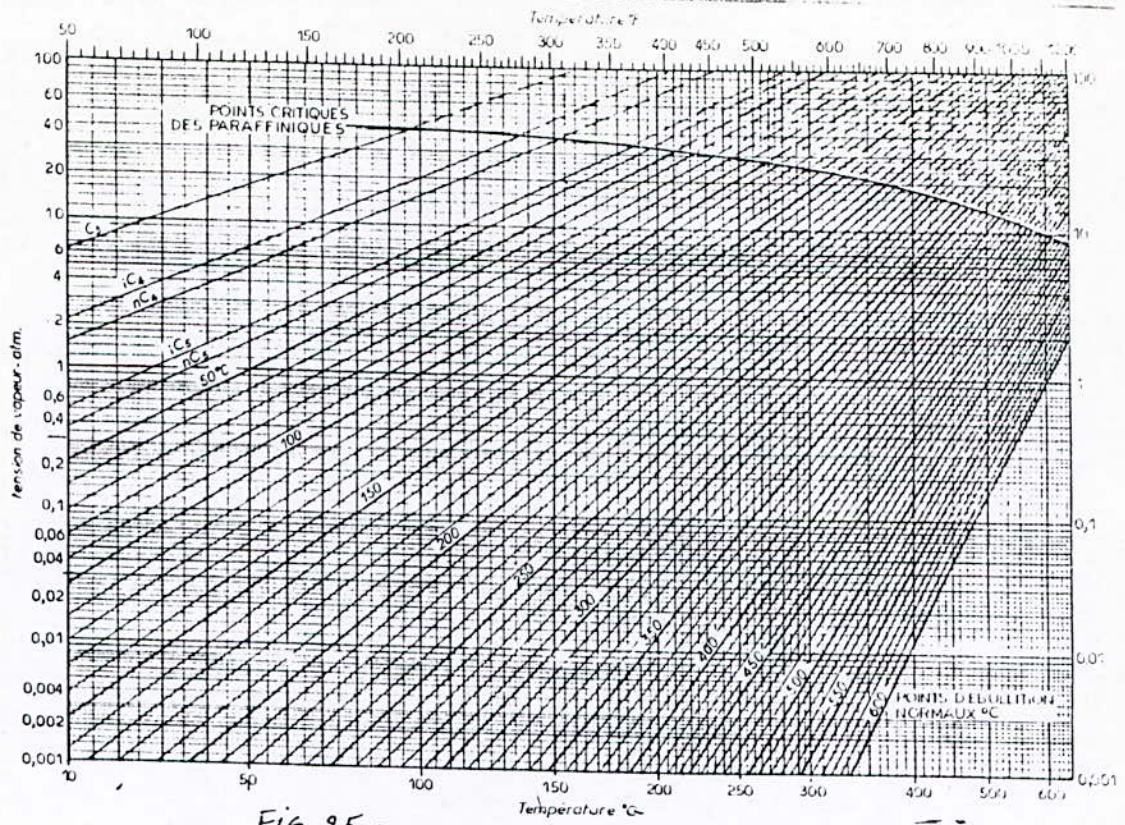


Fig. 25 - Courbes de tension de vapeur des hydrocarbures paraffiniques (Cox Chart)

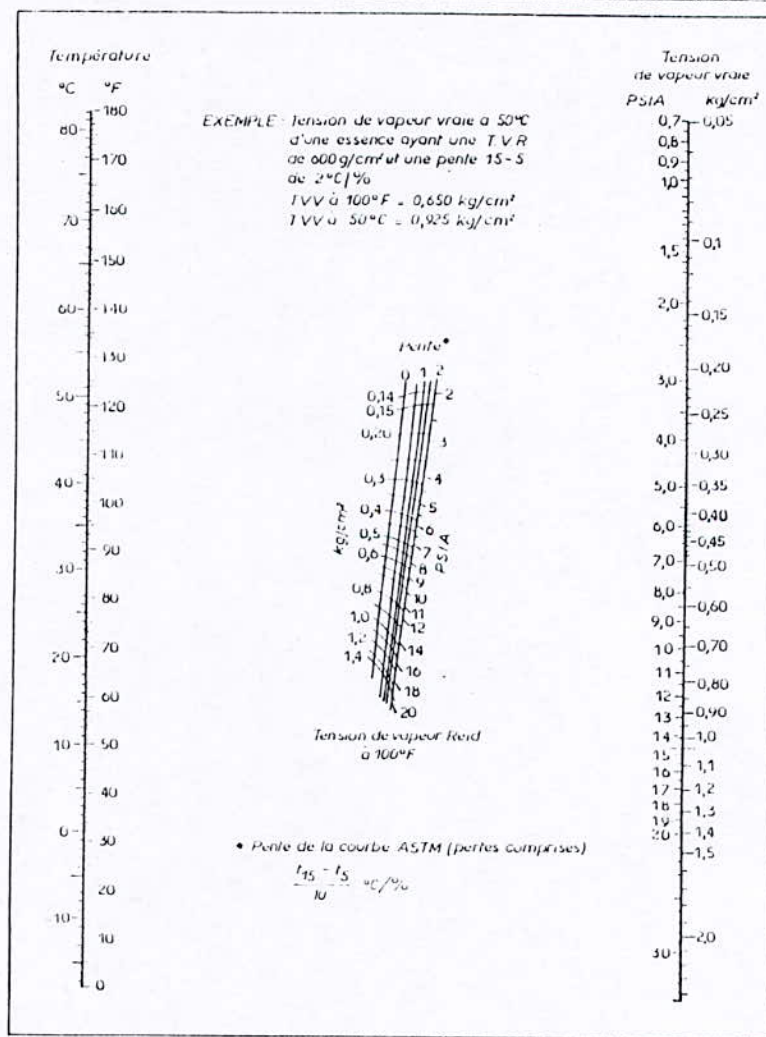


Fig. 1-9 - Corrélation entre tension de vapeur Reid (TVR) et tension de vapeur vraie (TVV)

- Nombre de moles de vapeur d'eau:

$$\text{On a: } P_f = P_{HC} + P_{eau}$$

P_{HC} : Pression partielle des hydrocarbures en fond de colonne.

Comme la pression est relativement faible, on peut considérer la vapeur d'hydrocarbures comme un gaz parfait.

Donc la loi de DALTON donne:

$$P_{HC} = P_f \times X_{HC}$$

$$X_{HC} = N_{HC} / N_T$$

$$P_{eau} = P_f \times N_{eau} / N_T$$

$$P_{HC} = P_f \times N_{HC} / N_T = P_f (N_T - N_{eau}) / N_T$$

$$N_{eau} = (P_f \times N_{HC} / P_{HC}) - N_{HC}$$

$$N_{eau} = (1.27 \times 40 / 0.183) - 40 = 237 \text{ Kmoles/h}$$

Le bilan de la section est établi selon le tableau 2-4:

	ENTREE				SORTIE		
	t/h	Kcal/Kg	th/h		t/h	Kcal/Kg	th/h
BRI	46.23	180	8321.40	Vf	7.75	240	1860.00
Rze	16.55	183	3028.65	(H2O)f	4.27	735	3138.45
(H2O)f	4.27	695	2967.65	BR	55.02	170	9319.25
TOTAL	63.91		14317.70	TOTAL	67.04		14317.70

Tableau 2-4 "Bilan du fond de tour"

Le bilan thermique du fond de tour s'équilibre pour une enthalpie de brut réduit à la sortie de 170 Kcal/Kg, qui donne une température de fond colonne de 305° c, ce qui est en accord avec l'hypothèse faite.

3- Soutirage gasoil

Hypothèses:

- Choix de la fraction revaporisée par stripping: 5%
- Quantité d'eau de stripping: 27 Kg/m³
- Température de plateau de soutirage: 260° c

- Fraction revaporisée: Kérosène
- Nombre de plateaux théoriques: N=6

Le bilan de stripping est établi selon le tableau 2-5:

ENTREE				SORTIE			
	t/h	Kcal/Kg	th/h		t/h	Kcal/Kg	th/h
gasoil	31.03	150	4654.50	gasoil	31.03	146	4543.80
V3	1.56	153	238.68	V3	1.56	208	324.48
(H2O)3	0.997	695	692.92	(H2O)3	0.997	720	717.84
TOTAL			5586.12	TOTAL			5586.12

TABLEAU 2-5: "Bilan de stripping soutirage gasoil"

L'enthalpie à la sortie est de 146 Kcal/Kg ce qui correspond à une température de 255° c (Fig.2-7).

Le bilan thermique de la section est établi selon le tableau 2-6:

ENTREE				SORTIE			
	t/h	Kcal/Kg	th/h		t/h	Kcal/Kg	th/h
VI	141.28	245	34613.60	ES3	132.48	220	29145.60
Vf	7.75	240	1860.00	R3	R3	205	205 R3
R3	R3	150	150 R3	Rze	16.55	168	2780.40
(H2O)f	4.27	735	2675.40	(H2O)f	4.27	720	3074.40
39149 + 150 R3				35000.40 + 205 R3			

TABLEAU 2-6: "Bilan de la section gasoil"

D'où :

$$39149 + 150R_3 = 35000.40 + 205R_3$$

Donc : $R_3 = 75.43 \text{ t/h}$

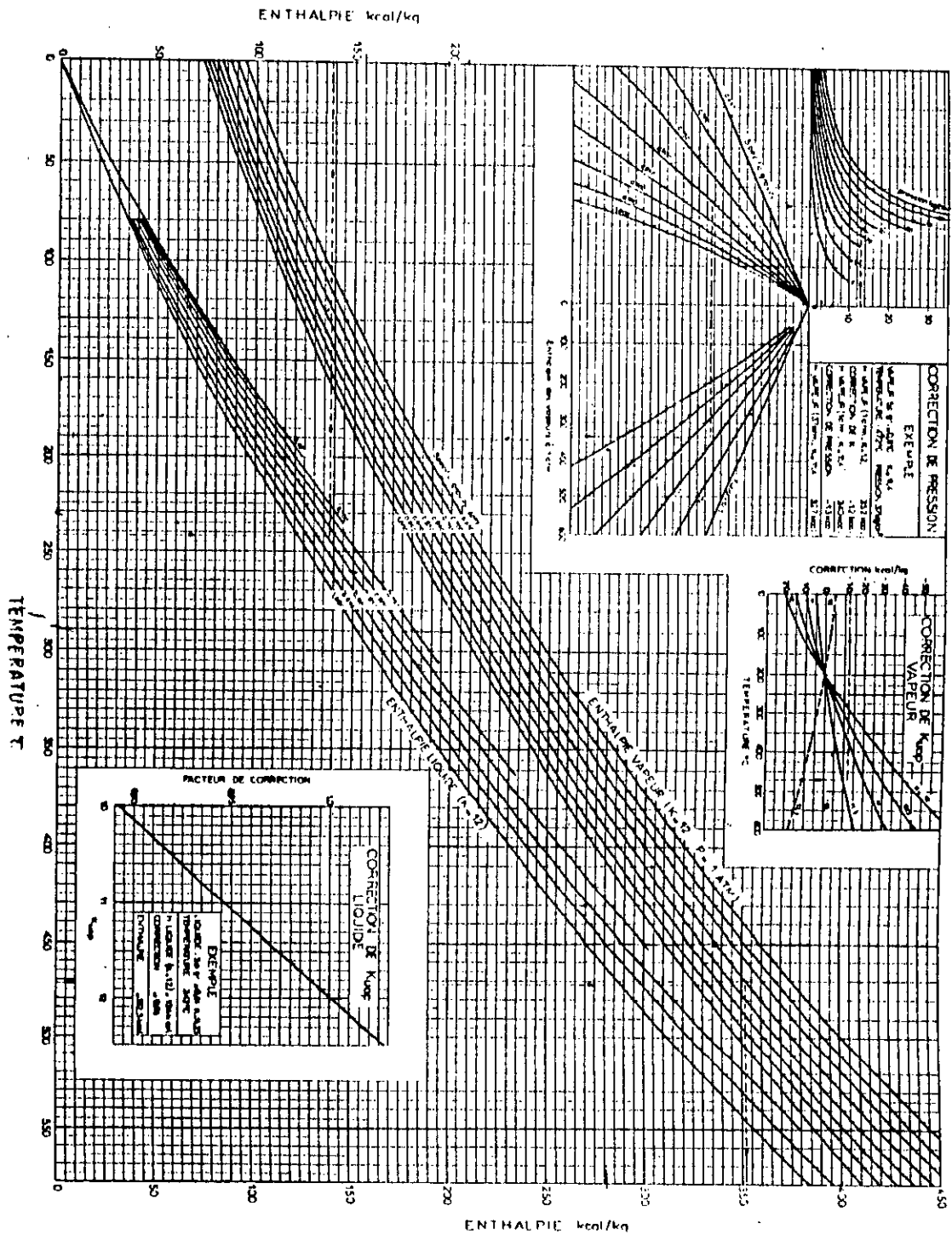


FIG. 2-7. Courbes variation de la temperature en fonction de l'enthalpie.

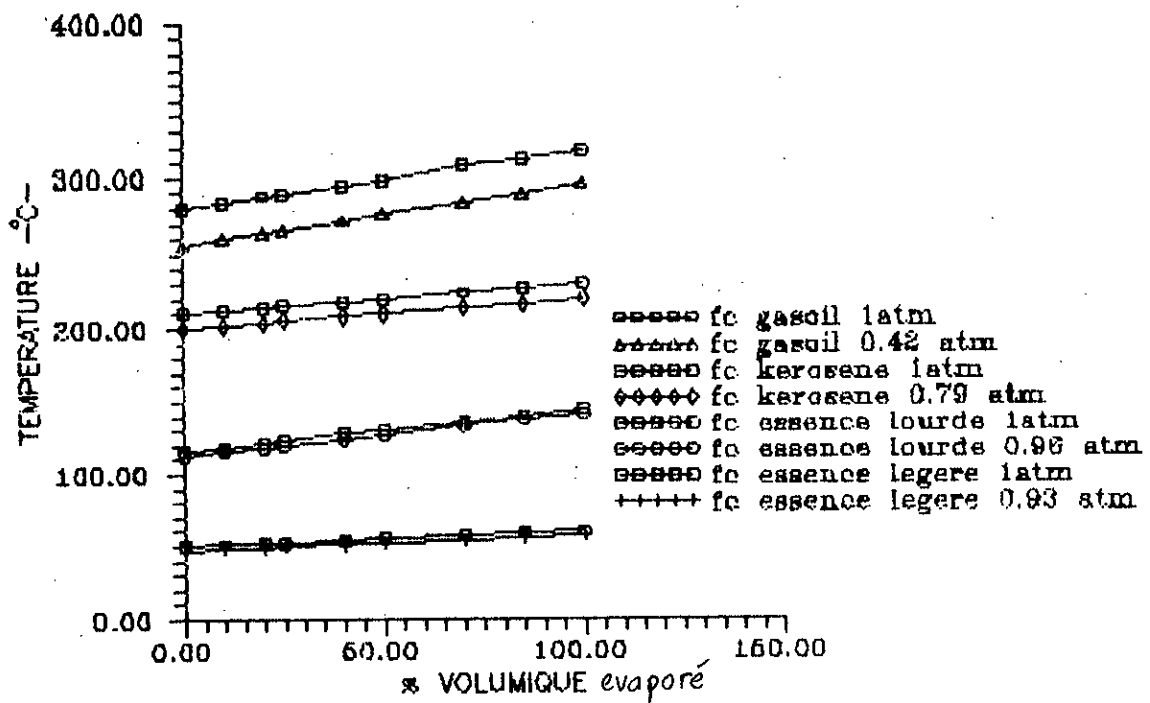


FIG:2- 8:CONTROLE DE TEMPERATURE DE SOUTIRAGE
 PETROLE BRUT MERKSEN

- Le liquide sur le plateau:

$$(S_3 + R_3) = 75.43 + 32.59 = 108 \text{ t/h}$$

- Vapeur traversant le plateau:

$$\Sigma S_3 + R_3 = 207.9 \text{ t/h}$$

Pression de soutirage:

$$P_{s3} = P_{20} - N \times \Delta P$$

P_{s3} : Pression totale au niveau de soutirage de gasoil.

N: Nombre de plateaux théoriques de la section

$$P_{s3} = 1.30 - 6 \times 0.08 = 1.25 \text{ atm}$$

Contrôle de la température de soutirage du gasoil:

Incondensables = gaz + essence + vapeur d'eau

$$= 90.55 + 619.05 + 237.14 = 946.74 \text{ Kmoles/h}$$

Nombre de moles de gasoil:

$$S_3 + R_3 = 108 \text{ 000} / 225 = 480 \text{ Kmoles/h}$$

Pression partielle au niveau de soutirage:

$$P_{g0} = P_{s3} \times N_{g0} / N = (1.25 \times 480) / (480 + 946.74)$$

$$P_{g0} = 0.42 \text{ atm}$$

On trace la courbe de flash du gasoil à la pression calculée ci-dessus, on trouve que le point initial de la courbe flash qui correspond à la température de soutirage est de 256°C (Fig.2-8).

On peut donc dire que le choix de 260° c comme température de soutirage est correcte.

4)- Soutirage Kérosène:

Hypothèses:

- Choix de la fraction revaporisée par stripping: 5%
- Quantité d'eau de stripping: 38 Kg/m³
- Fraction revaporisée : essence
- Hypothèse sur la température de soutirage: 200° c

Le bilan de stripping est établi selon le tableau 2-7:

ENTREE			SORTIE				
	t/h	Kcal/Kg	th/h		t/h	Kcal/Kg	th/h
keros.	29.84	112	3342.08	keros.	29.84	109.10	3262.64
V2	1.46	116	169.36	V2	1.46	180	262.80
S2	31.30	-	3511.44				
(H2O)2	1.40	695	973.00	(H2O)2	1.40	685	959.00

TABLEAU 2-7: "Bilan de stripping soutirage Kérosène"

L'enthalpie de Kérosène égale à 109.10 Kcal/Kg correspond à une température de 194° c (Fig. 2-7).

Le bilan thermique de la section Gasoil - Kérosène est établi selon le tableau 2-8:

ENTREE			SORTIE				
	t/h	Kcal/Kg	th/h		t/h	Kcal/Kg	th/h
ΣS3	132.48	220	29145.60	ΣS2	101.45	183	18565.35
R3	75.45	205	15463.15	R2	R2	174	174 R2
R2	R2	112	112 R2	S3+R3	108.00	154	16632.00
V3	1.56	208	324.48	(H2O)f	4.27	685	2924.95
(H2O)f	4.27	720	3074.40	(H2O)3	0.997	685	682.94
(H2O)3	0.997	720	717.84				
48725.47+112 R2			38805.24+174 R2				

TABLEAU 2-8: "Bilan massique-thermique de la section gasoil-Kérosène".

$$D'où: 48725.47 + 112 \times R_2 = 38805.24 + 174 \times R_2$$

$$\text{Donc } R_2 = 160 \text{ t/h}$$

$$\text{- Liquide sur le plateau: } S_2 + R_7 = 160 + 31.30 = 191.30 \text{ t/h}$$

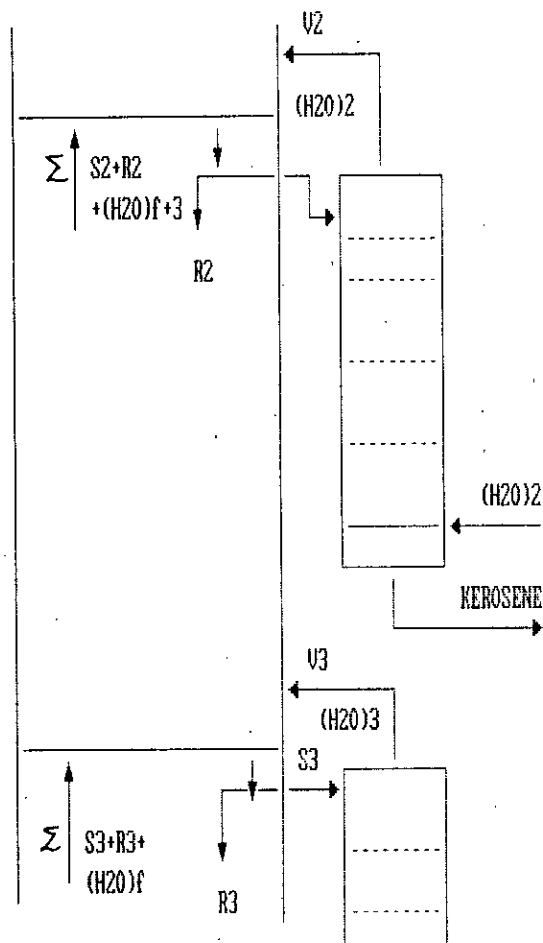


Fig 2.9: Circulation des produits entre les soutirages *gasoil et Kerosène*

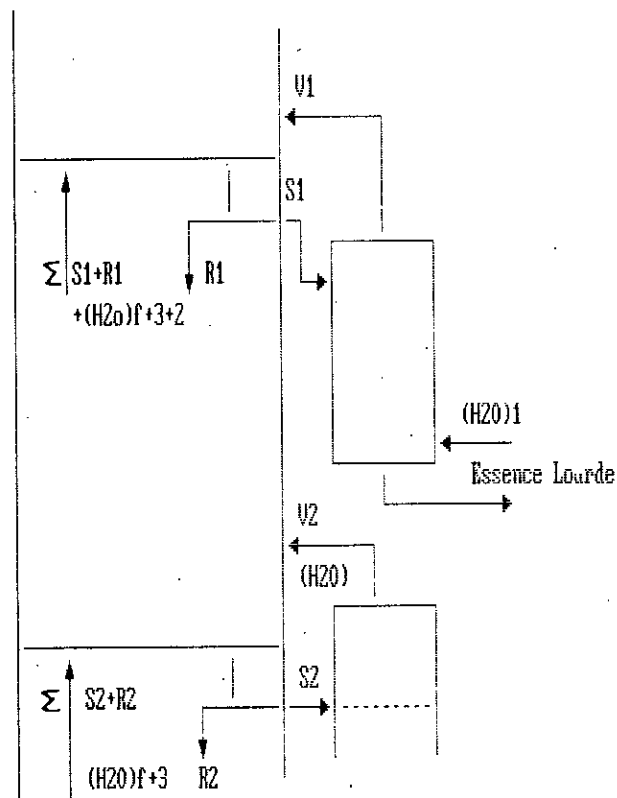


Fig: 2.10. Circulation des produits entre les soutirages *Kerosène et essence lourde.*

- Vapeur traversant le plateau:

$$\Sigma S_2 + R_2 = 101.45 + 160 = 261.45 \text{ t/h}$$

Contrôle de la température de soutirage:

Incondensables = Gaz + Vapeur d'eau + Essence légère

$$= 90.55 + 195.50 + 292.61 = 578.66 \text{ Kmoles/h}$$

Nombre de moles de Kérosène:

$$S_2 + R_2 = 19300 / 172 = 1112.2 \text{ Kmoles/h}$$

Pression au niveau de soutirage:

$$P_{s2} = P_{s3} - N \times \Delta P = 1.25 - 6 \times 0.08 = 1.2 \text{ atm}$$

Pression partielle au niveau de soutirage:

$$P_k = P_{s2} \times N_k / N = 1.2 \times 1112.2 / (1112.2 + 578.66)$$

$$P_k = 0.79 \text{ atm}$$

On trace la courbe de flash du Kérosène à la pression 0.79 atm, on trouve que le point initial de la courbe flash qui correspond à la température de soutirage est de 200°C (Fig.2-8).

On peut dire donc que le choix de la température 200° c comme température de soutirage est correcte.

5) Soutirage essence lourde:

- Fraction revaporisée par stripping: 5%
- Quantité d'eau de stripping: 42 Kg/m³
- Fraction revaporisée: essence légère
- Hypothèse sur la température de soutirage: 110° c

Bilan thermique de stripping d'essence lourde:

ENTREE			SORTIE				
	t/h	Kcal/Kg	th/h		t/h	Kcal/Kg	th/h
Ess.l.d	49.36	60	2961.60	ess.l.d	49.36	59.06	2915.20
V1	2.30	62	142.60	V1	2.30	140	322.00
S1	51.66	-	3104.20				
(H2O)1	2.76	695	1922.37	(H2O)1	2.76	647	1789.60

TABLEAU 2-9: "Bilan de stripping Essence lourde"

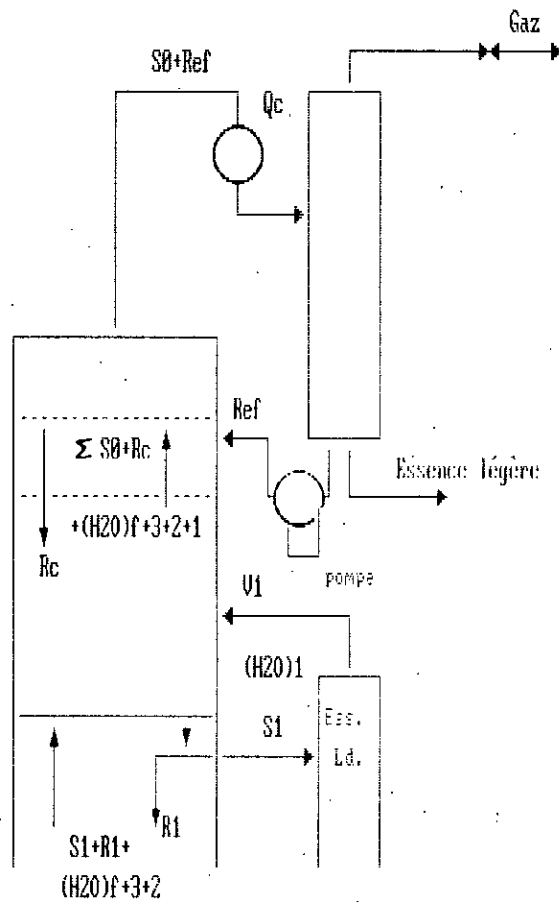


Fig 2-11: Circulation des produits au sommet de la colonne.

L'enthalpie de l'essence lourde à la sortie de stripping est égale à 59.06 Kcal/Kg, ce qui correspond à une température de 108° c.

- Le bilan thermique de cette section est établi selon le tableau 2-10:

ENTREE				SORTIE			
	t/h	Kcal/Kg	th/h		t/h	Kcal/Kg	th/h
ES2	101.45	183	18565.35	ES1	71.61	135	9667.35
R2	160.00	174	27840.00	R1	R1	133	133 R1
R1	R1	60	60 R1	S2+R2	191.30	113	21616.60
V2	1.46	180	262.80	(H2O)f+3+2	6.667	648	4320.20
(H2O)f+3	5.267	685	3608.00				
(H2O)2	1.40	685	959.00				
51235.15+60 R1				35604.45+133 R1			

TABLEAU 2-10: "Bilan massique-thermique de la section Kérosène-Essence lourde".

Le bilan thermique donne:

$$R_1 = 214.12 \text{ t/an}$$

$$\text{Liquide sur le plateau: } S_1 + R_1 = 265.78 \text{ t/an}$$

$$\text{Vapeur traversant le plateau: } ES_1 + R_1 = 285.73 \text{ t/an}$$

Contrôle de la température de soutirage:

Incondensables = gaz + vapeur d'eau

$$= 90.55 + 370.38 = 460.94 \text{ Kmoles/h}$$

Nombre de moles de l'essence lourde:

$$S_1 + R_1 = 265780 / 116.5 = 2281.40 \text{ Kmoles/h}$$

Pression de la section:

$$P_{s1} = P_{s2} - N \times \Delta P$$

$$P_{s1} = 1.15 \text{ atm}$$

Pression partielle de l'essence lourde:

$$P_e = 1.15 \times 2281.4 / (2281.4 + 460.94) = 0.96 \text{ atm}$$

Pour cette pression, on lit sur la courbe de flash la température de bulle de l'essence lourde, $T = 113^\circ \text{ c}$ (Fig. 2-8).

6) Sommet de la colonne:

- Hypothèse de la température: 45° c .
- Température de reflux externe froid: 30° c

Le bilan thermique du sommet de colonne est établi selon le tableau 2-11:

ENTREE				SORTIE			
	t/h	Kcal/Kg	th/h		t/h	Kcal/Kg	th/h
ΣS_1	71.61	135	9667.35	ΣS_0	22.25	113	2514.25
R1	214.12	133	28478.00	Rc	Rc	110	110 Rc
(H ₂ O)t	9.433	648	6112.60	(H ₂ O)f	9.433	620	5848.46
Rc	Rc	23	23 Rc	S ₁ +R ₁	265.78	60	15946.80
V1	2.3	140	322.00				
	44579.95+23 Rc				24309.51+110 Rc		

TABLEAU 2-11: "Bilan massique-thermique de sommet de colonne"

$$\text{D'où: } 44579.95 + 23 R_c = 24309.51 + 110 R_c$$

$$\text{Donc } R_c = 233 \text{ t/h}$$

Avec :

R_c : Reflux interne chaud sur le 2ème plateau

- Vapeur traversant le deuxième plateau:

$$\Sigma S_0 + R_c = 22.25 + 233 = 255.25 \text{ t/h}$$

Le reflux externe froid Ref entre dans la section à 30° c liquide, avec une enthalpie de 15 Kcal/Kg, et en sort vapeur à 45°c avec une enthalpie de 110 Kcal/Kg

On a donc:

$$R_c (110 - 23) = R_{ef} (110 - 15)$$

$$R_{ef} = 213.38 \text{ t/h}$$

$$R_{ef} = 213.38 / 0.6536 = 323.30 \text{ m}^3$$

La vapeur dans la ligne de tête est:

$$\Sigma S_0 + R_{ef} = 22.25 + 213.38 = 235.6 \text{ t/h}$$

Bilan du condenseur:

$$Q_c = (R_{ef} + \text{essence légère})(H_{ts1} - H_{tb1}) + \text{gaz} (H_{ts2} - H_{tb2}) + (H_2O)_v (H_{ts3} - H_{tb3}).$$

Avec:

H_{ts} : l'enthalpie à la température de sommet 45° c.

H_{tb} : l'enthalpie à la température de ballon 30° c.

$$Q_c = (213.38 + 15.64)(110 - 15) + 6.61 (118 - 110) + 9.433(620-30)$$

$$Q_c = 27375.25 \text{ th/h}$$

Débit sur le condenseur:

En faisant travailler l'eau de réfrigération entre 15°c et 40° c

$$Q_c = \text{Débit d'eau sur le condenseur (M)} \times \Delta T.$$

$$\text{Donc } M = Q_c / \Delta T = 27375.25 / 25 = 1095 \text{ m}^3/\text{h}.$$

Contrôle de la température de tête:

Incondensables = 524 kmoles d'eau/h

Le nombre de moles des hydrocarbures:

$$235630/80 = 2945.4 \text{ Kmoles/h}$$

Pression de la section:

$$P_{s0} = P_{s1} - N \times \Delta P = 1.1 \text{ atm}$$

Pression partielle des hydrocarbures:

$$P_{Hyd} = 1.1 \times 2945.4 / (2945.4 + 524) = 0.93 \text{ atm}$$

la température de rosée de l'essence légère sous cette pression est de 46°c, en bon accord avec l'hypothèse faite.

7) Bilan général de la colonne:

Le bilan général de la colonne est établi selon le tableau 2-12. D'après le bilan établi, on remarque une légère différence entre l'entrée et la sortie. Cette différence est due principalement aux erreurs de lecture sur les abaques.

Nous pouvons évaluer cette erreur comme suit:

$$E = (49489 - 48963) / 49489 = 0.01, \text{ soit } E = 1\%$$

ENTREE				SORTIE			
	t/h	Kcal/Kg	th/h		t/h	Kcal/Kg	th/h
VI	141.28	245	34613.6	BR	55.02	175	9628.50
BRI	46.23	180	8321.40	Gasoil	31.03	146	4543.80
Vapeur d'eau	9.43	695	6553.85	Keros.	29.84	109.1	3255.54
				Ess.1d	49.36	59.06	2915.20
				Ess.1g	15.64	15	234.60
				Gaz	6.61	110	727.10
				Eau	9.43	30	282.90
				Qc			27375.25
TOTAL		49489.00		TOTAL			48963.00

Tableau 2-12 "Bilan Général de la colonne"

8) Reflux circulant intermédiaire:

D'après les résultats obtenus, on remarque l'inégalité des charges des plateaux de soutirages. Pour mieux répartir ces charges, on introduit un reflux circulant intermédiairement. Le soutirage de reflux circulant intermédiairement est fait au niveau de plateau de soutirage du gasoil, qui correspond à une température de 260°C. Le soutirage est envoyé comme reflux à l'aide d'une pompe trois plateaux plus haut, où la température est de 128°C.

La quantité de chaleur à éliminer au niveau du plateau de soutirage gasoil est:

$$Q = D(h_{260} - h_{155}), \quad D = 30 \text{ t/h}$$

h_{260} : enthalpie de gasoil à 260°C

h_{155} : enthalpie de gasoil à 155°C

$$Q = 30 \times (152 - 81.25) = 2122.5 \text{ th/h}$$

Avec ce reflux, les débits liquides et vapeurs au dessus de soutirage gasoil se trouvent diminuer dans une proportion correspondante à cette quantité de chaleur Q , ainsi au niveau de chaque soutirage, les charges se réduisent de: $Q / \Delta H$.

La nouvelle distribution sera donc comme suit:

- Sommet:

$$\text{Reflux de tête: } R_{0f} = 213.38 - 2122.5 / (110 - 15) = 191 \text{ t/h}$$

$$\begin{aligned} \text{Vapeur de tête: } \Sigma S_0 + R_{0f} &= 235.63 - 2122.50 / (110 - 15) \\ &= 213.30 \text{ t/h} \end{aligned}$$

- Deuxième plateau:

$$\text{Reflux chaud: } R_c = 233 - 2122.5 / (110 - 23) = 208.6 \text{ t/h}$$

$$\text{Vapeur: } \Sigma S_0 + R_c = 208.6 + 22.25 = 230.85 \text{ t/h}$$

- Essence lourde:

$$\text{Liquide: } R_1 + S_1 = 265.78 - 2122.5 / (133 - 60) = 236.7 \text{ t/h}$$

$$\text{Reflux interne: } R_1 = 214.12 - 2122.5 / (133 - 60) = 185 \text{ t/h}$$

$$\text{Vapeur: } \Sigma S_1 + R_1 = 185 + 71.61 = 256.65 \text{ t/h}$$

- Kérosène:

$$\text{Liquide: } R_2 + S_2 = 191.30 - 2122.5 / (174 - 112) = 157 \text{ t/h}$$

$$\text{Reflux interne: } R_1 = 160 - 2122.5 / (174 - 112) = 125.8 \text{ t/h}$$

$$\text{Vapeur: } \Sigma S_2 + R_2 = 125.8 + 101.45 = 227.2 \text{ t/h}$$

- Gasoil: Liquide sur le plateau:

$$R_3 + S_3 + \text{Reflux intermediaire} = 75.43 + 32.6 + 30 = 138 \text{ t/h}$$

B) PETROLE BRUT HRS 162**1) Zone d'expansion:**

Les équations du bilan:

$$\Sigma S = VI + V_f - R_{ze} \quad (2-1)$$

$$BR = BRI + R_{ze} - V_f \quad (2-2)$$

D'où: $VI = \Sigma S + R_{ze} - V_f$

$$VI = 57 + 8 - 4 = 61 \%$$

$$BRI = 100 - 61 = 39 \%$$

$$BR = 39 + 8 - 4 = 43 \%$$

Le bilan de cette zone est établi selon le tableau 2-13:

PRODUIT	% VOL	M3/h	d	T/h
VI	61.00	90.08	0.780	70.26
Vf	+4.00	5.91	0.803	+4.75
Rze	-8.00	11.81	0.883	-10.43
ΣS	57.00	84.17	0.767	64.59
BRI	39.00	57.59	0.950	54.71
Rze	+8.00	11.81	0.883	10.43
Vf	-4.00	5.91	0.803	-4.75
BR	43.00	63.49	0.951	60.39

Tableau 2-13: "bilan massique-thermique de la zone d'expansion"

2) Fond de tour:

Hypothèses: - Température de fond: 355°C

- Nombre de plateaux théoriques: $N_t = 4$

Le bilan de la section est établi selon le tableau 2-14.

Le bilan thermique au fond de tour s'équilibre pour une enthalpie de brut réduit à la sortie de 208 kcal/Kg, qui donne une température de fond de colonne de 353°C, ce qui est en accord avec l'hypothèse faite.

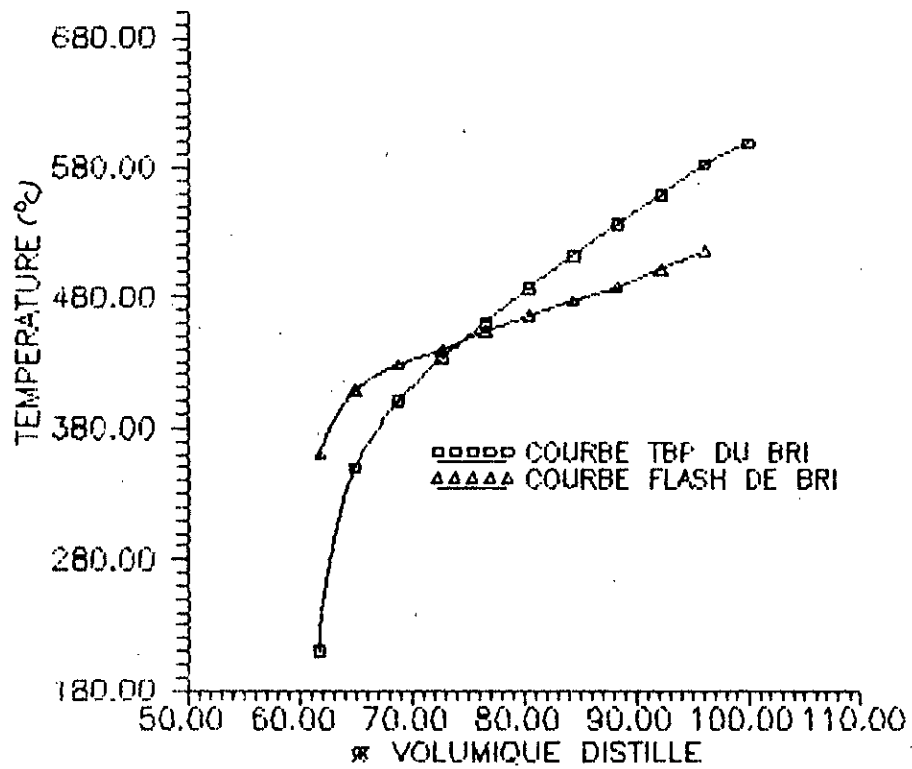


FIG 2-20 : COURES DU BRI DE PETROLE BRUT HRS162

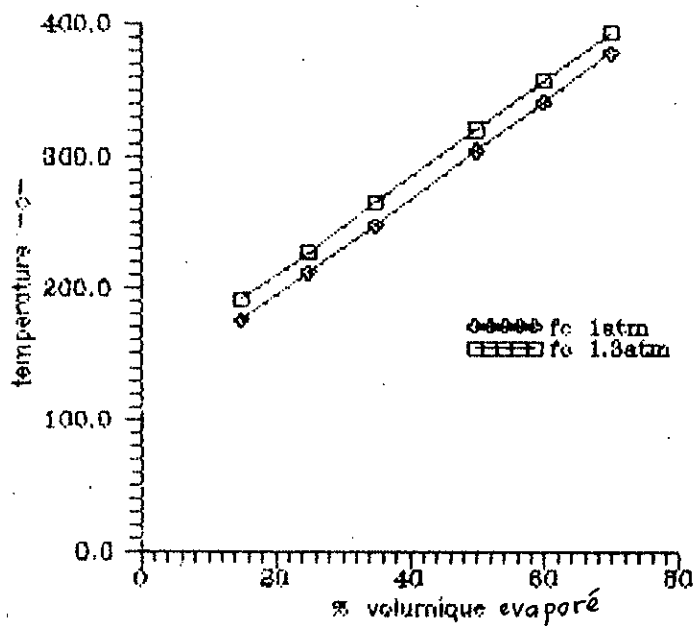


FIG2- 12 : COURBE DE FLASH ZONE D'EXPANSION PETROLE BRUT HRS162

ENTREE				SORTIE			
	t/h	Kcal/Kg	th/h		t/h	Kcal/Kg	th/h
BRI	54.71	210	11489.10	Vf	4.75	230	1092.50
Rze	10.43	217	2263.30	(H2O)f	1.23	768	944.64
(H2O)f	1.23	690	848.70	BR	60.39	208	12563.96

TABLEAU 2-14: "Bilan de fond de tour"

3) Soutirage gasoil:

- Hypothèses: - Température de soutirage: 215°C
 - Fraction revaporisée: Kérosène 5%
 - Nombre de plateaux théorique: N=6

Le bilan de stripping est établi selon le tableau 2-15. L'enthalpie à la sortie est de 119.37 Kcal/Kg, ce qui correspond à une température de 212°C.

ENTREE				SORTIE			
	t/h	Kcal/Kg	th/h		t/h	Kcal/Kg	th/h
gasoil	41.52	122	5065.44	gasoil	41.52	119.37	4956.23
V3	2.05	125	255.25	V3	2.05	185	379.22
S3	43.57	-	5321.70				
(H2O)3	1.376	695	965.32	(H2O)3	1.376	685	942.56

TABLEAU 2-15: "Bilan de stripping soutirage gasoil"

- Bilan thermique de la section:

ENTREE				SORTIE			
	t/h	Kcal/Kg	th/h		t/h	Kcal/Kg	th/h
VI	70.26	227	15949.02	IS3	64.59	185	11949.15
Vf	4.75	230	1092.50	R3	R3	180	180 R3
R3	R3	121	121 R3	Rze	10.43	217	2263.31
(H2O)f	1.23	768	944.64	(H2O)f	1.23	685	842.55
17986.16 + 121 R3				15055.00 + 180 R3			

TABLEAU 2-16: "Bilan massique-thermique de la section gasoil"

D'où: $R_3 = 49.68$ t/h

$S_3 + R_3 = 93.25$ t/h

$\Sigma S_3 + R_3 = 114.27$ t/h

Controle de la température de soutirage:

Incondensables = $82.24 + 163.9 + 68.57 = 314.7$ Kmoles/h

Nombre de moles de gasoil:

$S_3 + R_3 = 93250 / 250 = 455$ kmoles/h

$P_{g0} = P_{s3} \times N_{g0} / N = 1.25 \times 455 / (455 + 314.7)$

$P_{g0} = 0.75$ atm

On trace la courbe de flash de gasoil à la pression calculée ci-dessus, on trouve le point initiale de la courbe flash qui correspond à la température de 210°C (Fig. 2-13). D'où l'hypothèse est vérifiée.

4) Soutirage Kérosène:

Hypothèses sur la température: 162°C

Fraction revaporisée: Essence lourde 5%

Quantité d'eau de stripping: 38 Kg/m^3

Le bilan thermique de stripping est établi selon le tableau 2-17.

L'enthalpie de Kérosène égale à 195.92 Kcal/Kg correspond à une température de 153°C .

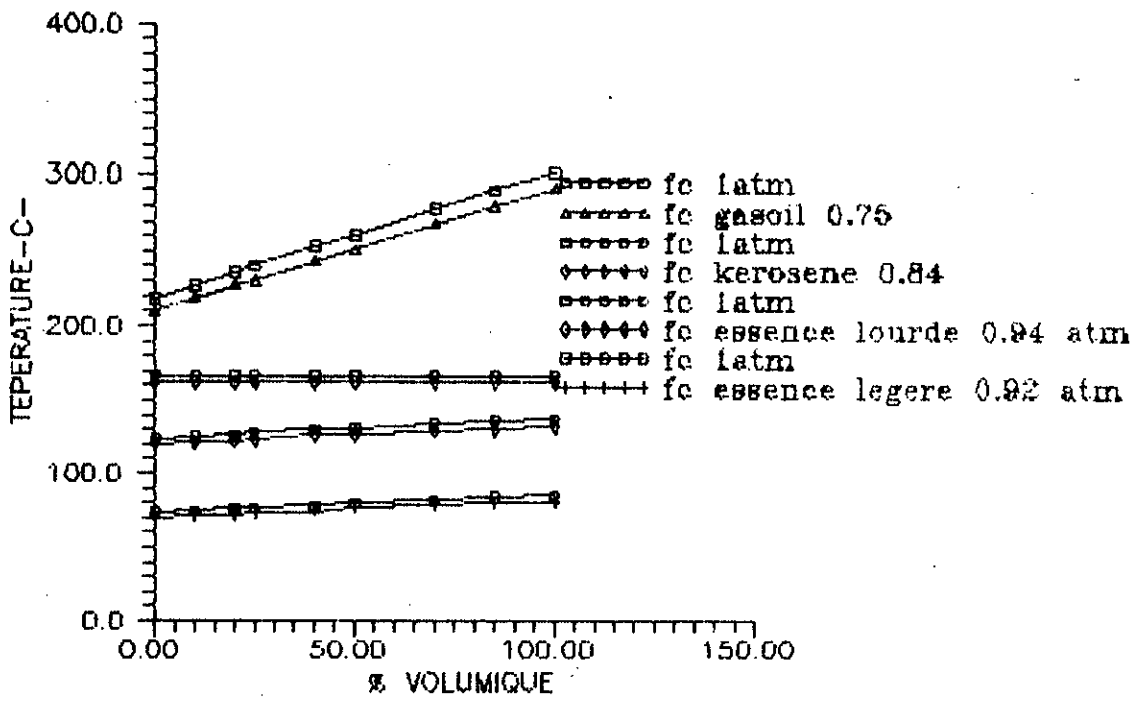


FIG2-13 :CONTROLE DE TEMPERATURE DE SOUTIRAGE
 PETROLE BRUT HRS 162

ENTREE			SORTIE				
	t/h	Kcal/Kg	th/h		t/h	Kcal/Kg	th/h
keros.	2.26	89	201.14	keros.	2.26	86.69	195.92
V2	0.116	92	10.64	V2	0.116	158	18.33
S2	2.37	-	211.78				
(H2O)2	0.112	695	77.84	(H2O)2	0.112	673	75.37

TABLEAU 2-17: "Bilan de stripping soutirage Kérosène"

Le bilan thermique de la section Gasoil-Kérosène est établi selon

le tableau 2-18:

ENTREE			SORTIE				
	t/h	Kcal/Kg	th/h		t/h	Kcal/Kg	th/h
ΣS3	64.59	185	11949.15	ΣS2	23.06	162	3735.72
R3	49.68	180	8942.40	R2	R2	155	155 R2
R2	R2	90	90 R2	S3+R3	93.25	123	11469.75
V3	2.05	185	379.22	(H2O)f	1.23	670	824.10
(H2O)f	1.23	685	842.55	(H2O)3	1.376	670	921.92
(H2O)3	1.376	685	942.56				
23055.88+90 R2			16951.49+155 R2				

TABLEAU 2-18: "Bilan massique-thermique de la section gasoil-Kérosène".

$$D'où : R_2 = 93.91 \text{ t/h}$$

$$S_2 + R_2 = 96.28 \text{ t/h}$$

$$\Sigma S_2 + R_2 = 116.97 \text{ t/h}$$

Contrôle de la température de soutirage:

Incondensables = Gaz + essence légère + vapeur d'eau
 = 82.24 + 64.01 + 144.78 = 291.03 Kmoles/h

nombres de moles de kérosène:

$$S_2 + R_2 = 96280 / 138 = 697.68 \text{ Kmoles/h}$$

$$P_{s2} = P_{s3} - N \times \Delta P = 1.20 \text{ atm}$$

$$P_k = P_{s2} \times N_k / N = 0.84 \text{ atm}$$

on trace la courbe de flash du kérosène à la pression 0.84 atm, on trouve que le point initial de la courbe flash qui correspond à la température de soutirage est de 162°C (FIG.2-13).

5) Soutirage essence lourde:

- Fraction revaporisée : essence légère.
- Quantité d'eau de stripping: 42 Kg/m³
- Température de soutirage: 122°C

le bilan de thermique de stripping est établi selon le tableau 2-19. L'enthalpie de l'essence lourde à la sortie de stripping est égale à 66.06 Kcal/Kg, ce qui correspond à une température de 121°C.

ENTREE				SORTIE			
	t/h	Kcal/Kg	th/h		t/h	Kcal/Kg	th/h
Ess.1d	9.65	67	646.55	ess.1d	9.65	66.06	637.61
V1	0.47	69	32.43	V1	0.47	140	65.80
S1	10.12	-	678.98				
(H2O)1	0.543	695	377.38	(H2O)1	0.543	650	352.95

TABLEAU 2-19: "Bilan de stripping Essence lourde"

- Le bilan thermique de la section Kérosène - essence lourde est établi selon le tableau 2-20.

D'où: $R_1 = 92.58 \text{ t/h}$

$$S_1 + R_1 = 102.7 \text{ t/h}$$

$$\Sigma S_1 + R_1 = 113.4 \text{ t/h}$$

ENTREE				SORTIE			
	t/h	Kcal/Kg	th/h		t/h	Kcal/Kg	th/h
ΣS_2	23.06	162	3735.70	ΣS_1	20.81	143	2975.80
R2	93.91	155	14556.05	R1	R1	139	139 R1
R1	R1	66	66 R1	S2+R2	96.28	90	8665.20
V2	0.116	158	18.33	(H2O)f+3+2	2.72	650	1768.00
(H2O)f+3	2.61	670	1774.80				
(H2O)2	0.112	673	82.11				
20167.21+66 R1				13409.00+139 R1			

TABLEAU 2-20: "Bilan massique-thermique de la section Kérosène-Essence lourde".

Contrôle de la température de soutirage:

Incondensables = Gaz + Vapeur d'eau

$$= 82.24 + 151.11 = 233.35 \text{ Kmoles/h}$$

Nombre de moles de l'essence lourde:

$$S_1 + R_1 = 10270 / 97.5 = 1053.33 \text{ Kmoles/h}$$

$$P_{s1} = P_{s2} - N \times \Delta P = 1.2 - 0.048 = 1.15 \text{ atm}$$

$$P_0 = 1.15 \times 1053.33 / (1053.33 + 233.35) = 0.94 \text{ atm}$$

Pour cette pression, on lit sur la courbe de flash la température de bulle d'essence lourde, $T = 120^\circ\text{C}$ (Fig. 2-13).

L'hypothèse est vérifiée.

6) Sommet de la colonne:

Hypothèse de la température: 68°C

Température de reflux externe froid: 30°C

Le bilan thermique du sommet est établi selon le tableau 2-21:

ENTREE				SORTIE			
	t/h	Kcal/Kg	th/h		t/h	Kcal/Kg	th/h
ΣS_1	20.81	143	2975.80	ΣS_0	11.16	123	1372.68
R1	92.58	139	12868.62	Rc	Rc	118	118 Rc
(H2O)t	3.26	648	2112.48	(H2O)f	3.26	630	2053.80
Rc	Rc	35	35 Rc	S1+R1	102.70	67	6880.90
V1	0.47	140	65.80				
18022.70+35 Rc				10307.38+118 Rc			

TABLEAU 2-21: "Bilan massique-thermique de sommet de colonne"

D'où: $R_c = 92.96$ t/h

$$\Sigma S_0 + R_c = 11.16 + 92.96 = 104.11 \text{ t/h}$$

Le reflux externe froid Ref entre dans la section à 30°C liquide avec une enthalpie de 15 Kcal/Kg et en sort vapeur à 68°C avec une enthalpie de 118 Kcal/Kg.

$$\text{On a donc: } R_c \times (118 - 35) = R_{ef} \times (118 - 15)$$

$$\text{D'où: } R_{ef} = 74.9 \text{ t/h}$$

- Vapeur d'eau dans la ligne de tête:

$$\Sigma S_0 + R_{ef} = 11.16 + 74.9 = 86 \text{ t/h}$$

Bilan de condenseur:

$$Q_c = (R_{ef} + \text{essence légère})(H_{ts1} - H_{tb1}) + \text{Gaz} (H_{ts2} - H_{tb2}) + (H_2O)_v (H_{ts3} - H_{tb3})$$

$$Q_c = (74.9 + 6.16)(117 - 15) + 5(125 - 10) + 3.26(630 - 30)$$

$$Q_c = 10300.2 \text{ Kcal/Kg}$$

Débit sur le condenseur:

L'eau de réfrigération fonctionne entre 15°C et 40°C.

$$Q_c = M \times \Delta T$$

M: débit d'eau sur le condenseur

$$M = Q_c / \Delta T = 412 \text{ m}^3/\text{h}$$

Contrôle de la température de tête:

Incondensables = 181.11 Kmoles/h

Nombre de moles d'hydrocarbures: 86070 / 95 = 906 Kmoles/h

Pression de soutirage: $P_{s0} = P_{s1} - N \times \Delta P = 1.1 \text{ atm}$

Pression partielle des hydrocarbures:

 $P_{\text{hyd}} = 1.1 \times 906 / (906 + 181.11) = 0.92 \text{ atm}$

La température de rosée de l'essence légère pour cette pression est de 70°C, en bonne accord avec l'hypothèse (Fig.2-13).

7) Bilan général de la colonne:

ENTREE				SORTIE			
	t/h	Kcal/Kg	th/h		t/h	Kcal/Kg	th/h
VI	70.26	227	15949.0	BR	60.40	209.7	12664.00
BRI	54.70	210	11489.1	Gasoil	41.52	119.37	4256.23
Vapeur d'eau	3.26	695	2265.70	Keros.	2.26	86.7	195.92
				Ess.1d	9.65	66.07	637.60
				Ess.1g	6.16	15	92.40
				Gaz	5.00	110	550.00
				Eau	3.26	30	97.80
				Qc			10300.20
TOTAL			29703.80	TOTAL			28794.10

Tableau 2-22 "Bilan Général de la colonne"

$$E = (29703.80 - 28794.10) / 29703.8 = 3\%$$

8) Reflux circulant intermédiaire

Température d'entrée de reflux circulant intermédiaire:

Si on soutire en plus de S_j , au niveau de plateau de soutirage de gasoil, 30 t/h, à la température de 215°C, le soutirage est utilisé pour chauffé le brut de 99°C à 126°C.

La quantité de chaleur cédée au brut est :

$$Q = D \times (H_i - H_e)$$

avec D: débit du brut en t/h

H_i : enthalpie massique à 126°C

H_e : enthalpie à 99°C

$$Q = 124.7 \times (61 - 50) = 1371.7 \text{ th/h}$$

$$Q = 30 \times (122 - H_e) = 1371.7 \text{ th/h}$$

D'où: $H_e = 76.27 \text{ Kcal/Kg}$, $T_e = 142^\circ\text{C}$

La nouvelle distribution sera donc :

-Sommet:

$$\text{Reflux de tête} = 74.91 - 1371.7 / (118-15) = 61.6 \text{ t/h}$$

$$\text{Vapeur de tête} = 11.16 + 74.91 - 1371.7 / (118-15) = 72.75 \text{ t/h}$$

Deuxième plateau:

$$\text{Reflux chaud} = 92.96 - 1371.7 / (118 - 35) = 76.44 \text{ t/h}$$

$$\text{Vapeur} = 11.16 + 76.44 = 87.6 \text{ t/h}$$

-Essence lourde:

$$\text{Liquide } (R_1 + S_1) = 102.70 - 1371.7 / (139 - 66) = 83.90 \text{ t/h}$$

$$\text{Reflux interne } R_1 = 92.58 - 1371.7 / (139 - 66) = 73.79 \text{ t/h}$$

$$\text{Vapeur } (\Sigma S_1 + R_1) = 20.81 + 73.79 = 94.6 \text{ t/h}$$

-kérosène:

$$\text{Liquide } (R_2 + S_2) = 96.28 - 1371.7 / (155 - 90) = 75.2 \text{ t/h}$$

$$\text{Reflux interne } R_2 = 93.91 - 1371.7 / (155 - 90) = 72.80 \text{ t/h}$$

$$\text{Vapeur } (\Sigma S_2 + R_2) = 23.06 + 72.80 = 95.86 \text{ t/h}$$

- Gasoil:

$$\text{Liquide sur le plateau} = 93.25 + 30 = 123.25 \text{ t/h}$$

I-3 DIMENSIONNEMENT DE LA COLONNE

La colonne comporte deux diamètres, l'un pour la section rectification, l'autre pour la section d'épuisement.

Le diamètre pour chaque section, sera fixé par le débit de vapeur maximal.

L'examen d'un plateau en fonctionnement montre qu'au dessus du liquide existe une zone de brouillard correspondant à l'entraînement de fines gouttelettes liquides entraînées par la

vapeur. IL est donc nécessaire que la vitesse de vapeur dans la section libre entre deux plateaux ne dépasse pas un certain seuil afin que la décantation des gouttelettes puisse s'effectuer. Lors de calcul du diamètre il est nécessaire donc de tenir compte de la vitesse limite des particules en régime turbulent. Le diamètre de la colonne est déterminé par la formule:

$$D_m = \sqrt{4 \frac{M_v}{\pi K_w \rho_v (\rho_l - \rho_v)}} \quad (2-3)$$

Où: D_m diamètre minimal de la colonne.

M_v : débit massique de vapeur en Kg/h

ρ_l : masse volumique du liquide en Kg/m³

ρ_v : masse volumique de vapeur en Kg/m³

K_w : coefficient dépendant de la distance entre plateaux et de la tension superficielle du liquide dans les conditions de la colonne.

Dans notre cas, le débit de vapeur maximal pour la section rectification entre les deux marches, est celui correspondant au plateau de soutirage de l'essence lourde de pétrole brut MERKSEN:

$$\Sigma S_1 + R_1 + (H_2O)_{4+3+2} = 256.65 + 6.67 = 263.32 \text{ t/h}$$

I-3-1 DETERMINATION DES MASSES VOLUMIQUES LIQUIDES ET VAPEURS:

A- pétrole brut MERKSEN:

1- Section de la rectification:

Liquide: la densité du liquide ($S_1 + R_1$) sur le plateau de soutirage essence lourde est déterminé à 110°C (la température du soutirage au niveau du plateau), pour cela on utilise l'abaque donnant la variation de la densité en fonction de la température des hydrocarbures liquides [5], pour déterminer les masses volumiques.

Pour une densité de $d_4^{15} = 0.750$ et $T=110^\circ\text{C}$, on trouve:

$$d_4 = 0.67, \text{ et } \rho_l = 670 \text{ Kg/m}_3$$

Vapeur: La pression au niveau du plateau de soutirage d'essence lourde est faible, $P_e = 1.15 \text{ atm}$, on peut considérer que les vapeurs issues du plateau ($\Sigma S_i + R_i + (H_2O)_{f+3+2}$) sont des gaz parfaits. [13]

$$P_e V = NRT, N = m / M$$

$$P_e V M = m R T$$

$$\rho_v = m / V = P_e M / R T$$

Le poids moléculaire est calculé selon le tableau suivant:

PRODUITS	t/h	M	Kmoles/h
ΣS_i	71.61	100.9	709.6
R1	185.04	116.5	1588.32
$(H_2O)_{f+3+2}$	6.67	18	370.56
TOTAL	263.32	98.68	2668.84

TABLEAU 2-23

$$\rho_v = 1.15 \times 98.68 / (0.082 \times 383) = 3.61 \text{ Kg/m}^3$$

2- Section d'épuisement:

-Liquide: BRI + R

La masse volumique : $d_4^{15} = (46.23 + 16.55) / (52 + 18.91) = 0.885$

$$T = 315^\circ\text{C}$$

$$d_4^{15} = 0.885$$

$$\rho_l = 660 \text{ Kg/m}^3$$

- Vapeur:

$$\rho_v = P_f M / R T$$

Le poids moléculaire:

PRODUITS	t/h	M	Kmoles/h
Vf	7.75	154	50.32
(H ₂ O)f	4.27	18	237.22
TOTAL	12.02	41.8	287.54

TABLEAU 2-24

$$\rho_v = 1.27 \times 41.8 / (0.082 \times 588) = 1.1 \text{ Kg/m}^3$$

B) Pétrole brut HRS 162

1- Zone de rectification:

Le plateau le plus chargé correspond au soutirage de kérosène.

-Liquide: S₂ + F₂

$$d_4^{15} = 0.765$$

$$T = 162^\circ\text{C}, \quad d = 0.665$$

$$\rho_l = 665 \text{ Kg/m}^3$$

Vapeur:

PRODUITS	t/h	M	Kmoles/h
S2	23.06	87.84	262.51
R2	72.80	138.0	527.53
(H ₂ O)f+3	2.61	18	145.00
TOTAL	98.47	105.31	935.04

TABLEAU 2-25

$$\rho_v = P_k \times M / R \times T = 3.54 \text{ Kg/m}^3$$

2- Zone d'épuisement:

Liquide: RRI + R_{ze}

$$d_{15}^4 = 0.939,$$

$$T = 355^\circ\text{C},$$

$$d = 0.778$$

$$\rho_l = 778 \text{ Kg/m}^3$$

Vapeur: V_f + (H₂O)_f

PRODUITS	t/h	M	Kmoles/h
Vf	4.75	182	27.00
(H ₂ O) _f	1.23	18	68.33
TOTAL	5.98	62.73	95.33

TABLEAU 2-26

$$\rho_v = P_f \times M / R \times T = 1.55 \text{ Kg/m}^3$$

I-3-2 CALCUL DE LA VITESSE LIMITE

La vitesse limite des particules en régime turbulent est donnée par:

$$U_l = \sqrt{3D_p g \frac{(\rho_l - \rho_v)}{\rho_v}} - K_v \sqrt{\frac{\rho_l - \rho_v}{\rho_v}} \quad (2-4)$$

La vitesse est donnée par: $U = U_f \times U_l$, $0.6 < U_f < 0.9$

Où: U_f est le facteur d'engorgement.

A- Pétrole brut MERKSEN:

1- Section de rectification:

$$U_l = K_v \left((\rho_l - \rho_v) / \rho_v \right)^{1/2}$$

On estime la tension superficielle T_s de l'abaque donnant la tension superficielle en fonction de la température moyenne (Fig2-14).

$$PM = 116.5 \text{ g/moles}$$

$$T = 130^\circ\text{C}$$

$$T_s = 12 \text{ dynes/cm}$$

La valeur de K_v est estimée à partir de l'abaque donnant la constante K_v en fonction de l'espacement entre les plateaux et la

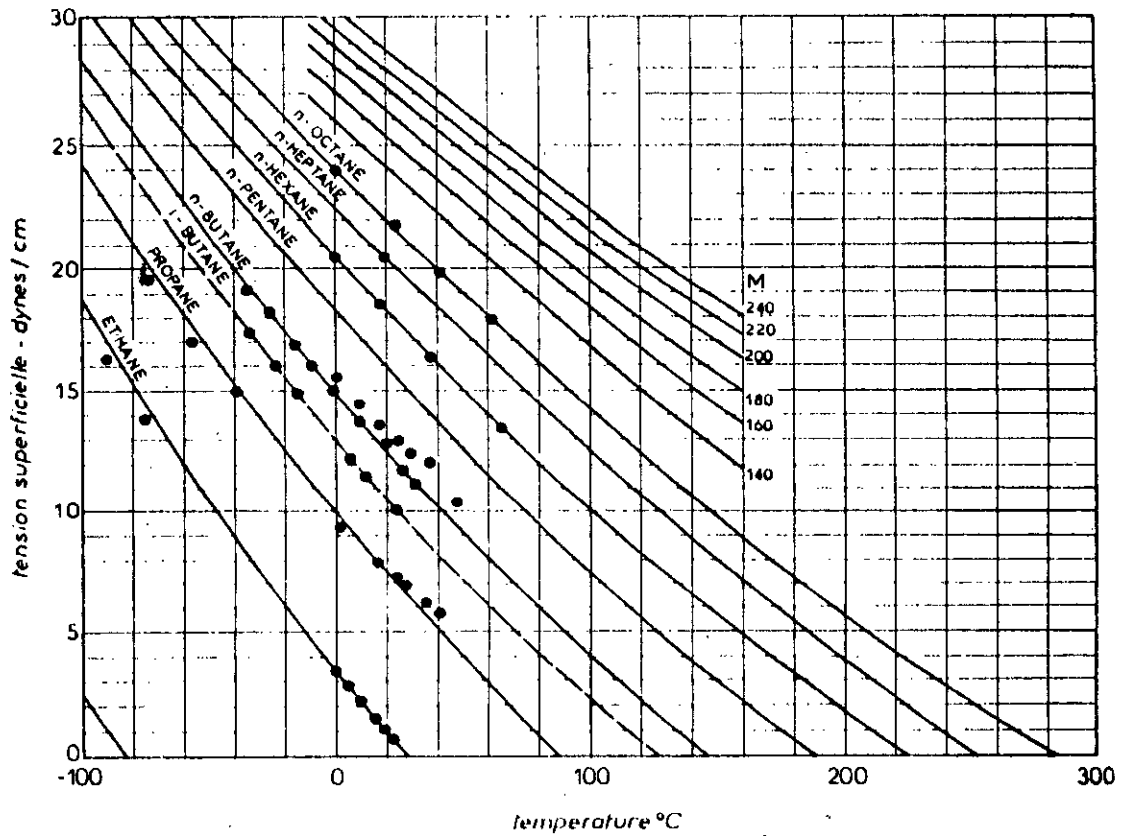


FIG. 2.14 - Variation de la tension superficielle en fonction de la temperature.

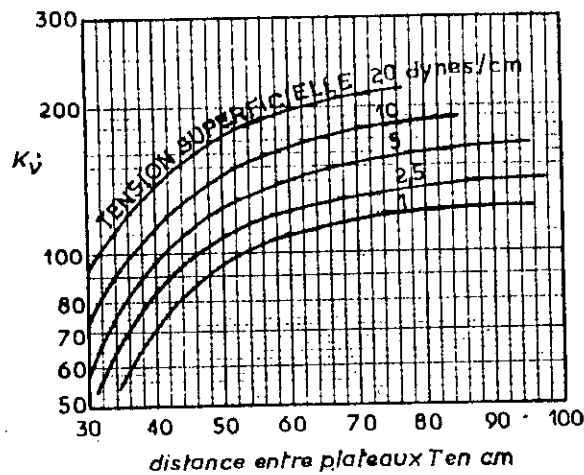


FIG. 2.15 - courbes d'estimation de la constante K_v en fonction de la tension superficielle et la distance entre plateaux.

tension superficielle (Fig.2-15).

Pour un espacement entre les plateaux de 60 cm et $T_s = 12$ dynes/cm, on trouve $K_v = 170$.

L'équation (2-4) donne:

$$U_{11} = 0.64 \text{ m/s}$$

$$U_1 = 0.8 U_{11} = 0.51 \text{ m/s}$$

2- Zone d'épuisement:

$$PM = 154 \text{ g/mole}$$

$$T = 201^\circ\text{C}, T_s = 10 \text{ dynes/cm}, K_v = 164$$

L'équation (2-4) donne:

$$U_1' = 0.8 U_{11}' = 0.89 \text{ m/s}$$

B) Marche du pétrole brut HRS 162

1- Zone de rectification:

$$T_s = 10.6 \text{ dynes/cm}, K_v = 164$$

$$U_2 = 0.8 U_{12} = 0.8 \times 0.62 = 0.49 \text{ m/s}$$

2- Zone d'épuisement:

$$T_s = 10.2 \text{ dynes/cm}, K_v = 163$$

$$U_{12}' = 1 \text{ m/s}$$

$$U_2' = 0.8 U_{12}' = 0.83 \text{ m/s}$$

I-3-3 ESTIMATION DU DIAMETRE DE LA COLONNE

Le diamètre de la colonne est fixé par le débit de vapeur maximal et la vitesse la plus petite.

1- Section de rectification:

Le débit de vapeur Max est celui de plateau d'essence lourde de pétrole brut MEREKSEN.

$$M_v = 263.32 \text{ t/h}$$

La vitesse la plus petite est: $U_2 = 0.49 \text{ m/s} = 1793.42 \text{ m/h}$

$$M_v = \left(\pi \frac{D^2}{4}\right) U \rho_v$$

$$D = \left(4 \frac{M_v}{\pi U \rho_v}\right)^{1/2}$$

$$D = \sqrt{\frac{4 \times 263320}{\pi \times 1793.42 \times 361}} = 7.198 \text{ m}$$

Le diamètre de la section de rectification est donc $D = 7198 \text{ mm}$

2- Section d'épuisement:

Le débit de vapeur maximum au fond de la colonne est celui du pétrole brut de MEREKSEN.

$$M_v = 7.75 + 4.27 = 12.02 \text{ t/h}$$

La vitesse la plus petite est: $U_2' = 0.83 \text{ m/s}$

$$M_v = \left(\pi \frac{D^2}{4}\right) U \rho_v$$

$$D = \left(4 \frac{M_v}{\pi U \rho_v}\right)^{1/2}$$

$$D = 2.15 \text{ m}$$

Le diamètre de la section d'épuisement est donc $D = 2150 \text{ mm}$

I-3-4 HAUTEUR DE LA COLONNE

La hauteur de la colonne est liée au nombre de plateaux installés et à l'espacement prévu entre chacun d'eux.

Pour déterminer le nombre de plateaux réels, il est nécessaire de connaître l'efficacité des plateaux.

E = le rapport du nombre de plateaux théoriques sur le nombre de plateaux réels.

Généralement, on a une efficacité de 50% pour les plateaux des colonnes de distillation.

$$E = \eta' / \eta \text{ soit } \eta = \eta' / 0.5$$

La forme de la colonne est donnée sur le plan.

Où: H_2 Hauteur de la zone de rectification

$$H_2 = (N_2 - 1) \times L$$

N_2 : nombre de plateaux réels

L : l'espacement entre deux plateaux consécutifs ($L = 0.6 \text{ m}$)

$$H_2 = (24 / 0.5 - 1) \times 0.6 = 28.2 \text{ m}$$

H_4 : Hauteur de la zone d'épuisement

$$H_4 = (N - 1) \times L = (4 / 0.5 - 1) \times 0.6 = 4.2 \text{ m}$$

H_3 : Hauteur de la zone d'expansion

$$H_3 = (D - D_{\text{fond}}) / 2 \text{ tg}30^\circ = 4.37 \text{ m}$$

H_1 : Hauteur de la tête de colonne ($H_1 = 1\text{m}$)

H_5 : Hauteur de fond de colonne ($H_5 = 2 \text{ m}$)

La hauteur totale de la colonne est:

$$H = \sum H_i = H_1 + H_2 + H_3 + H_4 + H_5 = 39.77 \text{ m}$$

I-3-5 EPAISSEUR DE LA COLONNE

La formule de base pour la détermination de l'épaisseur de la colonne est la suivante:

$$e_b = P \frac{R}{(\alpha t - 0.6P)} \quad (2-5)$$

avec:

e_b : épaisseur de base (mm)

P: pression relative de service (bar)

R: rayon du récipient (mm)

t: contrainte maximum (bar)

α : coefficient de soudure.

valeurs des constantes:

- coefficient de soudure $\alpha = 0.70$

- contrainte maximum: la contrainte maximum "t" dépend des paramètres suivants:

1-la nature du matériau

2-la température de service.

- Epaisseur de la colonne: pour déterminer l'épaisseur de la colonne, on ajoute à l'expression de base une surepaisseur " s_e " pour la corrosion.

L'épaisseur totale devient :

$$e = e_b + s_e \text{ généralement on prend } 3\text{mm pour } "s_e".$$

a- Section de rectification:

la pression est donnée par:

$$P = P_{op} + 0.1 P_{op}$$

$$P = 1.1 + 0.1 \times 1.1 = 1.21 \text{ atm}$$

$$T = 68 + 40 = 108^\circ\text{C}$$

$$R = D / 2 = 3599 \text{ mm}$$

- choix de contrainte max:

Généralement on choisit un acier au carbon. Pour cela il faut choisir l'acier au carbon qui a la contrainte max. On aura alors en fonction de la température un acier au carbon SA 285 C avec un $t = 967$.

L'equation (2-5) donne: $e_b = 7\text{mm}$

$$e = e_b + 3 = 10 \text{ mm}$$

b- Section d'épuisement:

$$R = 2150 / 2 = 1075 \text{ mm}$$

$$P = 1.3 \times 0.1 \times 1.3 = 1.43 \text{ atm}$$

$$T = 355 + 50 = 405^\circ\text{C}$$

Pour le même acier SA 285 C , $t=717$.

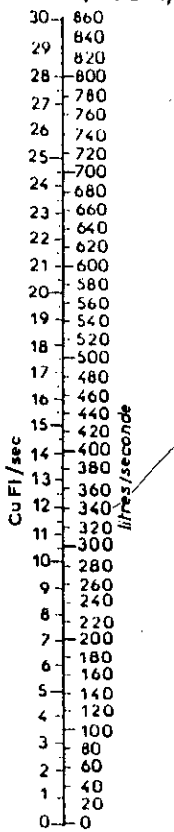
L'equation (2-5) donne: $e_b = 4\text{mm}$

$$e = e_b + 4 = 8 \text{ mm}$$

I-4 CHOIX DU TYPE DE PLATEAU: Le plateau choisit est le clapet, car il est le plus performant, le moins cher, plus léger et facile à installer qu'une calotte par exemple. Le plateau clapet permet d'augmenter la capacité, de réduire les pertes de charge et de minimiser les coûts de maintenance.

CHARGE VAPEUR

$$V = Q_v \sqrt{P_v \cdot (P_L - P_v)}$$



CHARGE LIQUIDE

$$Q_L$$

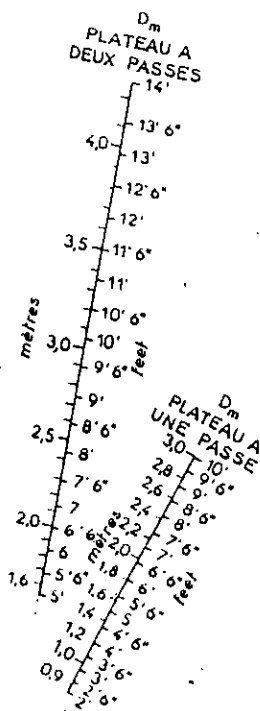
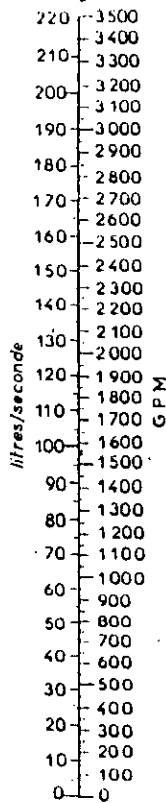


Fig. 2-17. Diametre de plateau à clapet.

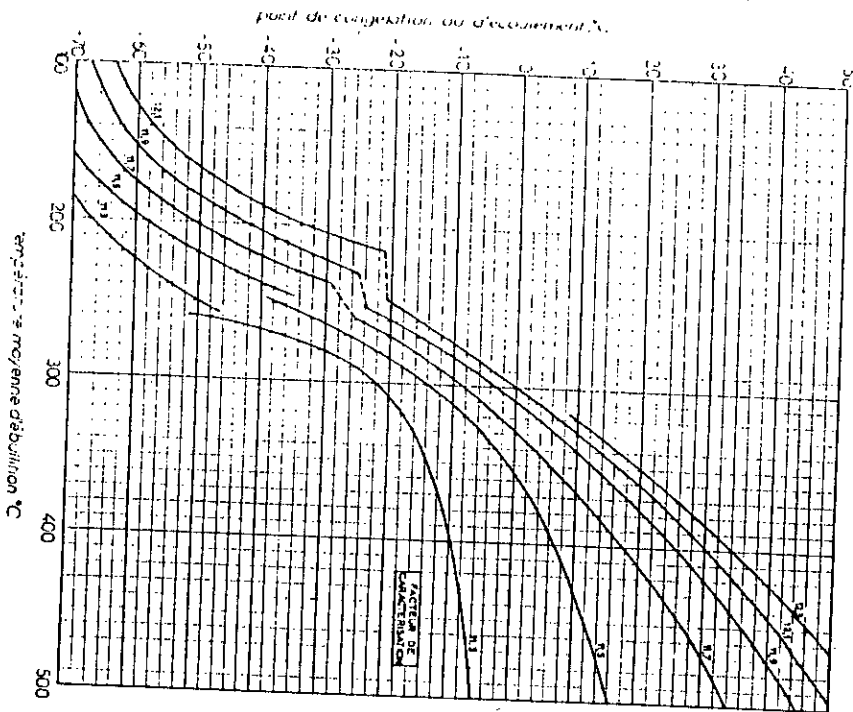


Fig 1-12. point d'écoulement

Estimation de diamètre de plateau:**1- Section de rectification:**

La charge vapeur :

$$V = Q_v \left(\frac{\rho_v}{\rho_l - \rho_v} \right)^{1/2} \quad (2-6)$$

$$V = 1491.3 \text{ l/s}$$

La charge liquide : $Q_l = (236.70 \times 1000 / (3600 \times 670)) \times 1000$
 $Q_l = 98 \text{ l/s}$

Pour une charge vapeur de 1491.3 l/s et 98 l/s de charge liquide, on estime à 5.35 m le diamètre de plateau pour un plateau à deux passes (Fig.2-17)

2- Section d'équipement:

La charge vapeur:

L'équation (2-6) donne: $V = 124 \text{ l/s}$

La charge liquide:

$$Q_l = 62780 \times 10^3 / (3600 \times 660) = 26.42 \text{ l/s}$$

Pour ces débits, on estime le diamètre à 1.5 m

II - CALCUL DES ECHANGEURS DE CHALEURS

II-1 INTRODUCTION

L'industrie de raffinage nécessite des quantités importantes d'énergie calorifique pour aboutir à la température qui permettra le fractionnement.

Le cycle thermique d'une unité topping consiste à porter l'alimentation à haute température, puis à refroidir les produits obtenus à une température permettant de les envoyer au stockage, d'où la nécessité d'un circuit de récupération de chaleur qui est constitué d'un certain nombre d'échangeurs de chaleur permettant de récupérer la chaleur entre les l'alimentation froide et les effluents chauds de l'installation et de réduire le poste de four.

Pour cela, on utilise des échangeurs de type: échangeurs à faisceau et calandre qui sont les plus répandus en raffinage.

II-2 Méthode de KERN:

pour dimensionner les échangeurs, on procède à la méthode de Kern qui est recommandée lors de dimensionnement des échangeurs de type faisceau-calandre. Cette méthode nécessite les étapes suivantes:

1) Bilan thermique:

La quantité de chaleur Q perdue par le fluide chaud (1) est égale à celle prise par le fluide froid (2).

$$Q = M_1 (h_1 - h_2) = M_2 (h_1' - h_2') \quad (2-7)$$

Avec:

M_1, M_2 : débits massiques des fluides (1) et (2)

h_1, h_2 : enthalpies de fluide chaud à T_1 et T_2

h_1', h_2' : enthalpies de fluide froid aux températures w_1 et w_2

2) Calcul de la DTLM:

$$DTLM = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}} \quad (2-8)$$

$$\text{Où : } \Delta t_1 = T_1 - w_2$$

$$\Delta t_2 = T_2 - w_1$$

3) Détermination du nombre de passes N_c :

Le rendement de l'échangeur est caractérisé par le terme E qui est déterminé par la relation suivante:

E = Chaleur échangée / Chaleur maximale échangeable

$$E = (w_2 - w_1) / (T_1 - w_1)$$

$$R = (T_1 - T_2) / (w_2 - w_1)$$

Les valeurs de E et R fixent le terme F qui mesure l'efficacité de l'appareil par rapport au contre courant.

Pour $F \geq 0.75$, on fixe N_c , le nombre de passes coté calandre.

4) Choix de l'appareil:

- Estimation de la surface d'échange:

$$A' = \frac{Q}{U_s' F DTLM} \quad (2-9)$$

Où U_s' : coefficient du transfert sale, il dépend de la nature de fluide en circulation.

- choix des dimensions des tubes: Pour cela, il faut choisir les paramètres suivants: la longueur, le diamètre, le pas, l'épaisseur entre chicanes et la disposition des tubes.

Le choix de ces paramètres se fait selon des normes établis sous forme des tableaux. Dans notre cas, on fait le choix suivant pour tous les échangeurs:

- Longueur des tubes : $L = 6$ m
- Diamètre intérieur: $d_i = 1.483$ cm
- Diamètre extérieur: $d_o = 1.905$ cm
- Pas carré normal: $P = 2.54$ cm

- Disposition des tubes en carré pour faciliter le nettoyage.
- L'espacement entre chicanes est compris entre $D_c / 5$ et D_c .
- Détermination de la surface d'échange: $a = \pi \times d_o \times L$
- Estimation de nombre de tube par calandre: $N_t' = A' / (a \times N)$

Lorsque on détermine N_t' : nombre de tube par calandre on choisit l'appareil qui donne N_t le plus proche de N_t' . Pour choisir le nombre de tube par calandre N_t , KERN propose un tableau donnant N_t en fonction du nombre de passe nt dans le faisceau, du diamètre des tubes et de leur disposition [6].

5-Détermination du U_s de l'appareil:

$$U_s = U_s' N_t' / N_t \quad (2-10)$$

6-Temperature calorifique:

$$T_c = T_2 + F_c (T_1 - T_2)$$

$$W_c = W_1 + F_c (W_2 - W_1)$$

$$F_c = \frac{DTLM - \Delta t_{fr}}{\Delta t_{ch} - \Delta t_{fr}} \quad (2-11)$$

où: $\Delta t_{fr} = T_2 - W_1$

$\Delta t_{ch} = T_1 - W_2$

7- Calcul du coefficient de transfert propre U_p :

a-Faisceau: -Section par passe: $a_t = N_t \times \pi \times d_i^2 / (4n_p)$

-Vitesse massique: $G_t = M_t / a_t$

-Coefficient de transfert J_h :

$$J_h = (h_i \frac{d_i}{\lambda}) (C \frac{\mu}{\lambda})^{-1/3} \phi_c^{-1} \quad (2-12)$$

h_i : coefficient de film interne

d_i : diamètre intérieur

λ : conductivité thermique calculée à W_c .

C : chaleur spécifique déterminée à W_c

μ : viscosité dynamique déterminée à W_c

-Nombre de Reynolds: $R_{et} = d_i \times G_t / \mu \quad (2-13)$

b- Calandre: On détermine :

La section par calandre :

$$a_{ct} = \frac{D_c}{P} (P - d_o) B$$

La vitesse massique: $G_{ct} = M_2 / a_{ct}$

Diamètre équivalent:

$$D_e = 4 \frac{P^2}{\pi d_o} - d_o$$

Le coefficient de transfert est donné par:

$$J_H = (h_o \frac{D_e}{\lambda'}) (C' \frac{\mu'}{\lambda'})^{-1/3} \phi_c^{-1} \quad (2-14)$$

Nombre de Reynolds: $Re_{ct} = D_e G_{ct} / \mu'$ (2-15)

Où: h_o : coefficient du film extérieur

λ' : Conductivité thermique déterminée à T_c

C' : chaleur spécifique déterminée à T_c

Température du tube:

$$T_t = T_c + \frac{h_{io}/Q_t}{h_o/\phi_c + h_{io}/\phi_t}$$

Avec:

$$\frac{h_{io}}{\phi_t} = \left(\frac{h_i}{\phi_t} \right) \frac{d_i}{d_o}$$

- Détermination de μ_t à T_t (côté faisceau)

$$\phi_c = \left(\frac{\mu}{\mu_t} \right)^{0.14}$$

D'où:

$$h_{io} = \left(\frac{h_{io}}{\phi_c} \right) \phi_c$$

(2-16)

- Détermination de μ_t à T_t (côté calandre):

$$\phi_c = \left(\frac{\mu'}{\mu_t} \right)^{0.14}$$

$$D'où: h_o = \left(\frac{h_o}{\phi_c} \right) \phi_c$$

Le coefficient de transfert propre sera donc:

$$U_p = h_o h_{i0} / (h_{i0} + h_o) \quad (2-17)$$

8) Résistance d'encrassement:

$$R_s = \frac{U_p - U_s}{U_p U_s} \quad (2-18)$$

On compare la valeur trouvée avec la résistance admissible.

9) Perte de charge:

a- Faisceau:

$$\Delta P_t = \frac{n_c n_t G_t^2}{1.271 \cdot 10^{15} d} \left[\frac{f_t L}{d_i \phi_c} + 2 \right] \quad (2-19)$$

(ΔP_t en Kg/cm²)

f_t : coefficient de friction

b- Calandre:

$$\Delta P_c = \frac{n_c f_{ct} G_{ct}^2}{1.271 \cdot 10^{15} d_2 D_o \phi_c} (N_c + 1) D_c \quad (\text{en Kg/cm}^2) \quad (2-20)$$

f_{ct} : coefficient de friction côté calandre

II-3 PROGRAMME DE DIMENSIONNEMENT

Vu le nombre d'échangeurs à dimensionner et les différentes opérations de calcul à effectuer, on a établi un programme informatique permettant le dimensionnement des échangeurs avec la méthode de KERN. Le programme et les résultats obtenus sont représentés ci-après.

C
C
C
C
C
C
C
C

```
*****  
* PROJET DE FIN D'ETUDE *  
* DIMENSIONNEMENT D'UN *  
* ECHANGEUR *  
* FAISCEAU-CALENDRE *  
*****  
C *****METHODE DE KERN*****
```

```
implicit double precision (a-h,k-z)  
DIMENSION A(20,20),BB(20)  
DATA L,DI,DO,P,US1/6,0.01575,0.01905,0.0254,250/  
OPEN (UNIT=1,FILE='INPUT.DAT',STATUS='OLD')  
OPEN (UNIT=2,FILE='output.dat',STATUS='NEW')  
READ(1,*) ((A(I,J),J=1,4),I=1,17)  
READ(1,*) (BB(I),I=1,17)  
WRITE(*,*) ' DONNER LES VALEURS DES PARAMETRES SUIVANTS'  
WRITE (*,900)  
900 FORMAT (30x,'1.COTE TUBE',10x)  
WRITE (*,13)  
13 FORMAT (10X,'LA VALEURE DE DENSITE D1= ',§)  
READ (*,*) D1  
WRITE (*,14)  
14 FORMAT (/ ,10X,'LA VALEUR DE DEBIT M1-kg/h== ' ,§)  
READ (*,*) M1  
WRITE (*,15)  
15 FORMAT (/ ,10X,'LA VALEUR DE TEMPERATURE W1-xC==',§)  
READ (*,*) W1  
WRITE (*,16)  
16 FORMAT (/ ,10X,'LA VALEUR DE TEMPERATURE W2-xC==',§)  
READ (*,*) W2  
WRITE (*,17)  
17 FORMAT (/ ,10X,'LA VALEUR DE TEMPERATURE TB1-xC==',§)  
READ (*,*) TB1  
WRITE (*,901)  
901 FORMAT (// ,30x,'2.COTE CALENDRE',//)  
WRITE (*,18)  
18 FORMAT (/ ,10X,'LA VALEURE DE DENSITE D2= ',§)  
READ (*,*) D2  
WRITE (*,19)  
19 FORMAT (/ ,10X,'LA VALEUR DE DEBIT M2-kg/h== ' ,§)  
READ (*,*) M2  
WRITE (*,23)  
23 FORMAT (/ ,10X,'LA VALEUR DE TEMPERATURE T1-xC==',§)  
READ (*,*) T1  
WRITE (*,25)  
25 FORMAT (/ ,10X,'LA VALEUR DE TEMPERATURE TB2-xC==',§)  
READ (*,*) TB2  
WRITE (*,24)
```

24 FORMAT (//,10X,'DONNER LA VALEURE DE RESISTANCE PERMIS Rp=',S)
 READ (*,*) Rp

C ----- BILAN ENTHAPIQUE -----
 K111=((1.8*TB1+491.7)**(1.0/3))/D1
 H1=(0.344+0.05556*K111)*((0.7042143-0.3157143*D1)*W1+(1.4801798*
 10.001-5.607157*D1*1E-4)*(W1**2)/2)
 H2=(0.344+0.05556*K111)*((0.7042143-0.3157143*D1)*W2+(1.4801798*
 10.001-5.607157*D1*1E-4)*(W2**2)/2)
 Q=M1*(H2-H1)
 K112=(1.8*TB2+491.7)**(1.0/3)/D2
 H21=(0.344+0.05556*K112)*((0.7042143-0.3157143*D2)*T1+(1.4801789*0
 1.001-5.607157*D2*1E-4)*(T1**2)/2)
 H22=H21-Q/M2
 CC=H22/(0.344+0.05556*K112)
 AA=(1.4801789*0.001-5.607157*D2*1E-4)/2
 B1=(0.7042143-0.3157143*D2)
 DD=B1**2+4*AA*CC
 T2=(SQRT(DD)-B1)/(2*AA)

C ----- DLTM -----
 DT1=T1-W2
 DT2=T2-W1
 DLTM=(DT1-DT2)/ALOG(DT1/DT2)

C ----- CALCUL DE F -----
 R=(T1-T2)/(W2-W1)
 E=(W2-W1)/(T1-W1)
 WRITE (*,2) R,E
 2 FORMAT (////,25X,'R=',F7.4,/,25X,'E=',F7.4,2X)
 WRITE (*,112)
 112 FORMAT (18X,'PROPOSER LA VALEUR DE',10X,'NC= ',S)
 READ (*,*) NC
 WRITE (*,113)
 113 FORMAT (18X,'DONNER LA VALEUR D ABAQUE',7X,'F=',S)
 READ (*,*) F
 NT=2*NC

C ----- CHOIX DE L'APPAREIL -----
 A1=Q/(US1*F*DLTM)
 S=3.14*DO*L
 NT1=A1/(S*NC)
 DO 10 I=1,17
 IF(A(I,NC).LT.NT1) THEN
 CONTINUE
 ELSE
 Z1=NT1-A(I-1,NC)
 Z2=A(I,NC)-NT1
 IF (Z1.LT.Z2) THEN
 NT2=A(I-1,NC)
 IND=I-1
 GOTO 12
 ELSE
 NT2=A(I,NC)
 IND=I
 GOTO 12
 ENDIF
 ENDIF
 10 CONTINUE
 12 DC=BB(IND)

DC=0.01*DC
B=DC/(5)

-----CALCUL DE US2-----

US2=US1*NT1/NT2

-----Tx CALORIFIQUE-----

FC=(DLTM-(T2-W1))/((T1-W2)-(T2-W1))
TC=T2+FC*(T1-T2)
WC=W1+FC*(W2-W1)

-----CALCUL DE COEFFICIENT DE TRANSFERT PROPRE UP-----

***** 1-COTE TUBE*****
AT=(NT2/NT)*(3.14*DI**(2.))/4
GT=M1/AT
TB1=1.8*TB1+491.7
K1=TB1**(1.0/3)/D1
D12=D1-0.0008*(WC-20)
LM1=0.12-WC*(0.0001)
C1=(0.344+5.556*0.01*K1)*((0.7042143-0.3157143*D1)+(1.4801798*1E-3
1-5.607157*1E-4*D1)*WC)
WC1=1.8*WC+491.7
D11=D1/0.99904
CALL VISCOS(TB1,WC1,D11,MU1)
MU1=3.6*D12*MU1
RET=DI*GT/MU1
IF (RET.GT.10000) THEN
TJH1=0.027*RET**(0.8)
ELSE
IF (RET.LT.2100) THEN
TJH1=1.86*(RET*DI/L)**(1.0/3)
ELSE
103 WRITE (*,103) RET
FORMAT (////,18X,'RET=',F16.8)
104 WRITE (*,104)
FORMAT (/ ,18X, 'DONNER TJH1 D ABBAQUE TJH1=',\$)
READ (*,*) TJH1
ENDIF

ENDIF

HIQT=(TJH1*LM1/DI)*((C1*MU1/LM1)**(0.33333))
HIOQT=HIQT*DI/DO

***** 2-COTE CALENDRE*****

ACT=DC*(P-DO)*B/P
GCT=M2/ACT
DE=((4*P**2)/(3.14*DO))-DO
LM2=0.12-TC*(0.0001)
TB2=1.8*TB2+491.7
K2=(TB2**(1.0/3))/D2
C2=(0.344+5.556*0.01*K2)*((0.7042143-0.3157143*D2)+(1.4801798*1E-
13-5.607157*1E-4*D2)*TC)
D23=D2-0.0008*(TC-20)
TC1=1.8*TC+491.7
D22=D2/0.99904
CALL VISCOS(TB2,TC1,D22,MU2)
MU2=MU2*D23*3.6
RECT=DE*GCT/MU2
CJH2=0.36*RECT**(0.55)
HOQC=(CJH2*LM2/DE)*((C2*MU2/LM2)**(1./3))

-----Tx DE TUBE-----

TT=TC-HIOQT*(TC-WC)/(HOQC+HIOQT)

C
C

-----CALCUL DE MU A TT-----

*****COTE TUBE*****

TT=1.8*TT+491.7
CALL VISCOS(TB1,TT,D11,MU11)
D111=D1-0.0008*(TT-20)
MU11=MU1*D111*3.6
QT=(MU1/MU11)**(0.14)
HIO=(HIOQT)*QT

C

*****COTE CALENDRE*****

CALL VISCOS(TB2,TT,D22,MU22)
D222=D2-0.0008*(TT-20)
MU22=MU2*D222*(3.6)
QC=(MU2/MU22)**(0.14)
HO=HOQC*QC
UP=HO*HIO/(HO+HIO)
RS=(UP-US2)/(UP*US2)

C
C

-----CALCUL DE LA PERTE DE CHARGE-----

***** 1-COTE TUBE*****

IF(RECT.GT.2100) THEN
FT=0.00280+0.250*RET**(-0.32)
ELSE
FT=32/RET
ENDIF
LT=NT*L

C

*****2-COTE CALANDRE*****

IF(RECT.GT.2100) THEN
FCT=1.50*(DO/((P-DO)*RECT))**(0.2)
ELSE
FCT=0.70921*(RECT)**(-0.16867)
ENDIF
NNC=L/B-1

LC=(NNC+1)*DC
DPT2=NC*FCT*(GCT**2)*LC/(1.271*D2*DE*QC*1E+15)
WRITE (2,111)

111 FORMAT (///,15x,'LES RESULTATS DE "PROGRAMME" SONT:','//')
WRITE (2,3) Q

3 FORMAT (14X,'Q =',E24.16,1X,'KCAL/H',1X)
WRITE (2,1000) T2

1000 FORMAT (14X,'T2=',E24.16,1X,'xC',1X)
WRITE (2,4) DLTM

4 FORMAT (14X,'DTLM=',E24.16,1X,'xC',1X)
WRITE (2,5) A1

5 FORMAT (14X,'A1=',E24.16,1X,'m^2',1X)
WRITE (2,6) NT1

6 FORMAT (14X,'NT1=',E24.16,1X,'TUBES',1X)
WRITE (2,7) NT2

7 FORMAT (14X,'NT2=',E24.16,1X,'TUBES')
WRITE (2,8) US2

8 FORMAT (14X,'US2=',E24.16,1X,'KCal/hm^2xC',1X)
WRITE (2,500) DC

500 FORMAT (14X,'DC=',E24.16,1X,'m')
WRITE (2,501) B

```

501  FORMAT (14x, '(B=DC/5) =',E24.16,1X,'m',/)
      WRITE (2,905)
905  FORMAT (1x,'*****1.TUBE*****2.CALENDRE***
1, '*****')
      WRITE(2,11) NC,NT
11  FORMAT (10X,'NC=',E20.14,6X,'NT=',E20.14)
      WRITE(2,9) AT,ACT
9   FORMAT (10X,'AT=',E20.14,6X,'ACT=',E20.14,3X,'m^2')
      WRITE(2,21)GT,GCT
21  FORMAT (10X,'GT=',E20.14,6X,'GCT=',E20.14,3X,'kg/h m^2')
      WRITE(2,22) C1,C2
22  FORMAT (10X,'C1=',E20.14,6X,'C2=',E20.14,3X,'kcal/kgxC')
      WRITE(2,33) LM1,LM2
33  FORMAT (10X,'LM1=',E20.14,5X,'LM2=',E16.10,3X,'kcal/h mxC')
      WRITE(2,34) MU1,MU2
34  FORMAT (10X,'MU1=',E20.14,5X,'MU2=',E20.14,3X,'kg/m h')
      WRITE(2,35) D12,D23
35  FORMAT (10X,'D12=',E20.14,5X,'D23=',E20.14,3X)
      WRITE(2,46) RET,RECT
46  FORMAT (10X,'RET=',E20.14,5X,'RECT=',E20.14,3X)
      WRITE(2,47) TJH1,CJH2
47  FORMAT (10X,'TJH1=',E20.14,4X,'CJH2=',E20.14,3X)
      WRITE(2,36) HIOQT,HOQC
36  FORMAT (10X,'HIOQT=',E16.10,7X,'HOQC=',E16.10,3X,'kcal/h m^2xC')
      WRITE(2,37) TT,TT
37  FORMAT (10X,'TT=',E20.14,6X,'TT=',E20.14,3X,' xR')
      WRITE(2,38) MU11,MU22
38  FORMAT (10X,'MU11=',E20.14,4X,'MU22=',E20.14,3X,'kg/m h')
      WRITE(2,39) QT,QC
39  FORMAT (10X,'QT=',E20.14,6X,'QC=',E20.14,10X)
      WRITE(2,41) HIO,HO
41  FORMAT (10X,'HIO=',E20.14,5X,'HO=',E20.14,3X,'kcal/m^2 hxC')
      WRITE(2,42) UP,UP
42  FORMAT (10X,'UP=',E20.14,6X,'UP=',E20.14,3X,'kg/m^2 hxC')
      WRITE(2,43) FT,FCT
43  FORMAT (10X,'FT=',E20.14,6X,'FCT=',E20.14,10X)
      WRITE(2,44) DPT1,DPT2
44  FORMAT (10X,'DPT1=',E20.14,4X,'DPT2=',E20.14,3X,'kg/cm^2')
      WRITE(2,45) RS
45  FORMAT (//,10X,'LA VALEUR DE RESISTANCE EST RS=',E20.14,2X,'h m^
12xC/kcal')
      IF (RS.LT.Rp) THEN
      WRITE (2,145)
145  FORMAT (//,16x,'LE TRANSFET EST BON')
      ELSE
      IF ( UP.GT.US2) THEN
      WRITE (2,48)
48  FORMAT ( //,10X,'LE TRANSFER EST BON JUSQU A SON ENCRASSEMENT',//,
125X,'FIN')
      ELSE
      WRITE (2,49)
49  FORMAT (//,10x,'LE TRNSFER EST MAUVAIS',//,25x,'FIN')
      CONTINUE
      ENDIF
      ENDIF

```

```

END
C *****CALCUL DE LA VISCOSITE*****
SUBROUTINE VISCOS(TB,T,SG,V)
implicit double precision (a-h,k-z)
T01=0.533272+0.191017*1E-3*TB+0.779681*1E-7*TB**(2.0)
T02=-0.283473*1E-10*TB**(3.)+0.959468*1E+28/TB**(13.)
T0=TB/(T01+T02)
ALPHA=1-TB/T0
SGO=0.843593-0.128642*ALPHA-3.36159*ALPHA**(3.)-13749.5*ALPHA**(12
1.0)
V201=4.73227-27.0975*ALPHA+49.4491*ALPHA**(2.)
V202=-50.4706*ALPHA**(4.0)
V20=EXP(V201+V202)-1.5
V10=DEXP(0.801621+1.37179*DLOG(V20))
X=1.99873-56.7394/TB**(0.5)
X=ABS(X)
DSG=SG-SGO
F2=X*DSG-21.1141*DSG**2/TB**(0.5)
F1=1.33932*X*DSG-21.1141*DSG**(2.)/TB**(0.5)
V2=EXP(DLOG(V20+450/TB)*((1+2*F2)/(1-2*F2))**2)-450/TB
V1=EXP(DLOG(V10+450/TB)*((1+2*F1)/(1-2*F1))**2)-450/TB
Z1=V1+0.7+EXP(-1.47-1.84*V1-0.51*V1**(2.))
Z2=V2+0.7+EXP(-1.47-1.84*V2-0.51*V2**(2.))
T1=559.67
T2=669.67
B=(DLOG(DLOG(Z1))-DLOG(DLOG(Z2)))/(DLOG(T1)-DLOG(T2))
Z=EXP(EXP(DLOG(DLOG(Z1))+B*(DLOG(T)-DLOG(T1))))
V=Z-0.7-EXP(0.7487-3.295*(Z-0.7)+0.6119*(Z-0.7)**(2.))-0.3193*(Z-0
1.7)**(3.))
RETURN
END

```

a--PETROLE BRUT MEREKSEN MARCHE ESSENCE
 ECHANGEUR::BRUT-ESSENCE LOURDE

LES RESULTATS DE "PROGRAMME" SONT::

Q = .1649914853467601E+07 KCAL/H
 T2= .4785638544065528E+02 xC
 DTLM= .4032276968279938E+02 xC
 A1= .1948461739922652E+03 m^2
 NT1= .5428951777213762E+03 TUBES
 NT2= .5260000000000000E+03 TUBES
 US2= .2580300274341142E+03 KCal/hm^2xC
 DC= .7369999835267663E+00 m
 (B=DC/5) = .1473999967053533E+00 m

*****1.TUBE*****2.CALENDRE*****

NC= .1000000000000000E+01	NT= .2000000000000000E+01
AT= .51213746795921E-01	ACT= .27158446794326E-01 m^2
GT= .36611263914581E+07	GCT= .18174824346108E+07 kg/h m^2
C1= .48726967590208E+00	C2= .55026326262776E+00 kcal/kgxC
LM1= .11675398897207E+00	LM2= .1127217121E+00 kcal/h mxC
MU1= .96087700567851E+01	MU2= .49391240225672E+01 kg/m h
D12= .78303193283005E+00	D23= .70727371789873E+00
RET= .60010533348317E+04	RECT= .88653850436009E+04
TJH1= .2000000000000000E+02	CJH2= .53399383929524E+02
HIOQT= .4195559539E+03	HOQC= .7217788230E+03 kcal/h m^2xC
TT= .59602829429877E+03	TT= .59602829429877E+03 xR
MU11= .25715249956774E+01	MU22= .25441492996133E+01 kg/m h
QT= .12026708572613E+01	QC= .10973243778619E+01
HIO= .50458771874811E+03	HO= .79202549793610E+03 kcal/m^2 hxC
UP= .30822324965645E+03	UP= .30822324965645E+03 kg/m^2 hxC
FT= .18249244172459E-01	FCT= .30337234432048E+00
DPT1= .20694298644795E+00	DPT2= .11937356274870E+01 kg/cm^2

LA VALEUR DE RESISTANCE EST RS= .63111635261795E-03 h m^ 2xC/kcal

LE TRANSFET EST BON

ECHANGEUR BRUT-KEROSENE

LES RESULTATS DE "PROGRAMME" SONT::

Q = .2345868550455600E+07 KCAL/H
 T2= .5557965866949999E+02 xC
 DTLM= .4922328899458698E+02 xC
 A1= .1996860532956735E+03 m²
 NT1= .5563804162597431E+03 TUBES
 NT2= .5260000000000000E+03 TUBES
 US2= .2644393613401821E+03 KCal/hm²xC
 DC= .7369999835267663E+00 m
 (B=DC/5) = .1473999967053533E+00 m

*****1.TUBE*****2.CALENDRE*****

NC= .1000000000000000E+01	NT= .2000000000000000E+01
AT= .51213746795921E-01	ACT= .27158446794326E-01 m ²
GT= .36611263914581E+07	GCT= .10987373551213E+07 kg/h m ²
C1= .50654026856449E+00	C2= .55477770626906E+00 kcal/kgxC
LM1= .11489230215391E+00	LM2= .1099699734E+00 kcal/h mxC
MU1= .66524100807018E+01	MU2= .34362403935878E+01 kg/m h
D12= .76813843828479E+00	D23= .74275980808391E+00
RET= .86679475398212E+04	RECT= .77034924863259E+04
TJH1= .30000000000000E+02	CJH2= .49428881047746E+02
HIOQT= .5579727683E+03	HOQC= .5839205059E+03 kcal/h m ² xC
TT= .62894615392528E+03	TT= .62894615392528E+03 x ρ
MU11= .18121390701531E+01	MU22= .20392204339897E+01 kg/m h
QT= .11996933424630E+01	QC= .10757880385592E+01
HIO= .66939621538994E+03	HO= .62817469567766E+03 kcal/m ² hxC
UP= .32406534417790E+03	UP= .32406534417790E+03 kg/m ² hxC
FT= .16534309374177E-01	ECT= .31201679798304E+00
DPT1= .19284056536938E+00	DPT2= .42507337000895E+00 kg/cm ²

LA VALEUR DE RESISTANCE EST RS= .69578788318662E-03 h m² 2xC/kcal

LE TRANSFERT EST BON

FIN

ECHANGEUR : : BRUT-GASOIL

LES RESULTATS DE "PROGRAMME" SONT : :

Q = .3348284861891916E+07 KCAL/H
 T2= .7844729877948694E+02 xC
 DTLM= .5335323465998473E+02 xC
 A1= .2614871809265040E+03 m²
 NT1= .7285754020840635E+03 TUBES
 NT2= .7180000000000000E+03 TUBES
 US2= .2536822430654817E+03 KCal/hm²xC
 DC= .8379999812692404E+00 m
 (B=DC/5) = .1675999962538481E+00 m

*****1.TUBE*****2.CALENDRE*****

NC= .1000000000000000E+01	NT= .2000000000000000E+01
AT= .69907738021809E-01	ACT= .35112195855498E-01 m ²
GT= .26821065207618E+07	GCT= .88373852002029E+06 kg/h m ²
C1= .53426715377115E+00	C2= .57511200346784E+00 kcal/kgxC
LM1= .11221367272087E+00	LM2= .1068783494E+00 kcal/h mxC
MU1= .43279798536623E+01	MU2= .31660924633290E+01 kg/m h
D12= .74670940282040E+00	D23= .75112681617066E+00
RET= .97604840617921E+04	RECT= .67247710545638E+04
TJH1= .35000000000000E+02	CJH2= .45869625089455E+02
HIOQT= .5652151219E+03	HOQC= .5236000899E+03 kcal/h m ² xC
TT= .67803649749180E+03	TT= .67803649749180E+03 x _p
MU11= .11102468907916E+01	MU22= .18692821219303E+01 kg/m h
QT= .12098212082088E+01	QC= .10765614490511E+01
HIO= .68380924165804E+03	HO= .56368767154443E+03 kcal/m ² hxC
UP= .30898259958117E+03	UP= .30898259958117E+03 kg/m ² hxC
FT= .16022366772910E-01	FCT= .32061217316290E+00
DPT1= .10056689239512E+00	DPT2= .27124151285720E+00 kg/cm ²

LA VALEUR DE RESISTANCE EST RS= .70551108105309E-03 h m² 2xC/kcal

LE TRANSFERT EST BON

FIN

ECHANGEUR: BRUT-REFLUX INTERMEDIAIRE

LES RESULTATS DE "PROGRAMME" SONT: :

Q = .2786905036274123E+07 KCAL/H
T2= .1128180638442566E+03 xC
DTLM= .5006028764525017E+02 xC
A1= .2420477186317732E+03 m²
NT1= .6744116988864588E+03 TUBES
NT2= .6400000000000000E+03 TUBES
US2= .2634420698775230E+03 KCAL/hm²xC
DC= .7879999823868274E+00 m
(B=DC/5) = .1575999964773655E+00 m

*****1.TUBE*****2.CALENDRE*****

NC= .1000000000000000E+01	NT= .2000000000000000E+01
AT= .62313304086292E-01	ACT= .31047196335314E-01 m ²
GT= .30089882529796E+07	GCT= .96627082445694E+06 kg/h m ²
C1= .56670945939383E+00	C2= .60360075215965E+00 kcal/kgxC
LM1= .10907949756571E+00	LM2= .1040734689E+00 kcal/h mxC
MU1= .28006894366341E+01	MU2= .21915160509796E+01 kg/m h
D12= .72163600158714E+00	D23= .72868777248265E+00
RET= .16921392685232E+05	RECT= .10622616991546E+05
TJH1= .65179752801266E+02	CJH2= .58983413646024E+02
HIOQT= .9111385278E+03	HOQC= .5946262645E+03 kcal/h m ² xC
TT= .72385284512514E+03	TT= .72385284512514E+03 xR
MU11= .69787745919730E+00	MU22= .11997081549390E+01 kg/m h
QT= .12147530827129E+01	QC= .10880119526296E+01
HIO= .11068083354437E+04	HO= .64696048307069E+03 kcal/m ² hxC
UP= .40829854414443E+03	UP= .40829854414443E+03 kg/m ² hxC
FT= .13887674852738E-01	FCT= .29259655153639E+00
DPT1= .11417848570197E+00	DPT2= .29281995790175E+00 kg/cm ²

LA VALEUR DE RESISTANCE EST RS= .13467126795936E-02 h m² 2xC/kcal

LE TRANSFERT EST BON

FIN

ECHANGEUR :: BRUT - RESIDU ATMOSPHERIQUE

LES RESULTATS DE "PROGRAMME" SONT::

Q = .6088216221795600E+07 KCAL/H
T2= .1283769714270557E+03 °C
DTLM= .2742043316364590E+02 °C
A1= .9978970562885802E+03 m²
NT1= .9268054702183215E+03 TUBES
NT2= .9680000000000000E+03 TUBES
US2= .2393609168952277E+03 KCal/hm²°C
DC= .9899999778717756E+00 m
(B=DC/5) = .1979999955743551E+00 m

*****1.TUBE*****2.CALENDRE*****

NC= .3000000000000000E+01	NT= .6000000000000000E+01,
AT= .31416290810172E-01	ACT= .49004994215647E-01 m ²
GT= .59682411629348E+07	GCT= .11227427098121E+07 kg/h m ²
C1= .59677547848361E+00	C2= .57706847902783E+00 kcal/kg°C
LM1= .10618345531386E+00	LM2= .1034414121E+00 kcal/h m ² °C
MU1= .18864670516341E+01	MU2= .33473231763064E+01 kg/m h
D12= .69836766356434E+00	D23= .77873131758758E+00
RET= .49828487461085E+05	RECT= .80809033277355E+04
TJH1= .15464860076984E+03	CJH2= .50746432417024E+02
HIOQT= .1893675517E+04	HOQC= .5780510084E+03 kcal/h m ² °C
TT= .75194060462094E+03	TT= .75194060462094E+03 °R
MU11= .51543433619266E+00	MU22= .17057269180762E+01 kg/m h
QT= .11991862032933E+01	QC= .10989813944727E+01
HIO= .22708695529111E+04	HO= .63526730326784E+03 kcal/m ² h°C
UP= .49640097777352E+03	UP= .49640097777352E+03 kg/m ² h°C
FT= .10647786352530E-01	FCT= .30904628403095E+00
DPT1= .34244340649082E+01	DPT2= .11638399028907E+01 kg/cm ²

LA VALEUR DE RESISTANCE EST RS= .21632910192443E-02 h m² °C/kca

LE TRANSFERT EST BON JUSQU A SON ENCRASSEMENT

FIN

b-PETROLE BRUT HRS162 MARCHE GASOIL
 ECHANGEUR::BRUT-ESSENCE LOURDE
 LES RESULTATS DE "PROGRAMME" SONT::

Q = .2885925792212966E+06 KCAL/H
 T2= .6933891895965181E+02 xC
 DTLM= .6489749135468111E+02 xC
 A1= .1778759537215796E+02 m²
 NT1= .2478057318997438E+02 TUBES
 NT2= .2000000000000000E+02 TUBES
 US2= .3097571648746797E+03 KCal/hm²xC
 DC= .2029999954625964E+00 m
 (B=DC/5) = .4059999909251928E-01 m

*****1.TUBE*****2.CALENDRE*****

NC= .2000000000000000E+01	NT= .4000000000000000E+01
AT= .97364537634831E-03	ACT= .20604497567928E-02 m ²
GT= .12838349879380E+09	GCT= .46834434900372E+07 kg/h m ²
C1= .46145129793772E+00	C2= .57557663955072E+00 kcal/kgxC
LM1= .11727970060023E+00	LM2= .1107899516E+00 kcal/h mxC
MU1= .18985752575812E+02	MU2= .36131216511200E+01 kg/m h
D12= .84073762585533E+00	D23= .68831963408315E+00
RET= .10650302801799E+06	RECT= .31229139112927E+05
TJH1= .28395753649950E+03	CJH2= .10673591522347E+03
HIOQT= .7362386998E+04	HOQC= .1304453981E+04 kcal/h m ² xC
TT= .55824735555963E+03	TT= .55824735555963E+03 xR
MU11= .72572827872528E+01	MU22= .40102684355086E+01 kg/m h
QT= .11441198701506E+01	QC= .98550501563006E+00
HIO= .84234532557331E+04	HO= .12855472458202E+04 kcal/m ² hxC
UP= .11153307831708E+04	UP= .11153307831708E+04 kg/m ² hxC
FT= .89543786357274E-02	FCT= .23583241811019E+00
DPT1= .61051438086429E+0 2	DPT2= .13786827757582E+02 kg/cm ²

LA VALEUR DE RESISTANCE EST RS= .23317403361234E-02 h m² 2xC/kcal

LE TRANSFERT EST BON JUSQU A SON ENCRASSEMENT

FIN

ECHANGEUR: :BRUT-GASOIL

LES RESULTATS DE "PROGRAMME" SONT::

Q = .4301489075788020E+07 KCAL/H
T2= .3431553813027556E+02 xC
DTLM= .3328604697154864E+02 xC
A1= .6627076611479098E+03 m²
NT1= .6154954377677338E+03 TUBES
NT2= .5800000000000000E+03 TUBES
US2= .2652997576585060E+03 KCAL/hm²xC
DC= .7879999823868274E+00 m
(B=DC/5) = .1575999964773655E+00 m

*****1.TUBE*****2.CALENDRE*****

NC= .3000000000000000E+01	NT= .6000000000000000E+01
AT= .18823810609401E-01	ACT= .31047196335314E-01 m ²
GT= .66405257996792E+07	GCT= .13373188210484E+07 kg/h m ²
C1= .48262652557889E+00	C2= .53986602365845E+00 kcal/kgxC
LM1= .11516076018785E+00	LM2= .1118321556E+00 kcal/h mxC
MU1= .11043647396069E+02	MU2= .53929054828440E+01 kg/m h
D12= .82378610255630E+00	D23= .76565726565176E+00
RET= .94704475139574E+04	RECT= .59743334699235E+04
TJH1= .3500000000000000E+02	CJH2= .42979540298253E+02
HIOQT= .7596469032E+03	HOQC= .5912872573E+03 kcal/h m ² xC
TT= .60503028739021E+03	TT= .60503028739021E+03 x ²
MU11= .38024269846676E+01	MU22= .32858790161535E+01 kg/m h
QT= .11609866638848E+01	QC= .10718252248140E+01
HIO= .88193992389581E+03	HO= .63375659743338E+03 kcal/m ² hxC
UP= .36876461576800E+03	UP= .36876461576800E+03 kg/m ² hxC
FT= .16150621188591E-01	FCT= .32828997181822E+00
DPT1= .53851329829312E+01	DPT2= .19754479484452E+01 kg/cm ²

LA VALEUR DE RESISTANCE EST RS= .10575642729850E-02 h m² 2xC/kcal

LE TRANSFERT EST BON

FIN

ECHANGEUR::BRUT-REFLUX INTERMEDIAIRE

LES RESULTATS DE "PROGRAMME" SONT::

Q = .1845082987887372E+07 KCAL/H
T2= .1170154131598023E+03 xC
DTLM= .4443733605191794E+02 xC
A1= .2076050402449516E+03 m²
NT1= .5784448978921730E+03 TUBES
NT2= .5260000000000000E+03 TUBES
US2= .2749262822681430E+03 KCal/hm²xC
DC= .7369999835267663E+00 m
(B=DC/5) = .1473999967053533E+00 m

*****1.TUBE*****2.CALENDRE*****

NC= .1000000000000000E+01	NT= .2000000000000000E+01
AT= .51213746795921E-01	ACT= .27158446794326E-01 m ²
GT= .24407509276387E+07	GCT= .11046287082319E+07 kg/h m ²
C1= .54324352460141E+00	C2= .61464060520603E+00 kcal/kgxC
LM1= .10909500207264E+00	LM2= .1046512686E+00 kcal/h mxC
MU1= .39160979447421E+01	MU2= .20133120777967E+01 kg/m h
D12= .77526003763457E+00	D23= .70821016969110E+00
RET= .98163601296577E+04	RECT= .13218511070712E+05
TJH1= .3200000000000000E+02	CJH2= .66520110757351E+02
HIOQT= .4932532675E+03	HOQC= .6582882430E+03 kcal/h m ² xC
TT= .73371527339756E+03	TT= .73371527339756E+03 x ²
MU11= .10136840130307E+01	MU22= .87532802861206E+00 kg/m h
QT= .12082954304977E+01	QC= .11236825513297E+01
HIO= .59599566923168E+03	HO= .73970701236167E+03 kcal/m ² hxC
UP= .33006011138793E+03	UP= .33006011138793E+03 kg/m ² hxC
FT= .15998235685173E-01	FCT= .28007600211782E+00
DPT1= .78004536432650E-01	DPT2= .36560219469148E+00 kg/cm ²

LA VALEUR DE RESISTANCE EST RS= .60758753386399E-03 h m² 2xC/kcal

LE TRANSFERT EST BON

FIN

ECHANGEUR::BRUT-RESIDU ATMOSPHERIQUE

LES RESULTATS DE "PROGRAMME" SONT::

Q = .5662489565600858E+07 KCAL/H
 T2= .2118673911857900E+03 xC
 DTLM= .1162200192481876E+03 xC
 A1= .2328297172224821E+03 m²
 NT1= .6487278047108840E+03 TUBES
 NT2= .6400000000000000E+03 TUBES
 US2= .2534092987151891E+03 KCal/hm²xC
 DC= .7879999823868274E+00 m
 (B=DC/5) = .1575999964773655E+00 m

*****1.TUBE*****2.CALENDRE*****

NC= .10000000000000E+01	NT= .20000000000000E+01
AT= .62313304086292E-01	ACT= .31047196335314E-01 m ²
GT= .20059921686531E+07	GCT= .19451031696318E+07 kg/h m ²
C1= .59452107515558E+00	C2= .65106435915015E+00 kcal/kgxC
LM1= .10396381406567E+00	LM2= .9234181243E-01 kcal/h mxC
MU1= .19530113112492E+01	MU2= .17583151134466E+01 kg/m h
D12= .73421053357888E+00	D23= .74573452052910E+00
RET= .16177262764666E+05	RECT= .26651597421712E+05
TJH1= .62876427398885E+02	CJH2= .97825112333058E+02
HIOQT= .7670108804E+03	HOQC= .8677850883E+03 kcal/h m ² xC
TT= .89139709106465E+03	TT= .89139709106465E+03 x ²
MU11= .15569830464111E+00	MU22= .10819477936786E+01 kg/m h
QT= .14248820751967E+01	QC= .10703471490040E+01
HIO= .10929000549194E+04	HO= .92883129515731E+03 kcal/m ² hxC
UP= .50210418582555E+03	UP= .50210418582555E+03 kg/m ² hxC
FT= .14048391465334E-01	FCT= .24342818321730E+00
DPT1= .43055835253566E-01	DPT2= .88644002173548E+00 kg/cm ²

LA VALEUR DE RESISTANCE EST RS= .19545665757271E-02 h m² xC/kcal

LE TRANSFERT EST BON

FIN

III - EVALUATION DU FOUR DE TOPPING

Introduction: Dans l'industrie de raffinage et pétrochimie l'apport des calories nécessaires au procédé mis en oeuvre se fait par l'intermédiaire d'un four à chauffe dans lequel les calories produites par la combustion sont transmises au fluide à réchauffer par les mécanismes de radiation, conduction et de convection.

III-1 DEFINITIONS:

Dans les fours de raffineries sont utilisés des combustibles gazeux (provenant des opérations de distillation, crackage, reforming ou gaz naturel) ou liquides (fuel-oil, résidu de distillation). Ces combustibles sont des mélanges d'hydrocarbures qui contiennent souvent des impuretés, en particulier du soufre.

1- Principales réactions de combustion:

La température de référence est 0°C.

- Hydrogène: $H_2 + 1/2 O_2 = H_2O + 58200 \text{ Kcal (vapeur d'eau)}$
(+ 69100 Kcal(eau liquide))
- Méthane: $CH_4 + 2 O_2 = Co_2 + 2 H_2O + 192500 \text{ Kcal (eau vapeur)}$
(+ 214300 Kcal (eau liquide))
- Ethane: $C_2H_6 + 7/2 O_2 = 2Co_2 + 3 H_2O + 342000 \text{ Kcal (eau vapeur)}$
(+ 373600 Kcal (eau liquide))
- Propane: $C_3H_8 + 5 O_2 = 3 Co_2 + 4 H_2O + 485100 \text{ Kcal (eau vapeur)}$
(+ 528700 Kcal (eau liquide))
- Butane: $C_4H_{10} + 13/2 O_2 = 4 Co_2 + 5 H_2O + 625700 \text{ Kcal}$
(eau vapeur) (+ 680200 Kcal (eau liquide))

Ces réactions permettent de déterminer la quantité d'oxygène et donc d'air nécessaire à la combustion ainsi que la composition des fumées.

- Pouvoirs calorifiques:

Le pouvoir calorifique supérieur est la quantité de chaleur en Kilocalories dégagée par la combustion à pression constante de

760 mmHg, d'un kilogramme de combustible (ou d'un N m³), les réactifs étant pris à 0°C et les produits de la combustion ramenés à 0°C et l'eau complètement condensée.

Le pouvoir calorifique inférieur à la même définition excepté que l'eau de combustion est supposée restée vapeur à 0°C.

Dans le tableau ci-dessous, figurent quelques valeurs du pouvoir calorifique inférieures et supérieures que nous utiliserons pour calculer le pouvoir calorifique moyen du combustible.

	POUVOIR CAL. AU KG		POUVOIR CAL. AU M3	
	SUP.	INF.	SUP.	INF.
Hydrogène	34550	29100	3090	2610
Méthane	13400	12030	9574	8714
Ethane	12480	11400	16801	15272
Propane	12012	11025	23610	21655
Butane	11710	10788	30329	27941

TABLEAU 2-27

Comme dans les fours industriels les fumées sortent à des températures supérieures au point de condensation de vapeur d'eau, on considère pour les calculs de four uniquement le pouvoir calorifique inférieur.

- **Excès d'air:** Pour ne pas avoir l'oxyde de carbone dans les fumées sortantes du four, c.à.d. avoir une combustion complète, il est nécessaire d'introduire une quantité d'air supérieure à celle nécessaire à la combustion. Cette quantité est l'excès d'air que l'on exprime en pourcentage de la quantité strictement (théorique) nécessaire. Les fours modernes, lorsqu'ils sont équipés de brûleurs bien adaptés au combustible utilisé, peuvent être conduit avec un excès d'air de 20 à 30% si l'on brûle du gaz, et de 30 à 40% si l'on utilise du fuel bien pulvérisé.

- Enthalpie des fumées:

MAILLARD et LE CHATELIER ont déterminé les chaleurs spécifiques des gaz constituant les fumées en fonction de la température:

$$O_2, N_2, CO, H_2 \dots C_p = 6.8 + 6 \cdot 10^{-4} T \text{ Kcal/mole}$$

$$\text{Vapeur d'eau} \dots C_p = 8.1 + 2.9 \cdot 10^{-4} T \text{ Kcal/mole}$$

$$\text{Gaz carbonique (CO}_2\text{)} \dots C_p = 8.5 + 3.7 \cdot 10^{-4} T \text{ Kcal/mole}$$

Où T est la température en degré c.

- Température théorique de combustion:

Si la température à laquelle s'élèveraient les produits de la combustion (fumées) dans le cas d'une combustion instantanée et parfaitement adiabatique. En général, les températures atteintes dans un four sont inférieures à cette température parce que la combustion n'est jamais instantanée et que les gaz commencent à rayonner dès que leur température est supérieure à celle des tubes de four. Cette température peut être calculée, elle correspond au point où l'enthalpie des fumées est égale à la chaleur libérée par la combustion (pouvoir calorifique inférieur du combustible + chaleur sensible du combustible + chaleur sensible de l'air de combustion).

- Rendement du four:

Soit H_f l'enthalpie des fumées, calculées d'après leur composition à la température de la cheminée.

H_f : l'enthalpie de combustion (pouvoir calorifique inf. + chaleur sensible de l'air + chaleur sensible du combustible)

$H_f - H_f$: est la chaleur, aux pertes par les parois près, la quantité de chaleur absorbée par le fluide dans le four.

On définit le rendement du four.

$$\eta = 100 \times (H_f - H_f) / H_f \quad (2-21)$$

2) Zone de radiation:

C'est la zone où les tubes sont directement exposés à la flamme et reçoivent la chaleur principalement par radiation des fumées.

C'est en fait la chambre de combustion où se développe la flamme.

- Bilan thermique:

La quantité de chaleur absorbée dépende d'une part de la température et la composition des fumées, et d'autre part de la surface du faisceau tubulaire dans lequel circule le fluide à réchauffé de sa disposition par rapport aux surfaces réfractaires non recouvertes de tubes.

Pour effectuer, les calculs, on admet les hypothèses simplificatrices suivantes:

- Tubes et produits de combustion ont des surfaces assimilées à des plans.
- Une combustion lente est température uniforme des fumées et de la surface des tubes.
- Les réfractaires sont parfaitement isolant c.à.d. qu'ils rayonnent vers l'intérieur du four la totalité du rayonnement qu'ils reçoivent.
- La température des réfractaires recouvrant les murs est supposée uniforme.

On peut alors écrire:

$$Q_A = \sigma F A (T_g^4 - T_A^4) \quad (2-22)$$

Q_A : quantité de chaleur absorbée par radiation en kcal/h

A : surface du corps noir équivalente à la surface d'absorption des tubes.

T_g : température des fumées à l'intérieur de la zone (° K)

T_A : température de la surface des tubes de la zone (° K)

σ : Constante de STEFAN-BOLTZMAN = $4.96 \cdot 10^{-8}$ kcal/(h m² K⁴)

F : Facteur de forme qui dépend des dispositions et l'étendue des surfaces absorbantes.

$$Q_1 = \frac{Q_A}{F A} = \sigma (T_g^4 - T_A^4) \quad (2-23)$$

Q_1 : quantité de chaleur absorbée par m² de surface effective d'absorption.

La quantité de chaleur libérée par la combustion est:

$$Q_L = M \cdot C_{p\text{moy}} (T_f - 273) \quad (2-24)$$

$C_{p\text{moy}}$: chaleur spécifique moyenne entre 273 et T_f ;

T_f : température théorique de flamme.

M : débit massique des fumées par m^2 de surface effective absorbante.

$Q_2 = M \cdot C_{p\text{moy}} (T_g - 273)$: quantité de chaleur restante dans les gaz quittant la zone de radiation.

On a alors: $Q_L = Q + Q_2$

D'où:

$$Q_1 - M \cdot C_{p\text{moy}} (T_f - T_g) - \sigma (T_g^4 - T_A^4)$$

Cette équation permet de calculer T_g connaissant T_f et T_A

$$A = \epsilon_A \times A_{RT} \quad (2-25)$$

ϵ_A : traduit l'équivalence entre la surface réelle d'absorption des tubes et une surface noire plane A

A_{RT} : est la surface plane des réfractaires garnies de tubes.

- Taux de transfert:

c'est la quantité de chaleur transmise par heure et m^2

Les valeurs couramment utilisées sont:

SERVICE	TAUX (Kcal/h m^2)
Réchauffage sous vaporisation	40000
Distillation atmosphérique	20000-40000
Four rebouilleur	50000
Distillation sous vide	20000-30000

3) Convection:

La zone de convection est composée d'un faisceau de tubes placés sur le trajet des fumées sortantes de la zone de radiation et allant à la cheminée. Ces tubes sont disposés parallèlement ou perpendiculairement à la direction des fumées, ils sont lisses ou munis d'ailettes. MONRAD a établi pour les faisceaux de tubes lisses les formules de calcul suivantes:

- Coefficient de convection pur:

$$h_c = 0.018 C_{p\text{moy}} \frac{(G_{\text{max}})^{2/3} T^{0.3}}{D^{1/3}} \quad (2-26)$$

h_c : Kcal/(h m² K)

$C_{p\text{moy}}$: Chaleur spécifique moyenne des fumées.

G_{max} : vitesse massique des fumées à la section minimale de passage

T: température moyenne des fumées (en K)

D: diamètre extérieur des tubes, m

- Coefficient de radiation des gaz:

$$h_{rg} = (2.2 \times 10^{-2} \times t) - 2 = 2.2 \times 10^{-2} \times T - 8 \quad (2-28)$$

h_{rg} : Kcal/ (m² h °c), T: °k, t: °c

- Effet de radiation des murs:

$$E(\%) = 100 \frac{h_m A_m}{(h_c + h_{rg} + h_m) A_t} \quad (2-29)$$

A_m : surface des murs de la zone de convection

A_t : surface extérieure des tubes

h_m : coefficient de radiation des murs :

$$h_m = 0.195 \times 0.95^3 \times (T_m / 100) \text{ Kcal/m}^2 \text{ °K}$$

T_m : température moyenne des murs

$$h_o = \frac{100 + E}{100} (h_c + h_{rg})$$

h_o : est le coefficient global du film (coté fumée)

III-2 CALCUL DU FOUR DE PREMIERE DISTILLATION

METHODE DE LOBO-EVANS

A- Pétrole brut HRS 162

1) Les données:

Fluide traité: pétrole brut

Débit: 125 t/h

Température(°c): entrée: 202, sortie: 360°c

Pression (atm): entrée>1.3, sortie: 1.3 atm

% poids vaporisé: entée: 0, sortie: 35.9

Enthalpie (Kcal/Kg): entrée:107.6, sortie: 237.8

Quantité de chaleur absorbée:

$$125000 (237.8 - 107.6) = 16275000 \text{ Kcal/h}$$

Quantité de chaleur dégagée (puissance du four):

$$16275000 / 0.8 = 20343750 \text{ Kcal/Kg}$$

Rendement: 80%

Taux de transfert admissible en radiation: 30000 Kcal/h m²

Excès d'air: 20%

Air de combustion: température: 20°c

Air de combustion: humidité: 80%

Combustible: Gaz de reforming catalytique de l'essence de première distillation.

Composition (% volume): H₂ = 57.3, CH₄ = 10.4, C₂H₄ = 10.3,
C₃H₈ = 11.2, C₄H₁₀ = 10.7

Masse volumique: 0.763 Kg/Nm³

Pouvoir calorifique inférieur: 9370 Kcal/m³

2) caractéristiques des tubes:

Diamètre extérieur: 6" 5/8 = 0.168 m

Epaisseur: 7 mm

Entraxe: 12" = 0.305 m

Les tubes seront répartis en quatre passes parallèles, chaque passe ayant un nombre pair de tubes pour avoir les entrées et les sorties du même côté du four pour des raisons de dilatation des tubes.

On a alors:

Débit massique par passe: $125000 / 4 = 31250 \text{ Kg/h}$

Vitesse massique:

$$\frac{31250}{3600 \frac{\pi}{4} (0.154)^2} = 466.3 \text{ Kg/s m}^2$$

3) Dimensions du four et disposition des tubes:

Pour un four de type cabine: [6]

Longueur de la chambre de combustion: 20 m

Nombre de tubes en radiation: 48

Nombre de tubes supérieurs: 4

Nombre de tubes sur murs verticaux: 2 x 15

Nombre de tubes sur murs inclinés: 2 x 7

La zone de convection aura des tubes de même longueur que ceux de la zone de radiation.

La longueur de la zone de convection est: 1.4 m

4) Etude de la combustion:

- Compositions des fumées: base 100 n m³ de gaz combustible

composant	volume (%)	O2 pour la combus	composition des fumées				composants
			CO2	H2O	O2	N2	
H2	57.3	28.6		57.3			H2
CH4	10.4	5.2	10.4	20.8			CH4
C2H6	10.3	36.1	20.6	30.9			C2H6
C3H8	11.2	56.0	33.6	44.8			C3H8
C4H10	10.7	69.6	42.8	53.5			C4H10
					39.1	882.5	Air
TOTAL	100	195.5	107.4	207.3	39.1	882.5	TOTAL
O2 dans excès d'air		39.1					%volume
O2 dans air de combustion		234.6	8.7	16.9	3.9	71.4	ou
N2 dans air de combustion		882.5					pression
							partiel.
Air de combustion		1117.1		1236.3			volume des fumées

Tableau 2-28

Vapeur d'eau dans l'air de combustion :

Tension de vapeur de l'eau à 20°C : 17.4 mmhg

Humidité relative: 80%

Quantité d'eau dans l'air de combustion :

$$17.4 \times 0.8 \times 1117.1 / (760 - 17.4) = 20.9 \text{ Nm}^3$$

Analyse des fumées sèches:

CO ₂	107.4	10.5 % vol
O ₂	39.1	3.9 % vol
N ₂	882.5	86.3 % vol
Total	1022.5	100 %

Masse volumique des fumées :

$$\rho_f = (44 / 22.4) \times 8.7 + (18 / 22.4) \times 16.9 + (32 / 22.4) \times 3.9 + (28 / 22.4) \times 71.4 = 1.24 \text{ Kg/ Nm}^3$$

Débit de fumées pour 1 Nm³ de gaz : $1236.3 / 100 = 12.4 \text{ Nm}^3$

Débit de fumées pour 1 Kg de gaz : $12.4 \times 1.24 = 15.3 \text{ Kg}$

Il faut donc 19.0 Kg d'air pour 1 Kg de gaz

Enthalpie des fumées et température théorique de flamme:

- Quantité de chaleur dégagée par la combustion de 1 Kg de combustible:

Pouvoir calorifique inférieur: $9370 / 0.763 = 12280.5 \text{ Kcal}$

Chaleur sensible de l'air à 20°C: $0.24 \times 19 \times 20 = 70.1 \text{ Kcal}$

Chaleur sensible de l'air à 20 °c : $0.5 \times 1 \times 20 = 10 \text{ Kcal}$

La quantité de chaleur sera donc : 12360.6 Kcal

- Chaleur spécifique moyenne des fumées entre 0 et t °c :

Le calcul d'après la composition des fumées donne :

$$C_p = 0.258 + 0.192 \cdot 10^{-4} t$$

$$C_{p\text{moy}} = \frac{1}{t} \int_0^t C_p dt = 0.258 + 0.096 \cdot 10^{-4} t$$

La température théorique de flamme s'obtient en résolvant l'équation :

$15.3 \times c_{p\text{moy}} \times t = 12360.6$, Par résolution numérique,

$t_f = 2835.3 \text{ °c}$.

5) Débit de combustible:

$20343750 / 12360.6 = 1645.87 \text{ Kg/h} = 2157.08 \text{ Nm}^3/\text{h}$

6) Répartition des pertes et température des fumées à la sortie de la zone de convection:

Nous admettons que les 20% de pertes se répartissent comme suit:

- Perte par les parois de la zone de radiation: 1%
- Perte par les parois de la zone de convection: 0.5%
- Perte par les fumées: 18 %
- Température des fumées à la base de la cheminée:

Chaleur perdue par les fumées:

$$18.5 \times 20343750 / 100 = 3763593.75 \text{ Kcal/h}$$

Débit des fumées: $1645.85 \times 15.3 = 25181.51 \text{ Kg/h} = 20307.7 \text{ Nm}^3/\text{h}$

T_b s'obtient de l'équation:

$$25181.51 \times C_{\text{proy}} \times T_b = 3763593.75, \text{ d'où } T_b = 567.4 \text{ }^\circ\text{C}.$$

7) Calcul de la zone de radiation:

Surface équivalente des tubes:

Entraxe: $1.82 \times \text{diamètre}$.

Tubes le long des murs: $\epsilon_A = 0.9$

Tubes supérieurs: $\epsilon_A = 0.7$, [6]

Surface du plan d'absorption: A_{RT}

Tubes latéraux: $44 \times 20 \times 0.305 = 268 \text{ m}^2$

Tubes supérieurs: $4 \times 20 \times 0.305 = 24.4 \text{ m}^2$

$$A_{RT} = 268 + 24.4 = 292.4 \text{ m}^2$$

Surface équivalente des tubes: $\epsilon_A \times A_{RT} = 258.3 \text{ m}^2$

Température des tubes:

Nous l'estimons à 30°C au dessus de la température du brut à la sortie: $T_A = 360 + 30 = 390^\circ\text{C}$.

Surface totale de la zone de radiation:

Pignons: $2 \times 3.8 \times 4.9 + 2 \times 2.1 \times (3.8 + 1.4) / 2 = 48 \text{ m}^2$

Murs: $2 \times (4.9 + 2.4) \times 20 = 292 \text{ m}^2$

Sole: $3.8 \times 20 = 76 \text{ m}^2$

La surface totale de la zone de radiation est: 416 m^2

Température résiduelle des gaz:

T_g s'obtient par résolution de l'équation du bilan thermique de la zone de radiation:

$$Q_l = M \times C_{\text{proy}} \times (T_f - T_g) = \sigma (T_g^4 - T_A^4)$$

$$\text{Ou, } T_g = 1070.7 \text{ }^\circ\text{K} = 797.7 \text{ }^\circ\text{C}$$

8) Quantité de chaleur absorbée en radiation et taux de transfert:

- Enthalpie des fumées à 797.7 °c

$$C_{\text{proy}} = 0.258 + 0.096 \times 10^{-4} \times 797.7 = 0.266 \text{ Kcal/kg } ^\circ\text{c}$$

$$H_f = 15.3 \times 0.226 \times 797.7 = 2961.6 \text{ Kcal/Kg}$$

$$R = (12360.6 - 2961.6) / 12360.6 = 0.76$$

$$R \times Q = 0.76 \times 20343750 = 15461250 \text{ Kcal/h}$$

- Surface externe des tubes:

$$1 \text{ tube} = 3.14 \times 0.168 \times 20 = 10.55 \text{ m}^2$$

$$48 \text{ tubes} = 10.55 \times 48 = 506.4 \text{ m}^2$$

- Taux de transfert en radiation:

$$Q = 15461250 / 506.4 = 30531.7 \text{ Kcal/h m}^2$$

9) Calcul de la zone de convection:

Température des fumées à l'entrée de la zone de convection:

Nous avons admis 1% de perte en zone de radiation. Les fumées contiennent donc à l'entrée de la zone:

$$100 - 76 - 1 = 23 \% \text{ de la chaleur disponible.}$$

D'où:

$$15.3 \times (0.258 + 0.096 \times 10^{-4} \times T) \times T = 0.23 \times 12360.6 = 2842.9$$

et on obtient $T_c = 702.1 \text{ } ^\circ\text{c}$.

Chaleur à transmettre par convection:

$$Q_c = 20343750 - 15461250 = 4882500 \text{ Kcal/h}$$

Calcul du coefficient de transmission:

- Coefficient de convection pur:

$$\text{Section de la zone de convection: } 1.4 \times 20 = 28 \text{ m}^2$$

$$\text{Section occupée par les tubes: } 4 \times 0.168 \times 20 = 13.44 \text{ m}^2$$

$$\text{Surface minimale de passage} = 28 - 13.44 = 14.56 \text{ m}^2$$

$$\text{Vitesse massique des fumées: } 25181.51 / 14.56 = 1729.5 \text{ Kg/h m}^2$$

Température moyenne des fumées:

$$(567.4 + 702.1) / 2 = 634.7 \text{ } ^\circ\text{c} = 907.7 \text{ } ^\circ\text{K.}$$

- Chaleur spécifique moyenne à 634.7 °c:

$$C_{\text{proy}} = 0.258 + 0.096 \times 10^{-4} \times 634.7 = 0.264$$

D'après la formule (2-26):

$$h_c = 9.6 \text{ Kcal/h m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

- Coefficient de radiation des gaz:

$$h_{rg} = 2.2 \times 10^{-8} \times 907.7 - 8 = 12 \text{ Kcal/h m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$h_{rg} + h_c = 21.6 \text{ Kcal/h m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Calcul de la température des murs:

Nous admettons un faisceau de convection composé de 48 tubes

Surface des tubes: $48 \times 10.55 = 506.4 \text{ m}^2$

Surface des murs: $2 \times (20 + 1.4) \times 5 = 214 \text{ m}^2$

Les 48 tubes seront disposés en 12 rangées de 4 tubes chacune

Entr'axe de 2 rangées: 0.4 m

Hauteur de la zone de convection: 5 m

- Température du brut à la sortie de la zone de convection:

$$\Delta H = 4882500 / 125000 = 39.1 \text{ Kcal/Kg}$$

$\Delta H = H_2 - H_1$, donc $H_2 = H_1 + \Delta H = 146.7 \text{ Kcal}$, qui correspond à une température $T = 256 \text{ } ^\circ\text{C}$

- Différence de température moyenne logarithmique:

$$702.1 \quad - \text{Fumée} \quad - 567.4 \quad ^\circ\text{C}$$

$$256 \quad - \text{Brut} \quad - 200 \quad ^\circ\text{C}$$

$$446.1 \quad \quad \quad 367.4$$

$$\Delta T_{lm} = (446.1 - 367.4) / \ln(446.1 / 367.4) = 405.5 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$h_0 = 21.6 \times (1 + E)$$

On détermine E pour avoir une surface d'échange de chaleur par convection entre fumée et brut égale à celle des tubes:

$$S = 506.4 \text{ m}^2$$

$$S = 4882500 / (405.5 \times 21.6 \times (1 + E)) = 506.4,$$

ce qui donne: $E = 0.1$

$$E = h_n / (21.6 + h_n) \times (214 / 506.4),$$

donc $h_n = 6.7 \text{ Kcal/h m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$

$$h_n = 0.95 \times 0.195 \times (T_n / 100)^3,$$

alors $T_n = 331 \text{ } ^\circ\text{K} = 58 \text{ } ^\circ\text{C}$

Les parois de la zone de convection doivent donc être à $T_n = 58 \text{ } ^\circ\text{C}$

B- Pétrole brut MEREKSEN en marche essence:

La procédure étant la même pour les deux pétroles bruts, ainsi que les dimensions du four, les calculs seront abrégés.

1- Les données:

Fluide traité: pétrole brut

Débit : 187.5 t/ h

Température (°c): entrée: 180 , sortie : 315

pression (atm) : entrée : > 1.3 , sortie : 1.3

% poids vaporisé: entrée : 0 , sortie: 21.5

Enthalpie (Kcal /Kg): entrée : 100 , sortie : 205.8

Quantité de chaleur absorbée: 19837500 Kcal/h

Quantité de chaleur dégagée par la combustion : 24796875 Kcal /h

Rendement du four : 80 %

Taux de transfert admissible en radiation : 30000 Kcal/h m²

Excès d'air : 20 %

Air de combustion : température : 20°C, humidité: 80 %

- combustible:

gaz de reforming catalytique de l'essence de première distillation:

Composition (%vol): H₂=54.2, CH₄=11.5 ,C₂H₄ =11.2 ,C₃H₈ =11.6
C₄H₁₀ =11.6.

Pouvoir calorifique inférieur : 9881 Kcal /m³

Masse volumique : 0.808 Kg/Nm³

N.B: L'enthalpie de fluide à la sortie est calculée par :

$H = (\text{enthalpie vapeur} \times \% \text{ poids vapeur} + \text{enthalpie liquide} \times \% \text{ poids liquide}) / 100$

2- Caractéristiques des tubes:

Même que celle du cas précédent

Débit massique par passe : 46875 Kg/h

Vitesse massique : 699.4 Kg/m² s

3- Dimensions du four:

Même four que celui du cas précédent.

4- Etude de la combustion :

- Composition des fumées: base 100 Nm³ de gaz combustible.

composants	vol(%)	O2 pour combust.	composition des fumées				composant
			CO2	H2O	O2	N2	
H2	54.2	27.1		54.2			H2
CH4	11.5	23	11.5	23			CH4
C2H6	11.2	39.2	22.5	33.6			C2H6
C3H8	11.6	58	34.8	46.4			C3H8
C4H10	11.6	75.4	46.4	58.0			C4H10
					44.5	1005.2	Air
TOTAL	100	222.7	115.1	215.2	44.5	1005.2	TOTAL
O2 dans excès d'air		44.5					%volume
O2 dans air de de combustion		267.2	8.3	15.6	3.2	72.8	ou
N2 dans air de combustion		1005.2					pression
							partiel.
Air de combustion		1272.4		1380.0			volume des fumées

Tableau 2-29

Quantité d'eau dans l'air de combustion: 24 Nm³

Analyse des fumées sèches:

CO2: ... 115.1.... 9.8%

O2:.....44.5.....3.8%

N2:.....1005.2.....84.4%

Total: 1164.9 100%

Masse volumique des fumées: $\rho_f = 1.24 \text{ Kg/Nm}^3$ Débit de fumée pour 1 Nm³ de gaz: 13.8 Nm³

Débit de fumée pour 1 Kg de gaz: 17.1 Kg

Il faut donc: $1272.4 \times 1.3 / (100 \times 0.808) = 20.5$ Kg d'air pour 1 Kg de combustible.

Enthalpie des fumées et température théorique de flamme:

- Quantité de chaleur dégagée par la combustion de 1 Kg de combustible:

Pouvoir calorifique inférieur: 12229 Kcal/Kg

Chaleur sensible de l'air à 20°C: 98 Kcal

Chaleur sensible du gaz: 10 Kcal

Total = $12229 + 98 + 10 = 12337$ Kcal

- Chaleur spécifique moyenne des fumées entre 0 et t:

$$C_{p\text{moy}} = 0.256 + 0.0944 \cdot 10^{-4} \times t$$

La température de flamme s'obtient par résolution de l'équation:

$$17.1 \times C_{p\text{moy}} \times t = 12337, \text{ soit } T_f = 2573.9 \text{ °C}$$

5- Débit de combustible:

2010 Kg/h de gaz de reforming

6- Répartition des pertes:

On suppose qu'elle est identique au cas précédent:

- Température des fumées à la base de la cheminée:

$$\text{tirée de l'équation: } 17.1 \times C_{p\text{moy}} \times t = 18.5 \times 12337 / 100,$$

$$T_b = 511.7 \text{ °C}$$

7- Calcul de la zone de radiation:

Surface équivalente des tubes: 258.3 m²

Température des tubes: Nous l'estimons à 30°C au dessus de la température de sortie du brut: $T_A = 345 \text{ °C}$

Surface totale de la zone de radiation: 416 m²

Température résiduelle des gaz:

$$T_g = 1099.2 \text{ °K} = 826.2 \text{ °C}, \text{ par résolution numérique.}$$

8) Quantité de chaleur absorbée en radiation et taux de transfert:

- Enthalpie des fumées à 826.2 °C:

$$H_f = 17.1 \times 0.264 \times 826.2 = 3727 \text{ Kcal/Kg}$$

$$R = (12337 - 3727) / 12337 = 0.7$$

- Quantité de chaleur absorbée:

$$R \times Q = 0.7 \times 24796875 = 17357812.2 \text{ Kcal/h}$$

- Taux de transfert: $Q = 17357812.2 / 506 = 34304 \text{ Kcal/h m}^2$

9) Calcul de la zone de convection:

Température des fumées à l'entrée de la zone:

Les fumées contiennent donc: $100 - 70 - 1 = 29 \%$ de la chaleur disponible.

$$T_c = 794 \text{ }^\circ\text{C}$$

Chaleur à transmettre par convection:

$$Q_c = 29 \times 24796875 / 100 = 7191093.8 \text{ Kcal/h}$$

Calcul du coefficient de transmission:

- Vitesse massique des fumées: $34371 / 14.56 = 2360.6 \text{ Kg/h m}^2$

- Température moyenne des fumées: $(794.0 + 511.7) / 2 = 652.9 \text{ }^\circ\text{C}$

- Chaleur spécifique à $652.9 \text{ }^\circ\text{C}$: $C_p = 0.262 \text{ Kcal/Kg }^\circ\text{C}$

- Coefficient de transfert pur:

$$\text{L'équation (2-26) donne: } h_c = 11.8 \text{ Kcal/h m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$$

- Coefficient de radiation des fumées:

$$h_{rg} = 2.2 \times 10^{-2} \times 925.9 - 8 = 12.4 \text{ Kcal/h m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$h_c + h_{rg} = 24.2 \text{ Kcal/h m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$$

Calcul de la température des murs:

- Température du brut à la sortie de la zone de convection:

$$Q_c = M \times \Delta H \text{ alors } \Delta H = 38.4 \text{ Kcal/Kg.}$$

$H_2 = H_1 + \Delta H = 100 + 38.4 = 138.4 \text{ Kcal/Kg}$, qui correspond à une température $T = 235 \text{ }^\circ\text{C}$

- Différence de température moyenne logarithmique:

$$\Delta T_{lm} = (559 - 331.7) / \ln(559/331.7) = 435.5 \text{ }^\circ\text{C}$$

On détermine E pour avoir une surface d'échange égale à celle des tubes: $S = 506.4 \text{ m}^2$

$$S = Q_c / (\Delta T_{lm} \times h_0), \quad h_0 = 24.2 \times (1 + E), \text{ soit:}$$

$$S = 7191093.8 / (435.5 \times 24.2 \times (1 + E)) = 506.4,$$

D'où: $E = 0.35$.

D'où: $h_0 = 116 \text{ Kcal/h m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$

$$h_0 = 0.95 \times 0.195 \times (T_0 / 100)^5, \text{ d'où: } T_0 = 582.5 \text{ }^\circ\text{C.}$$

PARTIE IV

EVALUATION ECONOMIQUE

INTRODUCTION

Pour effectuer l'évaluation d'un projet, il est nécessaire d'examiner tout d'abord le contexte économique dans lequel se situe le projet: C'est l'objet de l'étude de disponibilité en matière première et du marché du produit.

Ensuite il faut définir la technologie à employer, le type et la taille des appareils nécessaires, leurs prix, leur rendement, la consommation d'énergie résultante de leur fonctionnement, la main d'oeuvre devant en assurer la conduite.

L'importance de cette étude réalisée par les services spécialisés des sociétés varie suivant l'état d'avancement du projet.

L'évaluation économique que nous allons entreprendre ci-après est une série d'estimations qui ont pour but d'estimer le capital nécessaire pour réaliser l'unité de distillation initiale et puis estimer la rentabilité de l'installation, issue de la vente de certains produits (Gas-oil, Kérosène, condensât).

I- ELEMENTS DU CALCUL ECONOMIQUE**I-1 Définitions****I-1-1 Les investissements**

L'investissement est la transformation du capital argent en capital productif dans le but de réaliser des gains futurs.

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

Les diverses charges d'investissement sont représentées sur la figure (3-1). [8], [17]

1- Fond de roulement:

Le ^{besoin en} fond de roulement est constitué d'une provision courante représentant:

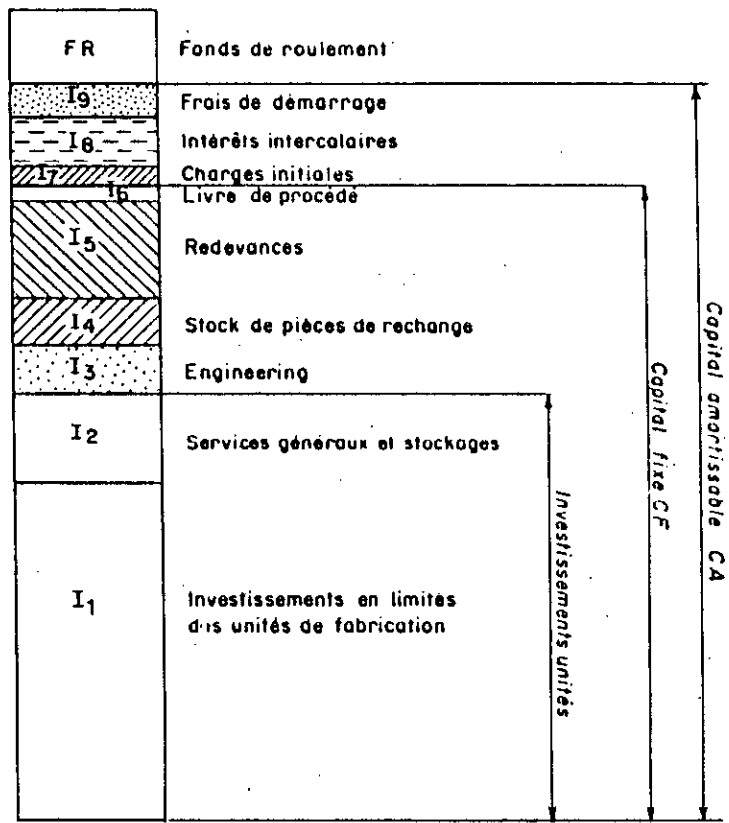


FIG.3-1 - Les diverses charges d'investissements.

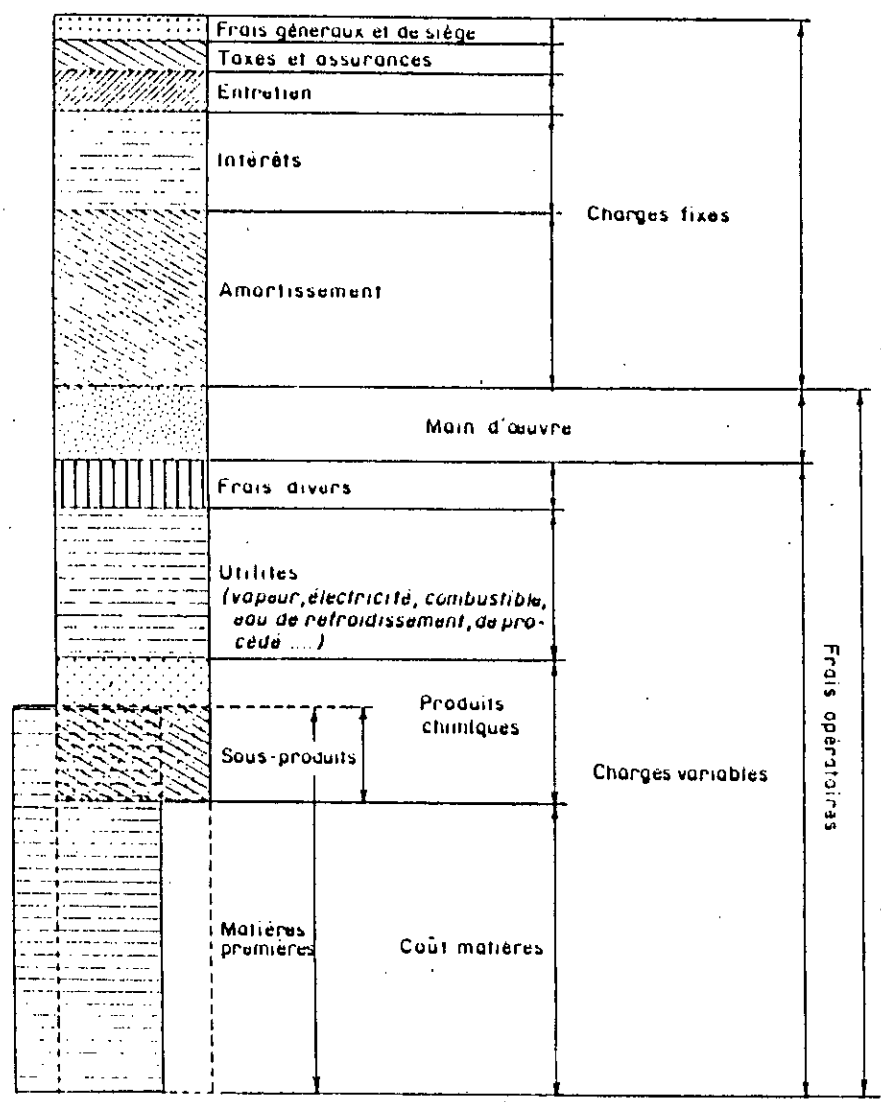


FIG.3-3. des principaux éléments du coût opératoire.

- La valeur des produits en circulation dans les unités elles mêmes, aux divers stades de leurs transformations.
- La valeur des matières premières en stock normal: charges, produits chimiques divers, catalyseurs.
- La valeur de stock normal de produits finis.

2- Les frais d'engineering:

Lorsqu'une société d'engineering se voit confier la réalisation d'un projet industriel, elle se comporte comme un véritable maître d'oeuvre et joue un rôle comparable à celui d'un cabinet d'Architecte. Elle intervient au stade préliminaire des négociations en établissant dans ses bureaux d'études une proposition cotée qui est comparée à celles des autres sociétés consultées.

Les frais d'engineering peuvent varier selon l'importance et la qualité du travail fournit suivant le projet considéré, la nature et la capacité des installations prévues.

Ils ne sont pas proportionnels à la taille des unités.

I-1-2 Les charges fixes:

Ce sont les charges liées à l'existence même de l'entreprise et qui sont à peu près fixes dans une période donnée quelque soit le niveau d'activité.

Les charges fixes sont des dépenses annuelles dont le calcul s'effectue à partir des investissements de l'unité.

Elles sont appelées fixes, parce que constantes pour une capacité de traitement donnée, quelque que soit la quantité effectivement produite.

Elles comprennent les principaux postes suivants: Amortissements, intérêts, frais généraux, ... [8]

1- Les amortissements:

C'est la perte de valeur que subissent les immobilisations qui déprécient avec le temps.

$$A = V_t - V_{t+1} \quad (3-1)$$

L'amortissement correspond à la récupération du capital initial

investi, c.-à-d. à reconstituer les investissements des installations au cours de leur période d'activité même, le fond de roulement non compris.

Méthode de calcul de l'amortissement:

Pour effectuer le calcul, il faut connaître les deux notions suivantes:

- Valeur résiduelle d'une installation:

La valeur résiduelle d'une installation est la fraction du capital non encore amorti.

- Durée de vie des installations

Dans la réalité industrielle, la période d'étude d'un projet d'investissement est liée à la durée de vie escomptée des équipements et non pas à celle de l'amortissement. En évaluation il est commode de faire coïncider la durée de vie des installations avec la période d'amortissement et de déterminer la valeur résiduelle juste à la fin de cette période. On distingue plusieurs méthodes de calcul des amortissements:

a) L'amortissement linéaire (Fig. 3-2):

$$A = I / n \quad (3-2)$$

Où I: représente la valeur du capital amortissable initial

n: Durée de l'amortissement et durée de vie des installations.

A: l'amortissement annuel

D'après l'hypothèse: n = Durée de vie des installations, la valeur résiduelle I_r est nulle à l'issue de la période d'amortissement.

b) L'amortissement dégressif ou méthode de taux constant:

On suppose que l'amortissement annuel est une fraction fixe de la valeur des installations en début d'année.

Si ad est cette fraction constante, l'amortissement au cours de la première année est: ad I, et la valeur des équipements est:

$I (1-a_d)$ à la fin de la première année.

$I (1-a_d)^p$ à la fin de l'année p.

A la fin de la durée de vie: $I_r = (1 - a_d)^n I \quad (3-3)$

L'amortissement annuel à l'année p est :

$$A_p = (I - I_r)(1 - a_d)^{p-1} a_d \quad p \leq n \quad (3-4)$$

L'amortissement est plus rapide au début de la vie des installations.

c) La méthode dite "Sum of the years digits" :

L'amortissement annuel à l'année p est :

$$A_p = \frac{n-p+1}{1+2+\dots+p+n} (I-I_r) \quad (3-5)$$

$$A_p = \frac{2(n-p+1)}{n(n+1)} (I-I_r)$$

d) Méthode du fond d'amortissement :

L'amortissement annuel est constant et égal :

$$A_p = \frac{i}{(1+i)^n - 1} (I-I_r) \quad (3-6)$$

où : i est le taux d'actualisation adopté.

Cette méthode est rarement utilisée parce que elle conduit à une récupération des investissements initiaux moins rapide qu'avec une loi linéaire. [8], [18]

I-1-3 Les charges variables :

Elles sont liées directement au niveau de l'activité, elles varient plus ou moins en fonction de la production.

I-1-4 Le coût opératoire et les dépenses d'exploitation :

Le coût opératoire est la somme des charges fixes, des charges variables et de la main d'oeuvre. C'est l'ensemble des dépenses permettant à la fois de réaliser l'opération envisagé et de récupérer par l'amortissement les capitaux immobilisés. La fig3-3 fournit une représentation résumée des principaux éléments du coût opératoire.

I-1-5 La rentabilité:

Il existe de nombreuses méthodes permettant d'apprécier l'économie d'un projet, mais toutes ne sont pas applicables telles qu'elles par suite de défauts d'information. La rentabilité doit être au moins suffisante pour répondre à deux impératifs:

- Assure le maintien du capital de l'entreprise.
- Acquitter les intérêts dus aux prêteurs et assurer le remboursement des emprunts.

Parmi les méthodes d'évaluation de la rentabilité, on trouve:

a- Le bénéfice actualisé:

On appelle "bénéfice actualisé" où encore "revenu-actualisé" d'un projet, la somme des valeurs actuelles des cash-flow associés à sa réalisation.

$$B = \sum_0^n \frac{(CF)_p}{(1+i)^p} \quad (3-7)$$

L'actualisation est faite à l'année "0" choisit comme base dans les calculs économiques.

n: dernière année d'exploitation des installations.

$$\text{Comme: } (Cf)_p = (V_p - C_p)(1-a) + A_p - I_p$$

$$C_p = D_p + A_p + E_p$$

On peut écrire:

$$B = \sum_0^n \frac{(V_p - C_p)(1-a) + A_p - I_p}{(1+i)^p} \quad (3-8)$$

(Cf) : cash-flow ou revenu effectif, c'est la différence entre les recettes et dépenses à l'année p.

a : taux d'imposition du bénéfice brut $(V_p - C_p)$

V_p : recettes d'exploitation à l'année p

D_p : dépenses d'exploitation à l'année p

A_p : amortissement à l'année p

C_p : coût opératoire

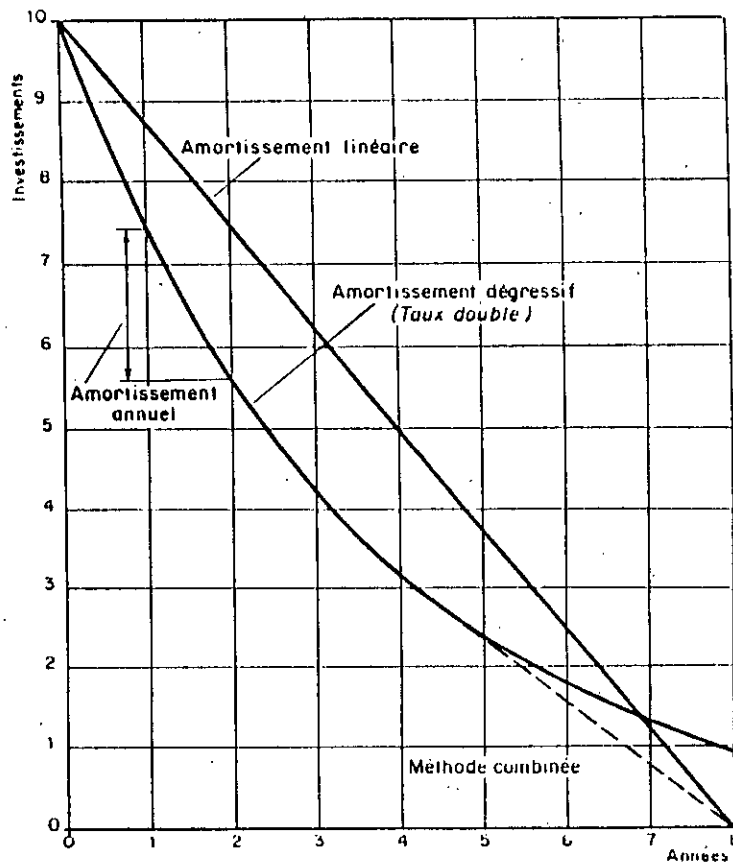


FIG. 3-2 Amortissements dégressif et linéaire.

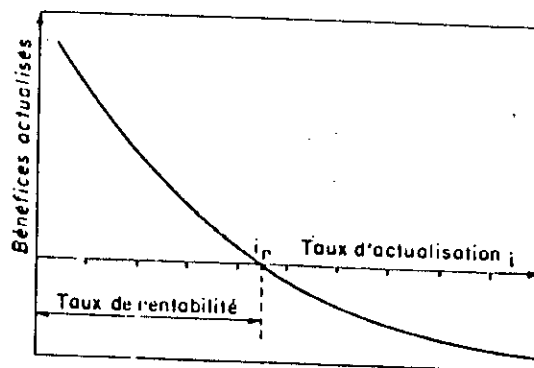


FIG. 3-4. Taux de rentabilité interne.

Dans le cas général, I_p prend les valeurs suivantes:

$$I_0 = I + f \text{ (capital amortissable + fond de roulement)}$$

$$I_p = 0 \text{ pour } 0 < p < n$$

$$I_n = - (I + f)$$

b- Le taux de rentabilité interne: (FIG. 3-4)

C'est la valeur du taux d'actualisation i qui annule le bénéfice actualisé sur n années. On doit donc déterminer i_r tel que:

$$\sum_0^{(p-n)} \frac{(CF)_p}{(1+i_r)^p} = 0 \quad (3-9)$$

L'avantage du taux de rentabilité interne est de constituer une caractéristique économique indépendante du taux d'actualisation. Pour qu'une étude soit jugée "rentable" par une entreprise, il faut que son taux de rentabilité interne soit supérieur au taux d'actualisation de cette entreprise.

c- Le temps de récupération avec actualisation:

Le temps de récupération d'un projet est la date k à partir de laquelle la somme des cash-flow actualisés devient positive.

On détermine k telle que:

$$\sum_0^{(p-k)} \frac{(CF)_p}{(1+i)^p} > 0 \quad (3-10)$$

Il s'agit donc du moment à partir duquel les revenus découlant de la réalisation d'un projet auront permis de rembourser le capital initial. [8], [22]

I-1-6 L'actualisation:

Il n'est pas équivalent de disposer actuellement d'une certaine somme ou de cette même somme dans n années. Une somme S_n , disponible à l'année n , a la même valeur qu'une somme S_0 disponible à l'année 0, si on adopte la relation suivante:

$$S_0 = \frac{S_n}{(1+i)^n} \quad (3-11)$$

Où:

S_0 : est la valeur actuelle de la somme S_n , récupérée à l'année n

i : est le taux d'actualisation

$1 / (1+i)^n$: est le coefficient d'actualisation.

I-1-7 La mise à jour des coûts d'investissements:

Il s'agit de prendre en compte l'évolution au cours du temps des prix des matériaux, des coûts des équipements et de la main d'oeuvre, l'amélioration technologique, ...

Pour remplir cette condition, on utilise un coefficient appelé "indice d'actualisation" ou "indice de coût" (cost index).

Si A_n est la valeur de l'indice relatif à l'année n , le rapport du montant des investissements d'une même unité entre deux années 1 et 2 sera égal au rapport des indices correspondants:

$$I_1 / I_2 = A_1 / A_2 \quad (3-12)$$

Des coefficients différents peuvent être également utilisés pour chaque type d'appareils (colonne, four, échangeur...) pour des mises à jour partielles de certains équipements.

Les index les plus utilisés sont:

- a- L'index de l'engineering news-record.
- b- Les indices de Nelson (Nelson refinery construction cost index)
- c- L'indice de chemical engineering (C.E Plant cost index)
- d- L'indice de Marshall et Swift (M.S' equipment cost index)

I-2 METHODE DE CALCUL D'INVESTISSEMENT INITIAL:

L'investissement initial est la somme du capital fixe et du fond de roulement. Le capital fixe est la somme de l'investissement en limite des unités de fabrication et du coût des installations générales et de stockage.

Le montant des investissements en limite des unités de fabrication comprend le plus souvent:

- Le coût de l'équipement principal qui correspond à: colonnes et ballons, réacteurs, échangeurs de chaleurs, rebouilleurs,...
- Le coût du matériel secondaire: Isolation thermique, la salle de contrôle et les bâtiments, installation électrique,...
- Le coût du montage et génie civil: Les fondations, mise en place des équipements, préparation du site,...
- Les prix de transport et de chantier.

Pour estimer l'investissement en limite des unités de fabrication, on peut utiliser une méthode dérivée de celle de K.M.GUTHRIE [8], et qui consiste à opérer par grande catégorie d'équipements: Récipients sous pression, fours, échangeurs,...

Les étapes de calcul sont les suivantes:

- On détermine à l'aide de graphiques:

1- Le prix de base P_b , qui correspond à la somme des coûts des appareils répondants à un type donné et exclu tout facteur collectif. Ce sont les prix en acier ordinaire.

Le prix réel P_r , est la somme des prix de base modifiés en fonction des facteurs collectifs portant sur la complexité de l'appareil et la nature du matériau employé.

- On calcule à l'aide des tableaux IV.16 et IV.17 [8], dans lesquels sont rassemblés divers coefficients directement liés aux investissements en limites des unités de fabrication par catégorie d'équipements en appliquant le facteur correctif f_g .

$$I_L = P_r - P_b + P_b f_g f_c \quad (3-13)$$

f_c : facteur de taille

les investissements en limites des unités (battery-limits) de fabrication pour toute l'installation sont obtenus par cumul des investissements en limites des unités de production partielles.

[8], [19], [20], [21]

II- ESTIMATION DES INVESTISSEMENTS**II.1.Coût des équipements:****II-1-1 Evaluation du coût de la colonne de topping:**

La méthode consiste à déterminer en fonction du poids et du matériau utilisé, le prix des externes (Virole, jupe,...) et des internes (plateaux).

1- Détermination des poids:**Poids de la jupe:**

La formule de base est:

$$p(\text{Kg}) = 24.7 D' H e \quad (3-14)$$

Avec:

H: hauteur de la jupe, elle est estimée à 5 m pour les soutirages à pompe.

e: épaisseur en (mm), estimée à 12 mm pour les colonnes de 35 plateaux et plus.

D': diamètre de la jupe. C'est le même que celui de la virole.

$$p = 24.7 \times 12 \times 5 \times 7.128 = 10667.4 \text{ Kg}$$

Poids de la virole:

L'équation (3-14) s'applique:

$$P = 24.7 (2.15 \times 8 \times 6.2 + 7.198 \times 10 \times 29.2) \\ + 24.7 \times 10 (4.37 \times 7.198 - 4.37 (7.198 - 2.15))$$

$$P = 56869.6 \text{ Kg}$$

Poids des fonds:

Ils comprennent la tête et le fond. On suppose qu'ils ont une forme elliptique et d'un diamètre égal à celui de la virole.

Leur poids est donné par la figure 3-5, pour une épaisseur unitaire en fonction du diamètre de la virole.

Le poids global est donné par l'expression suivante:

$$p = \text{poids unitaire} \times \text{épaisseur}$$

$$p_f = 75 \times 8 / 4 + 950 \times 10 / 2 = 5050 \text{ Kg}$$

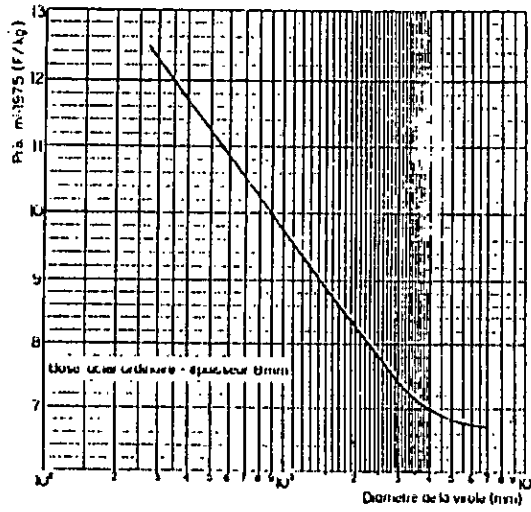
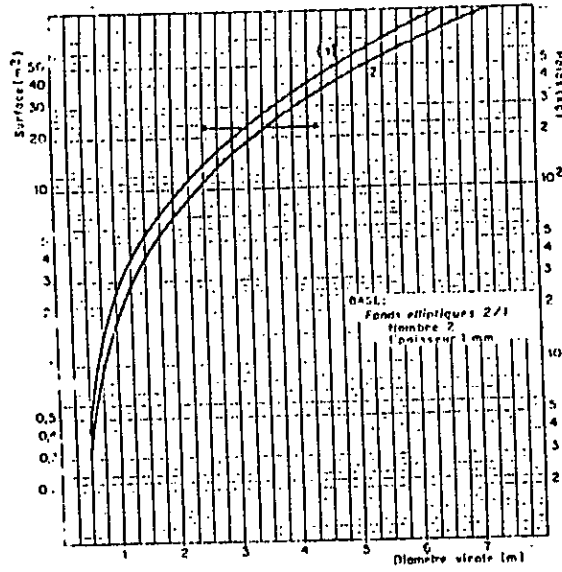


FIG. 3-6 - Détermination du poids de base de la veule et des fonds.



- - Détermination pour deux fonds -
- de la surface, courbe (1);
- du poids unitaire, courbe (3)

FIG. 3-5. Poids des fonds.

2- Estimation des prix des externes:

Prix de la virole et des fonds: le prix de base est établi pour un récipient en acier ordinaire. Ce prix est déterminé en F/Kg à partir de la figure 3-6.

$$P = 6.75 + 8.10 = 14.75 \text{ F/Kg}$$

Facteurs correctifs:

- Influence de l'épaisseur: (Fig. 3-7)

$$f_{er} = 0.95 \text{ (pour la virole de la section rectification)}$$

$$f_{ep} = 1 \text{ (pour la virole de la section épaissement)}$$

- Influence du matériau:

Le facteur correctif f_m est déterminé selon la nature des matériaux employés.

$f_m = 1$ (pour l'acier ordinaire), le prix global est donc:

$$P \text{ (viroles+fonds, corrogé)} = P \times (\text{poids viroles} + \text{poids fonds}) \times f_{er} \times f_m$$

$$P = 6.65 \times (4750 + 56869.6) \times 0.95 \times 1 + 8.10 \times (300 + 2634) \times 1 \times 1$$

$$P = 413000 \text{ F}$$

(année 1975)

(3-15)

Prix de la jupe:

Le prix de la jupe pour un acier ordinaire est d'après [8] donné par: Prix jupe, corrigé = poids de jupe $\times f_e \times P$ (3-16)

Où:

P: prix de base déterminé à partir de la figure 3-5 en fonction du diamètre de la virole, pour une épaisseur de 8 mm et pour un acier ordinaire.

f_e : facteur correctif d'épaisseur.

$$\text{Prix jupe} = 10667.4 \times 6.65 \times 0.92 = 65260 \text{ F} \quad (\text{année 1975})$$

Prix des accessoires: (Fig. 3-8)

- Facteur correctif: pour un acier ordinaire (SA 285 C) $f_{aa} = 1$

Le prix corrigé devient:

$$\text{prix corrigé} = \text{prix de base} \times f_{aa} = 130000 \text{ F} \quad (\text{année 1975})$$

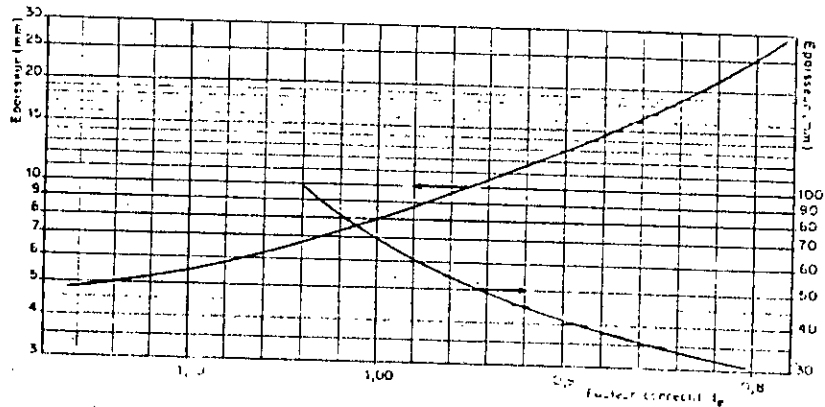


Fig 3-7 - Détermination du facteur correctif d'épaisseur.

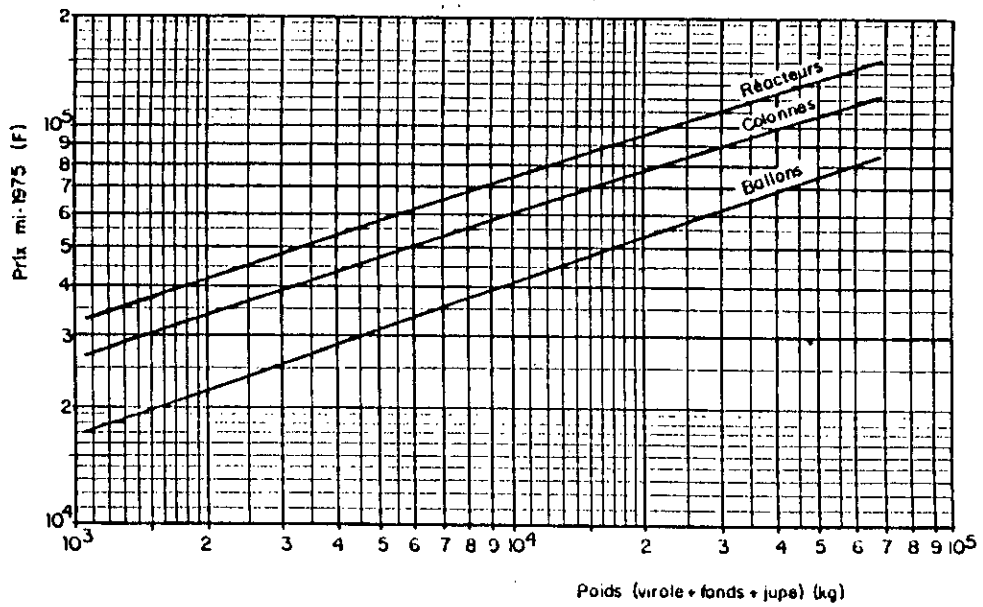


Fig 3-8 - Détermination du prix des accessoires dans les colonnes, ballons et réacteurs.

3- Estimation du prix des plateaux:

Pour les plateaux à clapets, le prix est établi en fonction du: diamètre, matériau, épaisseur de plateau et le nombre de passes.

Le prix de base des plateaux à clapets est obtenu à partir de la figure 3-9. On détermine un prix de base pour chacune des sections:

- Section de rectification: pour un diamètre de 5.35 m, P = 12000F
- Section d'épuisement: D = 1.5 m, P = 900F

Facteurs correctifs:

- Influence du type de plateau:

Pour un plateau à clapets, le facteur correctif, $f_{rt} = 1$

- Influence de l'épaisseur de plateau:

l'épaisseur utilisée est de 3.4 mm, pour cela, il faut choisir un coefficient $f_e = 1.25$, [8].

- Influence du nombre de passes:

Pour obtenir, à partir du prix d'un plateau à une passe celui du plateau à deux passes, on prend $f_{pa} = 1.12$

- Influence du nombre de plateaux identiques: f_{pn}

Section de rectification:

Pour un nombre de plateaux compris entre 16 et 50, $f_{pn} = 1$

Le prix des plateaux devient:

$$\begin{aligned} \text{Prix corrigé} &= \text{prix de base} \times f_{pt} \times f_e \times f_{pa} \times f_{pn} && (3-17) \\ &= (12000 \times 1 \times 1.25 \times 1.2 \times 0.95) \times 0.48 + 900 \times 1 \times \\ &\quad 1.25 \times 8 = 775080 \text{ F} \end{aligned}$$

Le coût final de la colonne est donc:

$$\begin{aligned} \text{Prix final} &= (\text{prix virole et fonds} + \text{prix jupe} + \text{prix accessoires} \\ &\quad + \text{prix plateaux}) \times 1.15 && (3-18) \end{aligned}$$

$$\text{Prix final} = 1.6 \cdot 10^6 \text{ F} \quad (\text{année 1975})$$

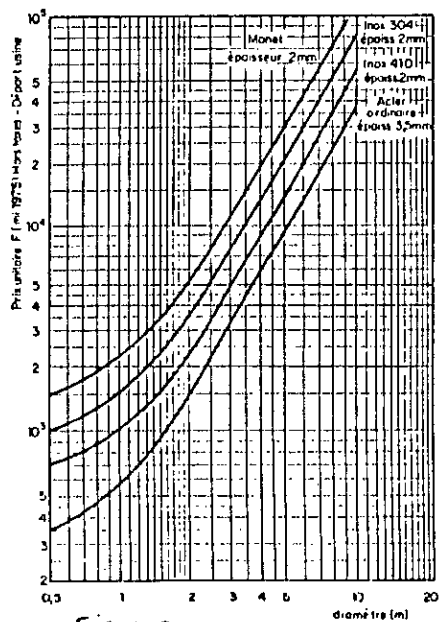


Fig 3-9 - Prix des plaques à clapets

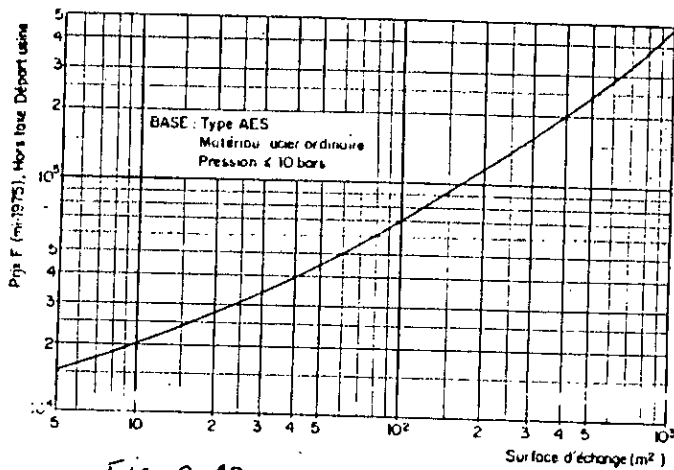


Fig. 3-10 - Prix des échangeurs tubulaires

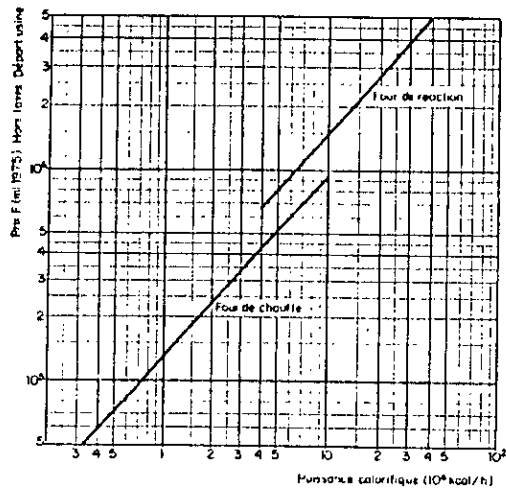


Fig. 3-11 - Prix des fours

II-1-2 EVALUATION DES ECHANGEURS (faisceau-calandre):

On utilise la formule de base suivante:

$$\text{Prix corrigé} = \text{prix de base} \times f_d \cdot f_l \cdot f_{np} \cdot f_p \cdot f_t \cdot f_m \cdot f_q \quad (3-19)$$

Où f_d : facteur correctif caractéristique du type d'échangeur

f_q : facteur correctif de diamètre de tube et de pas

f_l : facteur correctif de longueur du diamètre

f_{np} : facteur tenant compte de nombre de passes côté tube

f_p : facteur correctif tenant compte de la perte de charge dans la calandre et les tubes

f_t : facteur correctif de température maximale

f_m : facteur correctif de la nature du matériau employé.

Tous ces facteurs sont déterminés à partir des tableaux [8].

Le prix de base a été établi pour les conditions suivantes:

- Type d'échangeurs: une passe côté tube, tête flottante, faisceau amovible.

- Diamètre de tube : 3/4", BWG = 14

- Pas carré

- Longueur: 16 ft = 4.9 m

- Température d'étude 350° c

- Pression d'étude 10 bars

- Matériau de construction: acier ordinaire pour faisceaux et calandre dans notre cas:

$$f_q = 1 \quad (\text{pas carré})$$

$$f_l = 0.91 \quad (l = 6.1\text{m})$$

$$f_t = 1 \quad (t = 350^\circ \text{ c})$$

$$f_m = 1 \quad (\text{AO/AO})$$

$$f_d = 1$$

1- Pétrole MEREKSEN en marche essence:

a) Echangeur essence lourde - brut:

Surface d'échange de chaleur: $a = 194.8 \text{ m}^2$, d'après la Fig.3-10

On obtient le prix de base égal à $1.15 \cdot 10^5 \text{ F}$.

$$\Delta P_t = 0.207 \text{ Kg/cm}^2$$

$$\Delta P_c = 1.2 \text{ Kg/cm}^2 \quad (\text{inférieurs à 10 bars})$$

Ce qui donne $f_p = 1$

$n_p = 1$ donne $f_{np} = 1$

D'où: prix corrigé = $0.92 \times 1.15 \times 10^5 = 1.1 \times 10^5$ F (année 1975)

b) Echangeur: Kérosène - brut:

Surface d'échange de chaleur $A = 199.7 \text{ m}^2$

D'où: prix de base = 1.2×10^5 F

$\Delta P_t = 0.19$, $\Delta P_c = 0.42$ (inférieurs à 10 bars), ce qui donne $f_p = 1$

$n_p = 2$, ce qui donne $f_{np} = 1$

Prix de base = $0.92 \times 1.2 \times 10^5 = 1.1 \times 10^5$ F (année 1975)

c) Echangeur: gas-oil - brut:

Surface d'échange: $A = 261.5 \text{ m}^2$,

d'où le prix de base = 1.5×10^5 F.

$\Delta P_t = 0.1 \text{ Kg/cm}^2$, $\Delta P_c = 0.27 \text{ kg/cm}^2$ (inférieurs à 10 bars).

Ce qui donne $f_p = 1$.

$n_p = 2$, ce qui donne $f_{np} = 1$

Prix corrigé = $0.92 \times 1.5 \times 10^5 = 1.4 \times 10^5$ F (année 1975)

d) Echangeur: reflux intermédiaire - brut:

Surface d'échange: $A = 242 \text{ m}^2$ d'où prix de base = 1.35×10^5 F

$\Delta P_t = 0.11 \text{ Kg/cm}^2$ et $\Delta P_c = 0.29 \text{ Kg/cm}^2$ (inférieurs à 10 bars), ce qui donne $f_p = 1$. Pour $n_p = 2$, on a $f_{np} = 1$

Prix corrigé = $0.92 \times 1.35 \times 10^5 = 1.2 \times 10^5$ F (année 1975)

e) Echangeur: résidu atmosphérique - brut:

Surface d'échange: $A = 993.2 \text{ m}^2$, d'où prix de base = 4.8×10^5 F

$\Delta P_t = 3.42 \text{ kg/cm}^2$, $\Delta P_c = 1.16 \text{ kg/cm}^2$, ce qui donne $f_p = 1$

Pour $n_p = 6$, on a $f_{np} = 1.04$

Prix corrigé = $0.92 \times 1.04 \times 4.8 \times 10^5 = 4.6 \times 10^5$ F (année 1975)

2- Pétrole brut HRS 162 en marche gas-oil:

a) Echangeur: essence lourde - brut:

Surface d'échange: $A = 182.5 \text{ m}^2$ donne un prix de base = 1.1×10^5 F

$\Delta P_t = 61.05 \text{ Kg/cm}^2$, $\Delta P_c = 13.8 \text{ Kg/cm}^2$ donne $f_p = 1.71$

$n_p = 4$, $f_{np} = 1.02$, d'où:

Prix corrigé = $0.92 \times 1.02 \times 1.71 \times 1.1 \times 10^5 = 1.8 \times 10^5$ F (année 1975)

b) Echangeur : gas-oil-brut:

$A = 662.7 \text{ m}^2$, prix de base = $3 \cdot 10^5 \text{ F}$

$\Delta P_t = 5.4 \text{ Kg/cm}^2$, $\Delta P_c = 1.2 \text{ Kg/cm}^2$

d'où prix corrigé = $0.92 \times 1.04 \times 3 \cdot 10^5 = 2.9 \cdot 10^5 \text{ F}$

(année 1975)

c) Echangeur: reflux intermédiaire - brut

$A = 207.6 \text{ m}^2$, prix de base = $1.2 \cdot 10^5 \text{ F}$

$\Delta P_t = 0.08 \text{ Kg/cm}^2$, $\Delta P_c = 0.37 \text{ Kg/cm}^2$

Prix corrigé = $0.921 \times 1.2 \cdot 10^5 = 1.1 \cdot 10^5 \text{ F}$

d) Echangeur: résidu - brut:

$A = 232.8 \text{ m}^2$, prix de base = $1.4 \cdot 10^5 \text{ F}$

$\Delta P_t = 0.04 \text{ Kg/cm}^2$, $\Delta P_c = 0.87 \text{ Kg/cm}^2$

Prix corrigé = $0.92 \times 1.4 \cdot 10^5 = 1.3 \cdot 10^5 \text{ F}$ (année 1975)

II-1-3 EVALUATION DU FOUR DE TOPPING

Pour une puissance de 24796875 kcal/h (voir évaluation technique) et dans les hypothèses:

- Matériau employé pour les tubes: acier ordinaire
- Pression d'utilisation ≤ 30 bars
- Préchauffage de charges

Le prix de base de four est estimé à partir de la figure (2-11) à $2 \cdot 10^6 \text{ F}$. Il est nécessaire de corriger ce prix pour les pressions, le matériau, le type à utiliser selon l'expression suivante:

Prix corrigé = Prix de base $\times (1 + f_m + f_d + f_p)$ (3-20)

f_d : facteur correctif de type ($f_d=0.15$ pour le four de chauffe)

f_m : facteur correctif de matériau ($f_m = 0$ pour l'acier ordinaire)

f_p : facteur correctif de pression ($f_p=0$ pour une pression inférieure à 30 bar)

Tous ces facteurs sont déterminés à partir des tableaux [8].

Le prix du four sera donc:

prix corrigé = $2.0 (1 + 0.15) \cdot 10^6 = 2.3 \cdot 10^6 \text{ F}$ (année 1975)

II-2-ESTIMATION DE L'INVESTISSEMENT EN LIMITE D'UNITE PAR TYPE

D'EQUIPEMENT:

1- Echangeurs de chaleurs:

On emploie l'équation (3-16):

$$P_R = 16.5 \cdot 10^5 \text{ F}$$

$$P_B = 1.67 \cdot 10^6$$

L'investissement en limite pour les échangeurs:

$$I_L = P_R - P_B + P_B f_g f_c$$

Pour un échangeur de type faisceau- calandre $f_g = 2.84$ et

$$f_c = 1.08, [8]. \text{D'où}$$

$$I_{Lec} = 5.1 \cdot 10^6 \text{ F}$$

2-Four de chauffage:

$$f_g = 2.08, f_c = 1.06$$

$$I_{Lf} = 4.7 \cdot 10^6 \text{ F}$$

3- La tour de distillation initiale:

$$f_g = 3.75, f_c = 1.08$$

$$P_B = 1.2 \cdot 10^6 \text{ F}$$

$$P_R = 1.6 \cdot 10^6 \text{ F}$$

$$I_{Lcol} = 5.2 \cdot 10^6 \text{ F}$$

II-3- ESTIMATION DE L'INVESTISSEMENT EN LIMITE GLOBAL:

C'est la somme des investissements en limite par catégorie d'équipements. Pour l'année 1975, l'investissement en limite d'unité global est:

$$I_1 = I_{Lec} + I_{Lf} + I_{Lcol} = 15 \cdot 10^6 \text{ F}$$

II-4- ACTUALISATION DES COÛTS:

Pour estimer les coûts des équipements utilisés (échangeur, four, colonne) en 1994, on a recours aux indices de Nelson. Comme les indices de Nelson ne sont pas disponibles jusqu'à 1994, nous avons essayé de corrélater les différentes valeurs [8],[23] en

fonction de l'année. Par calcul de régressions nous avons obtenus les expressions suivantes:

- **Echangeur:**

$$I_n = 4.17 (1.0477)^n 10^{-38} \quad (3-21)$$

régression exponentielle de coefficient de corrélation :

$$\text{corr} = 0.950$$

Où: n est l'année

- **Four:**
$$I_n = 6.55 (1.0494)^n 10^{-40} \quad (3-22)$$

$$\text{corr} = 0.905$$

- **Colonne:**
$$I_n = 2.72 (1.0332)^n 10^{-26} \quad (3-23)$$

$$\text{corr} = 0.879$$

I_n : est l'indice de Nelson de l'année n

L'application de ces formules donne:

- $I_{1994} = 939$ pour les échangeurs

- $I_{1994} = 374$ pour le four

- $I_{1994} = 523$ pour la colonne

Et on a donc:

$$I_{ea} - I_{Lec} \frac{I_{1994}}{I_{1975}} - 9 \cdot 10^6 \text{ F (échangeurs)}$$

$$I_{fa} - I_{Lr} \frac{I_{1994}}{I_{1975}} - 10^7 \text{ F (four)}$$

$$I_{ca} - I_{Lcol} \frac{I_{1994}}{I_{1975}} - 7.5 \cdot 10^6 \text{ F (colonne)}$$

L'investissement en limite global des unités de fabrication sera

$$\text{donc: } I_1 = I_{ea} + I_{fa} + I_{ca} = 26.5 \cdot 10^6 \text{ F (année 1994)}$$

II- 5 ESTIMATION DES CHARGES D'INVESTISSEMENTS:

L'investissement total comprend les charges données dans le tableau ci-après [8]:

Charges d'investissement	Valeurs approchées (F)
Invest.en limite des unités	$I_1 = 26.5 \cdot 10^6$
Services généraux et stockages	$I_2 = 0.3 \cdot I_1 = 8 \cdot 10^6$
Frais d'engineering	$I_3 = 0.12(I_1 + I_2) = 4.1 \cdot 10^6$
Redevances	$I_5 = 0.07(I_1) = 1.9 \cdot 10^6$
Livre de procédé	$I_6 = 0.8 \cdot 10^6$
Capital fixe	$C_{fix} = I_1 + I_2 + I_3 + I_5 + I_6 = 41.3 \cdot 10^6$
Charges initiales	$I_7 = 0$ (pas de catalyseurs)
Intérêts intercalaires	$I_8 = 0.07 C_{fix} = 3 \cdot 10^6$
Frais de démarrage	$I_9 = 4$ mois de frais op = $429 \cdot 10^6$
Capital amortissable	$C_a = C_{fix} + I_7 + I_8 + I_9 = 471.3 \cdot 10^6$
Fond de roulement	$F = 2 I_9 = 858 \cdot 10^6$

TABLEAU 3-1: "Estimation des charges d'investissement"

NB: Les charges d'investissements sont calculés à l'année 1994.

III- ESTIMATION DU COUT OPERATOIRE : Fig 3-3

1- Charges variables:

- Matières premières: La matière première utilisée comprend les deux pétroles bruts $1.5 \cdot 10^6$ T/an de brut MEREKSEN et 10^6 T de brut HRS 162. Le coût de pétrole brut est d'environ 14.5 \$/b, le coût de matière première est donc:

$$\text{Coût} = 14.5 \left(\frac{1.5}{159 \times 0.793 \times 10^{-3}} \right) + \left(\frac{1}{159 \times 0.846 \times 10^{-3}} \right) 10^6$$

$$\text{Coût} = 1281 \cdot 10^6 \text{ F/an} \quad (1 \$ \approx 4,6 \text{ F})$$

- Vapeur de stripping: Lors. de la distillation, on a besoin de: $(9.34 + 3.24) \times 8000 = 101384$ T/an de vapeur d'eau.

Le coût unitaire = 33 F/T [8], d'où:

$$\text{Coût} = 33 \times 101384 = 3345672 \text{ F/an}$$

- **Combustible:** Le combustible est utilisé au niveau du four de topping, le coût unitaire = 330 F/T

$$\text{Coût} = 330 \times (16082.4 + 13175.2) = 965500 \text{ F/an}$$

Eau de refroidissement:

$$\text{Coût} = 0.05 \times (1095 + 375.1) \times 8000 = 588020 \text{ F/an}$$

Le coût de charges variables sera donc la somme des coûts cités précédemment.

$$\begin{aligned} \text{Charges variables} &= (1281 + 3.35 + 0.97 + 0.59) \times 10^6 \\ &= 1286 \cdot 10^6 \text{ F/an} \end{aligned}$$

2- **Main d'oeuvre:** Coût = 400000 F/an/poste.

3- **Frais opératoires:**

$$\text{Charges variables} + \text{Main d'oeuvre} = 1286.4 \cdot 10^6 \text{ F/an}$$

4- **Charges fixes:**

- **Amortissement:** linéaire sur une durée de 12 ans, sa valeur annuelle est $A_p = 0.083 C_1 = 39.1 \cdot 10^6 \text{ F/an}$

- **Entretien:**

$$\text{Sur Les unités de production } (I_1) = 0.04 I_1 = 1.1 \cdot 10^6 \text{ F}$$

$$\text{Sur Les services généraux et stockage } (I_2) = 0.04 I_2 = 0.3 \cdot 10^6 \text{ F}$$

- **Frais généraux:** $0.01 (I_1 + I_2) = 0.35 \cdot 10^6 \text{ F}$

- **Taxes et assurances:** $0.02 (I_1 + I_2) = 0.7 \cdot 10^6 \text{ F}$

Le coût des charges fixes est donc:

$$\text{coût} = (39.1 + 1.1 + 0.3 + 0.35 + 0.7) \cdot 10^6 = 42.1 \cdot 10^6 \text{ F/an}$$

Le coût opératoire sera donc:

$$\begin{aligned} \text{Coût opératoire} &= \text{Charges fixes} + \text{Charges variables} + \\ &\quad \text{main d'oeuvre} = 1328 \cdot 10^6 \text{ F/an} \end{aligned}$$

IV-VOLUME DES VENTES (Recettes annuelles):

La direction de SONATRACH (sis bd Med v), nous a fourni l'évolution des prix des produits pétroliers de 1981 à 1992 exprimés en Dinars. Pour estimer les prix avenir des produits pétroliers, au delà de 1994, nous avons corrélé les données de prix par des régressions statistiques, les résultats obtenus pour

les différents produits sont:

- **Essence normale:**

$$\text{Prix} = 9.144 \times 1.0977^n \times 10^{-79} \quad (3-24)$$

$$\text{Corr} = 0.936$$

Prix: exprimé en DA/HL, n: l'année

- **Essence super:**

$$\text{Prix} = 3.74 \times 10^{-79} \times 1.0983^n \quad (3-25)$$

$$\text{Corr} = 0.95$$

- **Carburéacteur:**

$$\text{Prix} = 76179.53 \text{ Ln}(n) - 578422.05 \quad (3-26)$$

$$\text{Corr} = 0.92$$

- **Gasoil:**

$$\text{Prix} = 9.725 \times n - 19231 \quad (3-27)$$

$$\text{corr} = 0.8$$

- **Fuel:**

$$\text{Prix} = 18.577 \times n - 36824.01 \quad (3-28)$$

$$\text{Corr} = 0.94$$

Dans notre cas, l'unité de distillation ne pourra vendre directement que le Kérosène (carburéacteur), le gasoil et le gaz; L'essence et le résidu ne répondent pas aux spécifications.

En tenant compte des quantités produites de gasoil, Kérosène et gaz par an, le volume des ventes peut se mettre sous la forme:

$$V_p = 3194795.4 (76179.53 \text{Ln}(n) - 578422.05) + 70303504 \times (9.725 \times n - 12231) + 25.88 \times 10^8 \quad (3-29)$$

V_p : en dinars

V- CALCUL DE LA RENTABILITE

L'estimation de la rentabilité de l'installation est établie à l'aide d'un programme sur ordinateur. Elle est estimée pour les deux cas suivants:

- Méthode simplifiée: cash-flow annuel constant
- Cas général.

C*****PROGRAMME DE CALCUL DE LA RENTABILITE D'UN PROJET*****

CHARACTER*10,UNITE1,UNITE2
CHARACTER*80,TITRE
DIMENSION CAAM(20),VENTE(20),DEXP(20),AMOR(20),BENAC(90),
1TAUX(90),K(10)

C -----LECTURE DES DONNEES-----

OPEN (UNIT=1,FILE='INPUT.DAT',STATUS='OLD')
OPEN (UNIT=2,FILE='OUTPUT.DAT',STATUS='NEW')
READ (1,99) TITRE
READ(1,101) ICAS,NVIE,UNITE1,UNITE2

* PRINT*,ICAS,NVIE,UNITE1,UNITE2
IF (ICAS.EQ.0) WRITE (2,200) TITRE
IF (ICAS.EQ.1) WRITE(2,201) TITRE
WRITE (2,202) UNITE1,UNITE2,NVIE

C -----TAUX D'IMPOSITION DES BENEFICES-----

READ(1,102) TIMP

C -----CAPITAL AMORTISSEMRNT ANNEE 0 ET SUIVANTES-----

READ (1,102) CAAMO
WRITE (2,203) CAAMO
IF (ICAS)2,2,1

1 READ (1,102) (CAAM(I),I=1,NVIE)
WRITE (2,204)
WRITE (2,300) (CAAM(I),I=1,NVIE)

C -----FOND DE ROULLEMENT-----

2 READ (1,102) FORO
WRITE (2,205) FORD

C -----VOLUME DES VENTES ANNUELLES-----

DO 933 I=1,NVIE
VENTE(I)=3194795.4*(76479.53*ALOG(1994+I)-578422.05)+7030350.4*(9.
1725*(1994+I)-19231)+25.884*1E8
VENTE(I)=VENTE(I)*0.000001

933 CONTINUE

C 3 IF (ICAS) 4,4,3
3 IF (NVIE.GT.8) READ (1,102) (VENTE(I),I=9,NVIE)
WRITE (2,206)

4 WRITE (2,300) (VENTE(I),I=1,NVIE)
GOTO 5
WRITE (2,207) VENTE (1)

C -----DEPENSE D EXPLOITATION-----

5 READ (1,102) (DEXP(I),I=1,NVIE)
IF (ICAS) 7,7,6

C 6 IF (NVIE.GT.8) READ (1,102) (DEXP(I),I=9,NVIE)
6 WRITE (2,208)

7 WRITE (2,300) (DEXP(I),I=1,NVIE)
GOTO 8
WRITE (2,209) DEXP(1)


```

C -----AMORTISSEMENTS-----
8 READ (1,102) (AMOR(I),I=1,NVIE)
  IF (ICAS)10,10,9
C 9 IF (NVIE.GT.8) READ (1,102) (AMOR(I),I=9,NVIE)
  WRITE (2,210)
  WRITE (2,300) (AMOR(I),I=1,NVIE)
  GOTO 20
10 WRITE (2,211) AMOR(1)
  DO 11 I=1,NVIE
  VENTE (I)=VENTE (1)
  DEXP (I)=DEXP (1)
11 AMOR (I)=AMOR (1)
C -----
C *****
C                   CALCUL DE BENEFICE ACTUALISE
C                   EN FONCTION DU TAUX D'ACTUALISATION
C -----
20 TIMP=1.-TIMP
  TOTI=CAAMO
  CASH=0.
  DO 21 I=1,NVIE
  TOTI=TOTI+CAAM(I)
21 CASH=CASH+(VENTE(I)-DEXP(I)-AMOR(I))*TIMP+AMOR(I)
  BENACO=-TOTI+CASH
  WRITE(2,220) BENACO,UNITE1,UNITE2
  DO 22 J=1,90
  TAUX(J)=FLOAT(J)*(0.5)/100.
  TOTI=CAAMO
  CASH=0.
  DO 23 I=1,NVIE
  TOTI=TOTI+CAAM(I)/((1.+TAUX(J))**I)
  BENEF=(VENTE(I)-DEXP(I)-AMOR(I))*TIMP+AMOR(I)
23 CASH=CASH+BENEF/((1.+TAUX(J))**I)
  TOTI=TOTI+FORO*(1.-1./((1.+TAUX(J))**NVIE))
  BENAC(J)=-TOTI+CASH
  TAUX(J)=TAUX(J)*100.
  WRITE(2,221) TAUX(J),BENAC(J)
  IF (BENAC(J).LE.0) GOTO 30
22 BENAC(J)=(BENAC(J)/BENACO)*100.
30 WRITE (2,305)
  RENT=TAUX (J-2)+0.5*BENAC(J-2)/(BENAC(J-2)-BENAC(J-1))
  WRITE (2,400) RENT
* FIN DU CALCUL
99 FORMAT (A80)
101 FORMAT (I1,I2,/,2A10)
102 FORMAT (8F10.2)
200 FORMAT (10X,82(1H*),/,10X,1H*,A80,1H*,/,10X,82(1H*),//21X,'CAL'
1,'CUL DU TAUX DE RENTABILITE INTERNE',1H*,//,30X,1H*,'METHODE SIM'
1,'PLIFIEE',1H*)
201 FORMAT (10X,82(1H*),/,10X,1H*,A80,1H*,/,10X,82(1H*),//21X,'CAL'

```

```

1, 'CUL DU TAUX DE RENTABILITE INTERNE', 1H*, ///)
202 FORMAT (10X, 1H*, 'DONNEES DU CALCUL', 1H*/10X, 'VALEURS EN', 4x, 2A10, /
1, 10X, 1H*, 'DUREE DE L ETUDE', 2X, I2, 'ANS', ///)
203 FORMAT (10X, 1H-, 'CAPITAL AMORTISSABLE INITIAL', 2X, F10.2)
204 FORMAT (10X, 1H-, 'DEPENSES D INVESTISSEMENTS SUPPLEMENTAIRES')
205 FORMAT (10X, 1H-, 'FOND DE ROULEMENT', 2X, F10.2)
206 FORMAT (10X, 1H-, 'VENTE ANNUELLES')
207 FORMAT (10X, 1H-, 'VENTES', 2X, F10.2)
208 FORMAT (10X, 1H-, 'DEPENSES ANNUELLES D EXPLOITATION')
209 FORMAT (10X, 1H-, 'DEPENSES D EXPLOITATION', 2X, F10.2)
210 FORMAT (10X, 1H-, 'MONTANTS ANNUELS DES AMMORTISSEMENTS')
211 FORMAT (10X, 1H-, 'AMMORTISSEMENTS', 2X, F10.2)
220 FORMAT (20X, 1H*, 'BENEFICE POUR TAUX D ACTUALISATION NUL', 2X, F1
10.1, ///, 18X, 'RESULTATS EXPRIMES EN ', 2A10, ///)
221 FORMAT (10X, 'TAUX D ACTUALISATION', 2X, F5.1, 10X, 'BENEFICE ACTUALISE
1', 2X, F10.1)
300 FORMAT (10X, 8F10.2)
305 FORMAT (/, 20X, 40(1H*), /, 20x, 1H*, 'PRIX DE VENTE TROS BAS BENEFICE N
1EGATIF', 1H*, /, 20X, 40(1H*))
400 FORMAT (///, 20X, 36(1H*), /, 20X, 1H*, 'TAUX DE RETABILITE INTERNE', 2X,
1F5.1, 1H*, /, 20X, 36(1H*), ///)
STOP 'FIN'
END

```

 * CALCUL DE TAUX DE RENTABILITE INTERNE *

CALCUL DU TAUX DE RENTABILITE INTERNE*

METHODE SIMPLIFIEE

DONNEES DU CALCUL

VALEURS EN MILLION DE DINARS
 *DUREE DE L ETUDE 12ANS

-CAPITAL AMORTISSABLE INITIAL 3299.10
 -FOND DE ROULEMENT 6006.00
 -VENTES 12412.01
 -DEPENSES D EXPLOITATION 9022.30
 -AMMORTISSEMENTS 273.70
 *BENEFICE POUR TAUX D ACTUALISATION NUL 21980.5

RESULTATS EXPRIMES EN MILLION DE DINARS

TAUX D ACTUALISATION	.5	BENEFICE ACTUALISE	20933.5
TAUX D ACTUALISATION	1.0	BENEFICE ACTUALISE	19940.0
TAUX D ACTUALISATION	1.5	BENEFICE ACTUALISE	18996.7
TAUX D ACTUALISATION	2.0	BENEFICE ACTUALISE	18100.6
TAUX D ACTUALISATION	2.5	BENEFICE ACTUALISE	17249.0
TAUX D ACTUALISATION	3.0	BENEFICE ACTUALISE	16439.3
TAUX D ACTUALISATION	3.5	BENEFICE ACTUALISE	15669.1
TAUX D ACTUALISATION	4.0	BENEFICE ACTUALISE	14936.0
TAUX D ACTUALISATION	4.5	BENEFICE ACTUALISE	14238.1
TAUX D ACTUALISATION	5.0	BENEFICE ACTUALISE	13573.2
TAUX D ACTUALISATION	5.5	BENEFICE ACTUALISE	12939.6
TAUX D ACTUALISATION	6.0	BENEFICE ACTUALISE	12335.5
TAUX D ACTUALISATION	6.5	BENEFICE ACTUALISE	11759.3
TAUX D ACTUALISATION	7.0	BENEFICE ACTUALISE	11209.4
TAUX D ACTUALISATION	7.5	BENEFICE ACTUALISE	10694.4
TAUX D ACTUALISATION	8.0	BENEFICE ACTUALISE	10182.9
TAUX D ACTUALISATION	8.5	BENEFICE ACTUALISE	9703.8
TAUX D ACTUALISATION	9.0	BENEFICE ACTUALISE	9245.7
TAUX D ACTUALISATION	9.5	BENEFICE ACTUALISE	8807.6
TAUX D ACTUALISATION	10.0	BENEFICE ACTUALISE	8388.4
TAUX D ACTUALISATION	10.5	BENEFICE ACTUALISE	7987.1
TAUX D ACTUALISATION	11.0	BENEFICE ACTUALISE	7602.8
TAUX D ACTUALISATION	11.5	BENEFICE ACTUALISE	7234.7
TAUX D ACTUALISATION	12.0	BENEFICE ACTUALISE	6881.9
TAUX D ACTUALISATION	12.5	BENEFICE ACTUALISE	6543.5

TAUX D ACTUALISATION	13.0	BENEFICE ACTUALISE	6219.0
TAUX D ACTUALISATION	13.5	BENEFICE ACTUALISE	5907.6
TAUX D ACTUALISATION	14.0	BENEFICE ACTUALISE	5608.6
TAUX D ACTUALISATION	14.5	BENEFICE ACTUALISE	5321.4
TAUX D ACTUALISATION	15.0	BENEFICE ACTUALISE	5045.5
TAUX D ACTUALISATION	15.5	BENEFICE ACTUALISE	4780.4
TAUX D ACTUALISATION	16.0	BENEFICE ACTUALISE	4525.4
TAUX D ACTUALISATION	16.5	BENEFICE ACTUALISE	4280.1
TAUX D ACTUALISATION	17.0	BENEFICE ACTUALISE	4044.0
TAUX D ACTUALISATION	17.5	BENEFICE ACTUALISE	3816.8
TAUX D ACTUALISATION	18.0	BENEFICE ACTUALISE	3597.9
TAUX D ACTUALISATION	18.5	BENEFICE ACTUALISE	3387.1
TAUX D ACTUALISATION	19.0	BENEFICE ACTUALISE	3183.9
TAUX D ACTUALISATION	19.5	BENEFICE ACTUALISE	2987.9
TAUX D ACTUALISATION	20.0	BENEFICE ACTUALISE	2798.9
TAUX D ACTUALISATION	20.5	BENEFICE ACTUALISE	2616.6
TAUX D ACTUALISATION	21.0	BENEFICE ACTUALISE	2440.6
TAUX D ACTUALISATION	21.5	BENEFICE ACTUALISE	2270.7
TAUX D ACTUALISATION	22.0	BENEFICE ACTUALISE	2106.5
TAUX D ACTUALISATION	22.5	BENEFICE ACTUALISE	1948.0
TAUX D ACTUALISATION	23.0	BENEFICE ACTUALISE	1794.7
TAUX D ACTUALISATION	23.5	BENEFICE ACTUALISE	1646.4
TAUX D ACTUALISATION	24.0	BENEFICE ACTUALISE	1503.1
TAUX D ACTUALISATION	24.5	BENEFICE ACTUALISE	1364.3
TAUX D ACTUALISATION	25.0	BENEFICE ACTUALISE	1230.1
TAUX D ACTUALISATION	25.5	BENEFICE ACTUALISE	1100.0
TAUX D ACTUALISATION	26.0	BENEFICE ACTUALISE	974.1
TAUX D ACTUALISATION	26.5	BENEFICE ACTUALISE	852.1
TAUX D ACTUALISATION	27.0	BENEFICE ACTUALISE	733.9
TAUX D ACTUALISATION	27.5	BENEFICE ACTUALISE	619.3
TAUX D ACTUALISATION	28.0	BENEFICE ACTUALISE	508.1
TAUX D ACTUALISATION	28.5	BENEFICE ACTUALISE	400.3
TAUX D ACTUALISATION	29.0	BENEFICE ACTUALISE	295.6
TAUX D ACTUALISATION	29.5	BENEFICE ACTUALISE	194.0
TAUX D ACTUALISATION	30.0	BENEFICE ACTUALISE	95.4
TAUX D ACTUALISATION	30.5	BENEFICE ACTUALISE	- .4

 PRIX DE VENTE TROS BAS BENEFICE NEGATIF

 TAUX DE RETABILITE INTERNE 30.5

 * CALCUL DE TAUX DE RENTABILITE INTERNE *

CALCUL DU TAUX DE RENTABILITE INTERNE*

DONNEES DU CALCUL

VALEURS EN MILLION DE DINARS

*DUREE DE L ETUDE 12ANS

-CAPITAL AMORTISSABLE INITIAL			3299.10			
-DEPENSES D INVESTISSEMENTS SUPPLEMENTAIRES						
	3299.10	.00	.00	.00	.00	.00
	.00	.00	.00	.00	.00	.00
-FOND DE ROULEMENT			6006.00			
-VENTE ANNUELLES						
	12412.01	12602.82	12793.58	12984.27	13174.90	13365.47
	13555.97	13746.42	13936.81	14127.13	14317.40	14507.60
-DEPENSES ANNUELLES D EXPLOITATION						
	9022.30	9022.30	9022.30	9022.30	9022.30	9022.30
	9022.30	9022.30	9022.30	9022.30	9022.30	9022.30
-MONTANTS ANNUELS DES AMMORTISSEMENTS						
	273.70	273.70	273.70	273.70	273.70	273.70
	273.70	273.70	273.70	273.70	273.70	273.70
*BENEFICE POUR TAUX D ACTUALISATION NUL						24971.5

RESULTATS EXPRIMES EN MILLION DE DINARS

TAUX D ACTUALISATION	.5	BENEFICE ACTUALISE	23675.5
TAUX D ACTUALISATION	1.0	BENEFICE ACTUALISE	22446.1
TAUX D ACTUALISATION	1.5	BENEFICE ACTUALISE	21279.6
TAUX D ACTUALISATION	2.0	BENEFICE ACTUALISE	20172.0
TAUX D ACTUALISATION	2.5	BENEFICE ACTUALISE	19120.2
TAUX D ACTUALISATION	3.0	BENEFICE ACTUALISE	18120.7
TAUX D ACTUALISATION	3.5	BENEFICE ACTUALISE	17170.5
TAUX D ACTUALISATION	4.0	BENEFICE ACTUALISE	16267.0
TAUX D ACTUALISATION	4.5	BENEFICE ACTUALISE	15407.3
TAUX D ACTUALISATION	5.0	BENEFICE ACTUALISE	14589.1
TAUX D ACTUALISATION	5.5	BENEFICE ACTUALISE	13809.9
TAUX D ACTUALISATION	6.0	BENEFICE ACTUALISE	13067.7
TAUX D ACTUALISATION	6.5	BENEFICE ACTUALISE	12360.4
TAUX D ACTUALISATION	7.0	BENEFICE ACTUALISE	11686.1
TAUX D ACTUALISATION	7.5	BENEFICE ACTUALISE	11043.0
TAUX D ACTUALISATION	8.0	BENEFICE ACTUALISE	10429.3

TAUX D ACTUALISATION	8.5	BENEFICE ACTUALISE	9843.6
TAUX D ACTUALISATION	9.0	BENEFICE ACTUALISE	9284.2
TAUX D ACTUALISATION	9.5	BENEFICE ACTUALISE	8749.9
TAUX D ACTUALISATION	10.0	BENEFICE ACTUALISE	8239.3
TAUX D ACTUALISATION	10.5	BENEFICE ACTUALISE	7751.1
TAUX D ACTUALISATION	11.0	BENEFICE ACTUALISE	7284.2
TAUX D ACTUALISATION	11.5	BENEFICE ACTUALISE	6837.5
TAUX D ACTUALISATION	12.0	BENEFICE ACTUALISE	6410.0
TAUX D ACTUALISATION	12.5	BENEFICE ACTUALISE	6000.6
TAUX D ACTUALISATION	13.0	BENEFICE ACTUALISE	5608.5
TAUX D ACTUALISATION	13.5	BENEFICE ACTUALISE	5232.8
TAUX D ACTUALISATION	14.0	BENEFICE ACTUALISE	4872.7
TAUX D ACTUALISATION	14.5	BENEFICE ACTUALISE	4527.4
TAUX D ACTUALISATION	15.0	BENEFICE ACTUALISE	4196.1
TAUX D ACTUALISATION	15.5	BENEFICE ACTUALISE	3878.3
TAUX D ACTUALISATION	16.0	BENEFICE ACTUALISE	3573.2
TAUX D ACTUALISATION	16.5	BENEFICE ACTUALISE	3280.2
TAUX D ACTUALISATION	17.0	BENEFICE ACTUALISE	2998.8
TAUX D ACTUALISATION	17.5	BENEFICE ACTUALISE	2728.4
TAUX D ACTUALISATION	18.0	BENEFICE ACTUALISE	2468.4
TAUX D ACTUALISATION	18.5	BENEFICE ACTUALISE	2218.5
TAUX D ACTUALISATION	19.0	BENEFICE ACTUALISE	1978.1
TAUX D ACTUALISATION	19.5	BENEFICE ACTUALISE	1746.8
TAUX D ACTUALISATION	20.0	BENEFICE ACTUALISE	1524.1
TAUX D ACTUALISATION	20.5	BENEFICE ACTUALISE	1309.7
TAUX D ACTUALISATION	21.0	BENEFICE ACTUALISE	1103.2
TAUX D ACTUALISATION	21.5	BENEFICE ACTUALISE	904.3
TAUX D ACTUALISATION	22.0	BENEFICE ACTUALISE	712.6
TAUX D ACTUALISATION	22.5	BENEFICE ACTUALISE	527.7
TAUX D ACTUALISATION	23.0	BENEFICE ACTUALISE	349.5
TAUX D ACTUALISATION	23.5	BENEFICE ACTUALISE	177.5
TAUX D ACTUALISATION	24.0	BENEFICE ACTUALISE	11.6
TAUX D ACTUALISATION	24.5	BENEFICE ACTUALISE	-148.6

 PRIX DE VENTE TROS BAS BENEFICE NEGATIF

 TAUX DE RETABILITE INTERNE 24.0

VI. REMARQUES ET CONCLUSION:

Dans l'estimation de l'investissement initial I_0 , nous n'avons pas tenu compte des coûts de la série de pompes, des colonnes de stripping, du condenseur de tête de colonne, et du ballon de reflux. L'introduction de ces coûts aurait nécessité la connaissance du nombre exact de pompes à utiliser, de pouvoir les calculer; de même pour les colonnes de stripping, le condenseur et le ballon de reflux.

Mais comme la documentation qui nous est accessible est insuffisante, nous les avons omis. L'introduction des pompes nécessite également l'estimation dans le poste utilité de leur contribution au coût opératoire de l'unité de distillation initiale.

On conclue donc que le coût opératoire estimé ainsi que l'investissement initial estimé sont inférieurs à leurs valeurs réelles.

En utilisant l'expression du bénéfice actualisé on peut exprimer la différence entre le bénéfice actualisé de l'unité de distillation initiale en présence de pompes, strippers, condenseur de tête, ballon de reflux; et celui qu'on a estimé, pour le même taux d'actualisation "i". Des valeurs obtenues par le programme, on remarque que le bénéfice actualisé est une fonction décroissante du taux d'actualisation "i", et pour une certaine valeur i_p , le bénéfice actualisé s'annule, et devient négatif.

Cela signifie que l'opération de distillation pour des taux d'actualisation supérieurs à i_p est déficitaire (dépenses supérieures aux recettes). Il vaut mieux donc travailler avec des taux d'actualisation inférieurs à i_p et bas.

PARTIE V

APPLICATIONS PETROCHIMIQUES

INTRODUCTION

Le développement de la chimie moderne depuis trente ans montre que le pétrole et le gaz naturel sont des matières premières de choix pour la synthèse de la plupart des produits chimiques de grande consommation. Le but visé par la pétrochimie, dans un premier temps, consiste à fabriquer à partir des hydrocarbures divers types de produits de réactivités chimiques élevées. Ce sont des intermédiaires de première génération:

- Hydrogène, ammoniac, méthanol.
- Hydrocarbures oléfiniques ou diéniques: éthylène, propylène, butadiène, isoprène,...
- Hydrocarbures aromatiques: benzène, toluène, xylène, styrène,...
- L'acétylène

Dans un deuxième temps, il s'agit d'introduire, par une nouvelle série d'opérations chimiques, divers hétéroatomes dans la molécule finale: Oxygène, azote, chlore, soufre. Il se forme ainsi les intermédiaires dits de deuxième génération. Une dernière opération permet d'accéder au produit recherché. On obtient ainsi les matières plastiques, les fibres synthétiques, les engrais, les solvants, les élastomères, les insecticides, les détergents...

Notre but, dans cette partie, est d'estimer les tonnages des produits issus d'un steam-cracking et les valoriser.

I- LE VAPOCRAQUAGE "STEAM-CRACKING":

Le vapocraquage est un cracking thermique, en présence de vapeur d'eau, de charges diverses qui peuvent être liquides (exemple: coupe naphta) ou gazeuse (exemples: éthane, propane, butane).

Le rôle de la vapeur d'eau est:

- Améliorer la sélectivité de la pyrolyse en faveur des oléfines légères recherchées.

- Apport de calories lors de l'introduction de la vapeur d'eau dans la charge.
- Diminution, dans la section réactionnelle, de la quantité de chaleur à fournir par mètre linéaire de tube.
- Contribution à l'élimination partielle des dépôts de coke dans les tubes de four par réaction avec la vapeur d'eau.

Le vapocraquage produit en premier lieu de l'éthylène, mais aussi du propylène et secondairement, selon la charge utilisée, une coupe C4 riche en butadiène et une coupe C5+ à forte teneur en aromatique et plus particulièrement en benzène.

Sans tenir compte des constituants légers ou lourds qui, au sein du vapocraquage constitue une source d'énergie non négligeable.

II- ESTIMATION DES TONNAGES DES PRODUITS DU STEAM-CRACKING

II-1 CHARGES UTILISEES:

Etant donné que nous avons mélangé les essences issues des schémas de fabrication, dans la partie raffinage, afin d'obtenir une base d'essence normale et une base d'essence supérieure, on ne peut pas utiliser une coupe naphta comme charge de steam-cracking.

Les gaz issus des schémas de fabrication sont par contre disponibles.

A- Pétrole brut MEREKSEN en marche essence:

1- Butane: Le cracking catalytique du résidu atmosphérique fournit 19811.6 tonnes/an. Le reforming d'une fraction du kérosène fournit 4079 T/an.

Le fluid cocking du H.C.O donne 778.15 T/an.

Le fluid cocking du distillat donne: 361 T/an

Le reforming catalytique de l'essence de première distillation, compte tenue de la quantité utilisée comme combustible du four, donne 26208.6 T/an.

Le cracking catalytique d'une fraction du gasoil donne: 5005.92 T/an.

2- Propane: Le reforming catalytique d'une partie du kérosène donne: 34465.22 T/an. Le cracking catalytique d'une partie du gasoil donne: 4032.42 T/an

Le cracking catalytique du résidu donne: 14963.88 T/an

Le reforming catalytique de l'essence de première distillation donne, compte tenu du combustible du four de topping: 19911.88T/an

3- Ethane:

Le reforming catalytique d'une partie du kérosène donne: 2165.8 T/an.

Le reforming catalytique de l'essence de première distillation donne : 13133.37 T/an

B - Pétrole brut HRS 162 en marche gasoil:

1- Butane:

Reforming catalytique de l'essence de première distillation : 2073.35 T/an.

Cracking catalytique de la distillation sous vide: 9946.9 T/an

Fluid cocking 2: 2130.44 T/an

Fluid cocking 3: 391.84 T/an

Fluid cocking 4: 138.93 T/an

Fluid cocking 1 :3493.44 T/an

2- Propane:

Cracking catalytique du distillat sous vide: 7538.25 T/an

Reforming catalytique de l'essence de première distillation: 1635.16 T/an.

3- Ethane:

Reforming catalytique de l'essence de première distillation : 1026.73 T/an

II-2 PRODUITS DU STEAM CRACKING: Les tableaux ci-dessous fournissent les rendements en produits du steam-cracking pour différentes charges traitées à très haute sévérité (conversion élevée) avec recyclage du propane et de l'éthane non transformé à l'entrée de la section réactionnelle. [9]

A- Pétrole brut MERKSEN en marche essence:

Charges	éthane		propane		butane	
	% poids	T/an	%poids	T/an	% poids	T/an
Hydrogène (95%V)	8.8	1346.33	2.3	974.59	1.6	899.93
Méthane	6.3	963.85	27.5	11652.69	22.0	12373.98
Ethylène	77.8	11902.75	42.0	17796.83	40.0	22498.15
Propylène	2.8	428.38	16.8	7118.73	17.3	9730.45
Butadiène	1.9	290.68	3.0	1271.20	3.5	1968.59
Autre C4	0.7	107.10	1.3	550.85	6.8	3824.69
Ess.C5-200	1.7	260.09	6.6	2796.64	7.1	3993.42
Fuel	-	-	3.6	1525.44	2.9	1631.12

TABLEAU 4-1

B- Pétrole brut HRS 162 marche gasoil:

Charges	éthane		propane		butane	
	% poids	T/an	%poids	T/an	% poids	T/an
Hydrogène (95%V)	8.8	90.35	2.3	173.38	1.6	290.81
Méthane	6.3	64.68	27.5	2073.02	22.0	3998.70
Ethylène	77.8	798.80	42.0	3166.07	40.0	7270.36
Propylène	2.8	28.75	16.8	1266.43	17.3	3144.43
Butadiène	1.9	19.51	3.0	226.15	3.5	636.16
Autre C4	0.7	7.19	1.3	98.00	6.8	1235.96
Ess.C5-200	1.7	17.45	6.6	497.52	7.1	1290.49
Fuel	-	-	3.6	271.38	2.9	527.10

TABLEAU 4-2

II-3 VALORISATION DES PRODUITS DU STEAM CRACKING

- Hydrogène:

Synthèse de l'ammoniac

Synthèse du méthanol

Désulfuration des produits du raffinage.

- Méthane:

Production de l'oxyde de carbone (CO)

Combustion

- Ethylène:

Production du polyéthylène haute densité (PEHD), ou de polyéthylène basse densité (PEBD).

Dans ce cas les tonnages des produits sont:

$22498.15 + 17796.83 + 11902.75 = 50197.73$ T/an de PEBD, PEHD si on suppose une conversion totale, pour le cas du brut MEREKSEN en marche essence.

$7270.36 + 3166.07 + 798.80 = 11235.83$ T/an de PEBD, PEHD si on suppose une conversion totale, pour le cas du brut HRS 162 en marche gasoil.

Le polyéthylène est ensuite traité pour l'obtention du plastique.

- Propylène:

Production de polypropylène:

Le tonnage produit est dans ce cas:

$9730.45 + 7118.73 + 428.38 = 17277.56$ T/an pour le brut MEREKSEN en marche essence.

$3144.43 + 1266.43 + 28.75 = 4439.61$ T/an pour le brut HRS 162 en marche gasoil.

Le polypropylène peut être utilisé pour l'obtention d'objet, moules et fibres textiles.

- Butadiène:

Production du polybutadiène:

Les tonnages produits sont:

$1968.59 + 1271.20 + 290.68 = 2830.47$ T/an pour le brut MERKSEN en

marche essence.

$636.16 + 226.15 + 19.15 = 881.82$ T/an pour le brut HRS 162 en marche gasoil.

Le polybutadiène trouve son application dans la production d'élastomères (caoutchouc).

- Autres C4 :

S'ils sont constitués essentiellement d'isobutane, on pourra les utiliser pour l'obtention de polyisobutane.

Les tonnages des produits sont:

$3824.69 + 550.85 + 107.1 = 4482.64$ T/an pour le brut MEREKSEN en marche essence.

$1235.96 + 98 + 7.2 = 1341.16$ T/an pour le brut HRS 162 en marche gasoil.

Le polyisobutane est utilisé pour la production d'élastomères.

- Essence C5-200: Vendue comme carburant automobile.

Les tonnages sont:

$3993.42 + 2796.64 + 260.09 = 7050.15$ T/an pour le brut MEREKSEN en marche essence.

$1290.49 + 497.52 + 17.45 = 1805.46$ T/an pour le brut HRS 162 en marche gasoil.

- Fuel: Valorisé comme carburant ou pour le chauffage.

Les tonnages des produits sont:

$1631.12 + 1525.44 = 3156.56$ T/an pour le brut MERKSEN en marche essence.

$527.10 + 271.38 = 798.46$ T/an pour le brut HRS 162 en marche gasoil.

CONCLUSION GENERALE

CONCLUSION

Notre travail a consisté en cinq parties:

Dans la première partie, mise en oeuvre des deux pétroles Algériens (MEREKSEN et HRS 162), nous avons découpé chaque pétrole brut en cinq fractions: gaz, essence, kérosène, gasoil et résidu selon deux marches.

Le critère de découpage retenu est l'obtention d'un maximum d'essence pour la marche essence et d'un maximum de gasoil pour la marche gasoil.

Ce découpage était nécessaire pour estimer les rendements des différentes coupes pouvant être obtenues par l'opération de distillation initiale de chaque pétrole brut.

Nous avons vérifié que les propriétés physiques spécifiques des coupes répondent bien aux spécifications.

Ensuite nous avons proposé un schéma de valorisation des fractions de chaque marche afin d'augmenter la production d'essence et de gasoil.

Les essences obtenues dans chaque schéma sont alors traités en les mélangeant afin d'avoir des essences à nombre d'octanes élevés pouvant servir d'essence normale ou d'essence super.

Enfin un choix est effectué sur la marche de chaque pétrole brut, ce choix est guidé par des conditions économiques de revenu.

La marche donnant le meilleur revenu des ventes des produits a été retenue.

Ce choix semble être arbitraire du fait que les prix unitaires des produits pétroliers (fractions pétrolières) ne sont pas connus avec exactitude et fluctuent dans le temps; mais, si ces variations sont dans un rapport constant et que les quantités produites sont supposées fixes, alors ce choix est justifié.

Dans la seconde partie, nous avons décrit un logiciel informatique qui permet le découpage d'un pétrole brut en optimisant les coupes désirées, ce logiciel peut être perfectionné et peut servir de façon didactique.

Dans la troisième partie, nous avons calculé les bilans

thermiques et massiques des différentes sections de la colonne pour chaque pétrole brut, pour la marche retenue.

Nous avons ensuite estimé les dimensions d'une colonne moyenne qui servira à distiller chaque pétrole brut.

Les échangeurs de chaleur ont été proposés afin de diminuer la puissance du four de chauffe, nous avons estimé leurs dimensions à l'aide d'un programme informatique que nous avons élaboré.

Et enfin nous avons estimé les dimensions du four de topping nécessaire à l'opération de chauffage des bruts.

Dans la quatrième partie, une estimation de l'investissement nécessaire pour l'unité de distillation initiale et du bénéfice après vente des produits répondants aux spécifications est effectuée par une série d'approximations des différentes charges d'investissement et des prix des produits.

L'estimation du bénéfice a été faite à l'aide d'un programme informatique.

Dans la dernière partie, nous estimons les tonnages des produits pétrochimiques issus d'un vapocraquage d'une charge constituée par les gaz provenant des opérations des schémas de fabrication et de la distillation initiale.

Ce travail nous a permis de passer en revue les principales parties de l'industrie de raffinage, il est évident que beaucoup d'approximations ont été faites cela provient pour une large part du manque d'informations, mais celles ci sont dans l'ensemble justifiées.

Ce travail, à notre avis, peut être poursuivi principalement dans les parties modélisations, aussi bien technique qu'économique.

ANNEXE I

I. CARACTERISTIQUES DU PETROLE BRUT HRS 162: [1]

caractéristiques	résultats
densité a 15 C	0.8465
viscosité cinématique (cst) a 20 C	68.13
a 37 C	8.74
teneur en eau et sédiment (%vol)	0.12
teneur en soufre (%poids)	0.14
résidu conradson (%poids)	3.02
teneur en chlorures (mg/l)	40.95
acidité minérale (mg KOH /g)	3.12
tension de vapeur Reid a 100 F	
kg/cm2	0.25
point d'écoulement (C)	2.50

II. CARACTERISTIQUE DU PETROLE BRUT MEREKSEN : [2]

Caractéristiques	résultats
Densité à 15 °C	0.7929
tension de vapeur	
Reid en kg/cm ²	1.05
viscosité cinématique	
à 25 °C	6.07
à 37.8 °C	4.12
teneur en eau (%vol)	nulle
teneur en eau et sédiment (%vol)	traces
point de congélation (°C)	-27
teneur en soufre total (%poids)	0.08
indice d'acidité (mg KOH/g)	0.29
teneur en carbon conradson (%poids)	0.45
pouvoir calorifique supérieur (kcal/kg)	10778
point d'éclair (°C)	20
facteur de caractérisation, kuop	11.9

ANNEXE 2

EXEMPLE DE CALCUL DES PROPRIETES RENDEMENT EN ESSENCE

Cas du pétrole brut HRS 162:

- NO.rendement essence:

NO des fractions pétrolières du point initial PI= 5.8 % vol.

Fraction n°1

Constituants	% massique (100 x Xi)	NOi	Xi x NOi
nC4	2.72	90.1	2.45
IC5	32.64	90.3	29.49
nC5	54.94	61.9	34.01
2,3dimC4	1.58	73.0	4.26
2metC5	5.83	75.0	0.93
nC6	1.05	26.0	0.27
Fraction	100.00	NO	72.90

Fraction n°2

Constituants	% massique (100xXi)	NOi	Xi x NOi
nC4	2.21	90.1	1.99
IC5	28.10	90.3	25.38
nC5	52.19	61.9	32.30
2,3 dim C4	1.95	94.3	1.84
2 met C5	9.64	73.0	7.04
3 met C5	2.66	75.0	1.99
nC6	2.31	26.0	0.60
met cyclo C5	0.10	80.0	0.08
benzène	0.41	113.6	0.46
3 met C6	0.11	65.0	0.07
3 et C5	0.15	62.0	0.09
nC7	0.19	0.0	0.00
Fraction	100.00	NO	71.80

Fraction n°3

Constituants	%massique (100 x Xi)	NOi	Xi x NOi
nC4	1.62	90.1	1.4
IC5	21.40	90.3	19.3
nC5	43.61	61.9	26.9
2,3 dim C4	2.16	94.3	2.0
2 met C5	16.71	73.0	12.2
3 met C5	5.29	75.0	3.9
nC6	6.51	26.0	1.6
met. cyclo C5	0.40	80.0	0.3
benzène	1.90	113.6	2.1
3 met C6	0.08	65.0	0.0
3 et C5	0.095	62.0	0.4
nC7	0.12	0.0	0.0
cyclo C6	0.10	78.6	0.0
Fraction	100.00	NO	70.3

Fraction n°4

Constituants	% massique (100 x Xi)	NOi	Xi x NOi
nC4	1.19	90.1	1.0
IC5	16.77	90.3	15.1
nC5	34.94	61.9	21.6
2,3 dim C4	2.32	94.3	2.1
2 met C5	19.95	73.0	14.5
3 met C5	7.44	75.0	5.5
nC6	11.19	26.0	2.9
met. cyclo C5	0.84	80.0	0.6
benzène	3.89	113.6	4.4
cyclo C6	0.29	78.6	0.2
2 met C6	0.19	45.0	0.0
3 met C6	0.26	65.0	0.1
3 et C5	0.16	62.0	0.0 6
nC7	0.41	0.0	0.0
toluène	0.11	104.2	0.1
met cyclo C6	0.05	73.0	0.0
Fraction	100.00	NO	68.9

Remarque: la valeur du nombre d'octane de la fraction est approximée par la relation:

$$NO = \sum X_i \times NO_i, \quad i: \text{constituant}$$

Pour les autres fractions, on suit la même procédure.

Les résultats du calcul sont portés dans le tableau ci-dessous:

Fraction	PI (% vol)	PF (%vol)	rendement PF-PI (%vol)	NO
1	5.8	6.14	0.34	72.9
2	5.8	6.54	0.74	71.8
3	5.8	6.93	1.13	70.3
4	5.8	7.19	1.39	68.9
5	5.8	7.52	1.72	66.9
6	5.8	7.75	1.95	64.9
7	5.8	7.98	2.18	64.4
8	5.8	8.25	2.45	63.6

Ces valeurs sont bien représentées par la régression polynomiale suivante:

$$NO = 69.03xr^{-0.0768}$$

Coefficient de corrélation Corr = - 0.93

Où: r est le rendement volumique

Cette équation représente la courbe de NO en fonction du rendement en essence; voir fig 1-3

- **Densité rendement en essence:**

Les résultats de calcul sont donnés dans le tableau ci-dessous:

Fraction	rendement	densité
1	0.31	0.625
2	0.71	0.631
4	1.36	0.645
6	1.92	0.660
8	2.42	0.674
10	3.02	0.683
12	4.19	0.692
14	5.16	0.698
16	6.12	0.703
18	7.34	0.709
20	8.71	0.713
22	9.89	0.717
24	11.43	0.721
28	14.75	0.729
30	15.76	0.731
32	16.80	0.734
40	22.44	0.746
45	30.44	0.760

- T.V.R rendement en essence:

Les résultats sont portés dans le tableau ci-dessous:

La T.V.R est estimée à partir des figures: fig 2-5 et fig 1-9

FP	intervalle T.B.P(C) T0 - T100	température d'ébull(C) $T_{mav} = (T0 + T100) / 2$	rendement (% vol)	T.V.V atm	T.V.R atm
1	32.7-40	36.3	0.31	1	0.9
2	32.7-50	41.3	0.71	0.8	0.75
4	32.7-64	48.3	1.36	0.70	0.65
5	32.7-68	50.3	1.72	0.65	0.47
8	32.7-80	56.3	2.45	0.50	0.34
13	32.7-100	66.3	4.74	0.36	0.34
15	32.7-108	70.3	5.75	0.34	0.32
18	32.7-120	76.3	7.34	0.26	0.25
20	32.7-128	80.3	8.71	0.22	0.21
22	32.7-136	84.3	9.89	0.18	0.17
30	32.7-168	100.3	16.81	0.12	0.11
40	32.7-208	122.3	23.15	0.04	0.04

Ces valeurs sont bien corrélées par l'équation:

Ces valeurs sont bien corrélées par l'équation:

$$T.V.R - 0.719 \times (0.882)^r$$

Où r est le rendement en % volume (fig 1-2)

Estimation de la viscosité cinématique à 20 °c pour le MEREKSEN:

Les valeurs de la viscosité cinématique de certaines fractions sont données à deux températures, t=25 °c et t=37.8 °c.

Fraction pétrolière	V (cst) à 25 C	V (cst) à 37.8 C
41	3.14	2.41
42	3.66	2.68
43	4.26	3.08
44	5.15	3.69
45	6.22	4.40
46	7.53	5.27
47	9.14	6.08

Nous estimons la viscosité cinématique a 20°C par une extrapolation linéaire en fonction de la température:

$$V_{20} = \frac{V_{25} - V_{37.8}}{25 - 37.8} \times (20 - 25) + V_{25}$$

On obtient alors le tableau suivant:

Fraction pétrolière	V20 (cst)
41	3.43
42	4.04
43	4.72
44	5.72
45	6.93
46	8.41
47	10.34

Tracé de la courbe V_{20} en fonction du % volumique:

Du tableau précédent, on déduit les valeurs du tableau ci-dessous:

Fraction pétrolière	% volumique	V20(cst)
41	57.1	3.43
42	59.4	4.04
43	61.5	4.72
44	63.5	5.72
45	65.5	6.93
46	67.5	8.41
47	68.4	10.34

Estimation de la viscosité cinématique du gasoil: On l'estime par la méthode des indexes de mélanges (voir [5])
Les valeurs sont portées dans le tableau ci-dessous:

PI(%vol)	PF(%vol)	V20(cst)	index de mélange
41	41.73	0.3	107
41.73	43.73	0.60	84
43.73	45.73	0.90	74
45.73	47.73	1.10	68
47.73	49.73	1.40	64
49.73	51.73	1.80	60
51.73	53.73	2.20	56
53.73	55.73	2.70	54
55.73	57.73	3.20	52
57.73	59.73	3.90	49
59.73	61.73	4.60	47
61.73	63.73	5.60	45
63.73	65.73	6.70	43
65.73	67.73	8.10	41
67.73	69.73	9.80	40
69.73	71.73	12.2	38
71.73	73.73	15.0	36.5
73.73	74.01	16.6	36.0
74.01	75.01	18.5	35.0
76.01	77.30	20.5	34.4

L'index de mélange est une propriété additive en volume [5].

$$I_n = \frac{49 \times 1.34 + 2(47+45+43+41+40+38+36.5+36)}{1.34 + 2 \times 8}$$

$$I_n = 41.4$$

Ce qui correspond a une viscosité de $V_{20} = 8.5$ cst

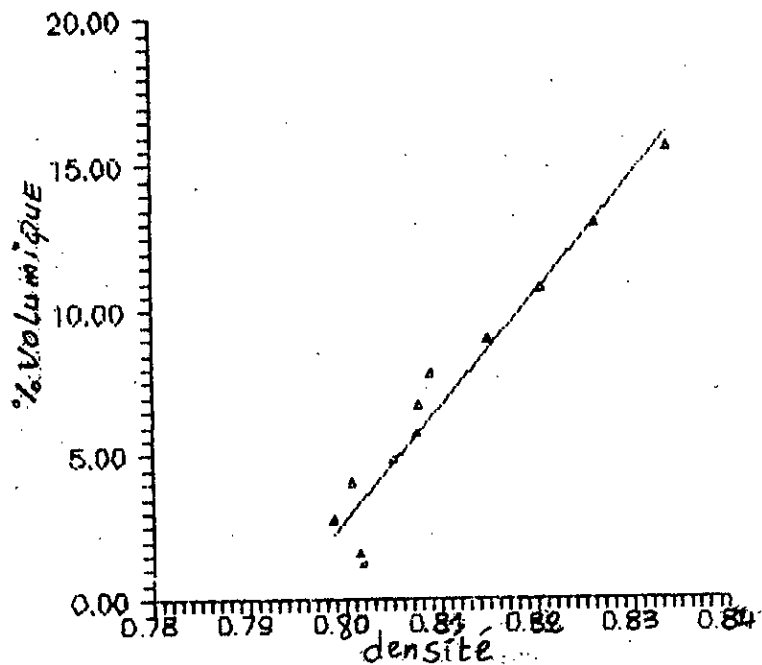


FIG 1-11: COURBE RENDEMENT KEROSENE
PETROLE BRUT MEREKSEN

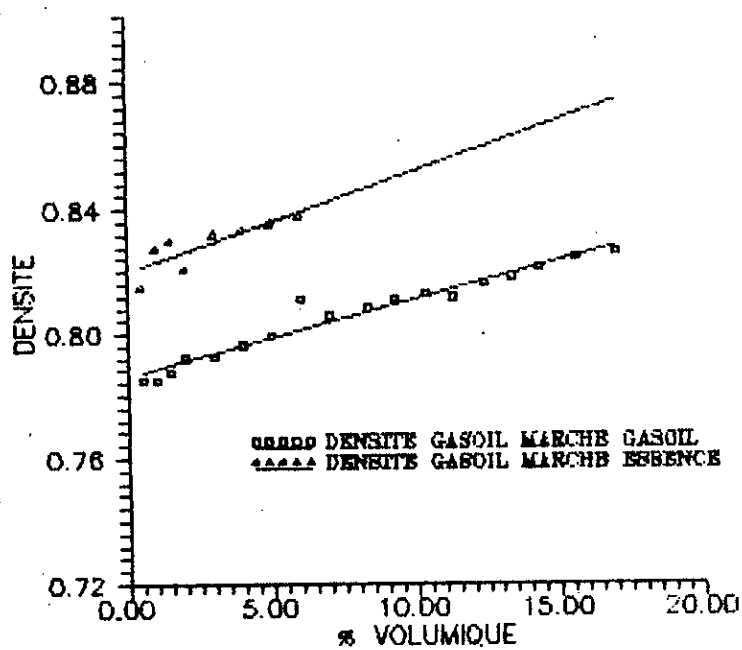


FIG 1-13: DENSITE RENDEMENT GASOIL
PETROLE BRUT MEREKSEN

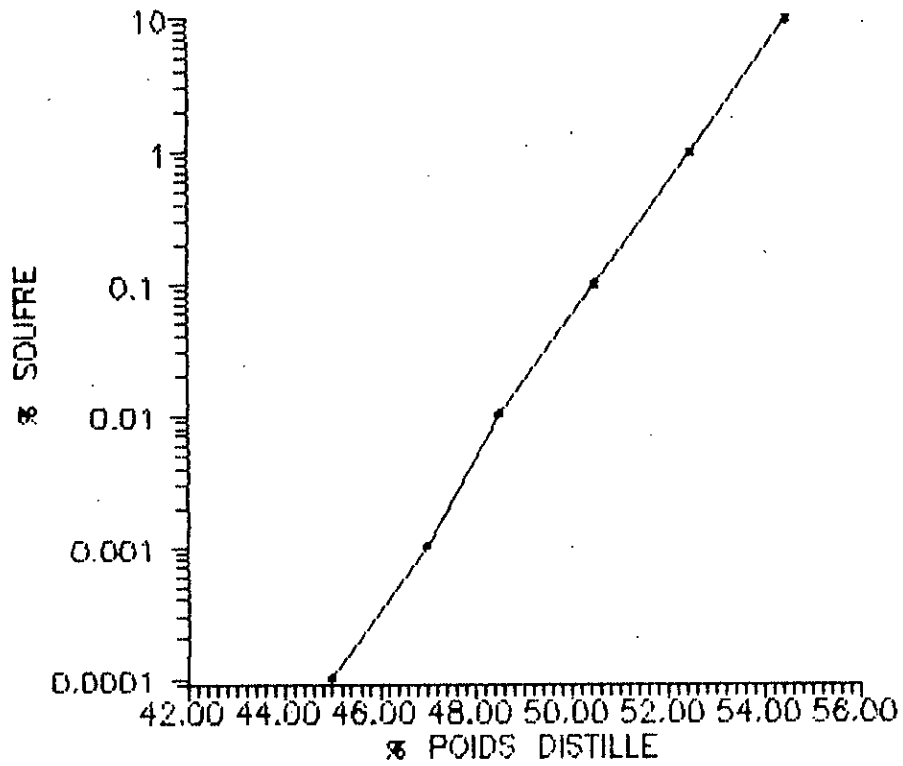


FIG:1-10 :COURBE ' EN SOUFRE
PETROLE BRUT MRREKSEN

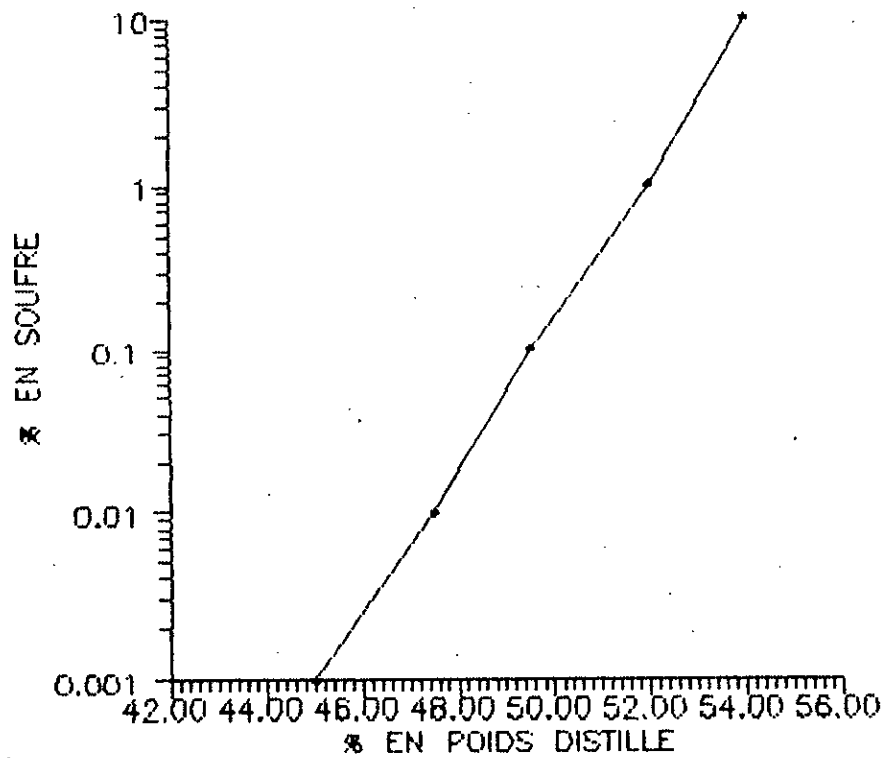


FIG 1-24:COURBE ' EN SOUFRE
PETROLE BRUT HRS102

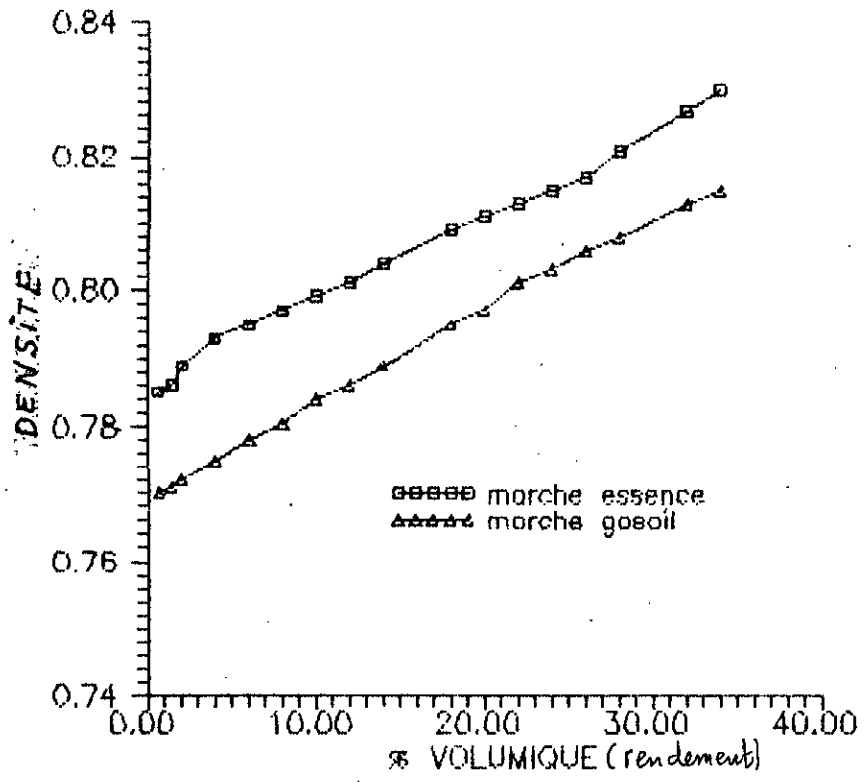


FIG 1-20 :COURBES DENSITE-RENDEMENT GASOIL

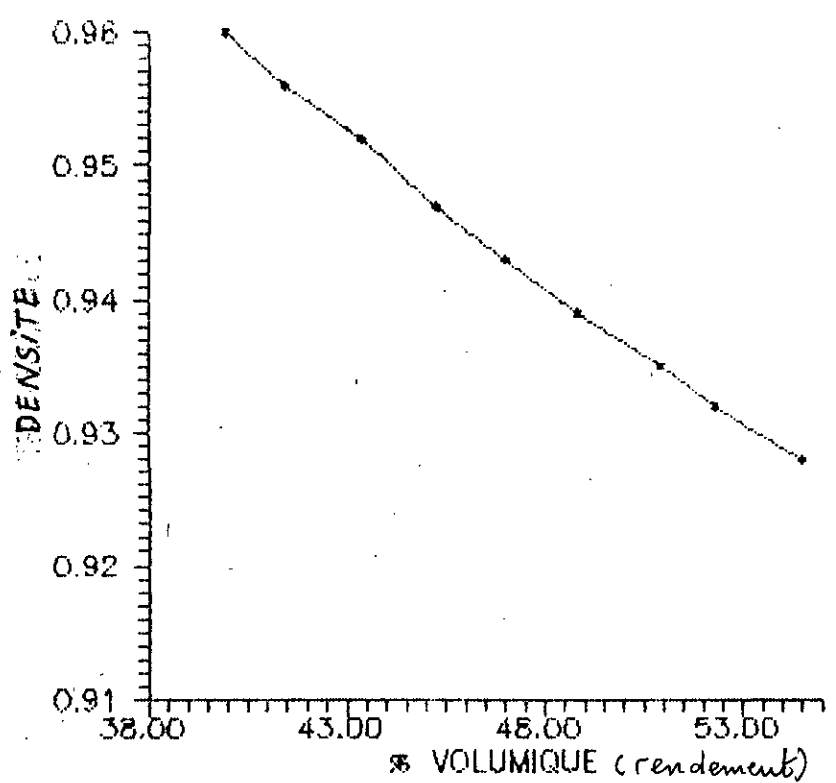


FIG 2-21: COURBE DENSITE RENDEMENT EN RESIDU PETROLE BRUR HRS162

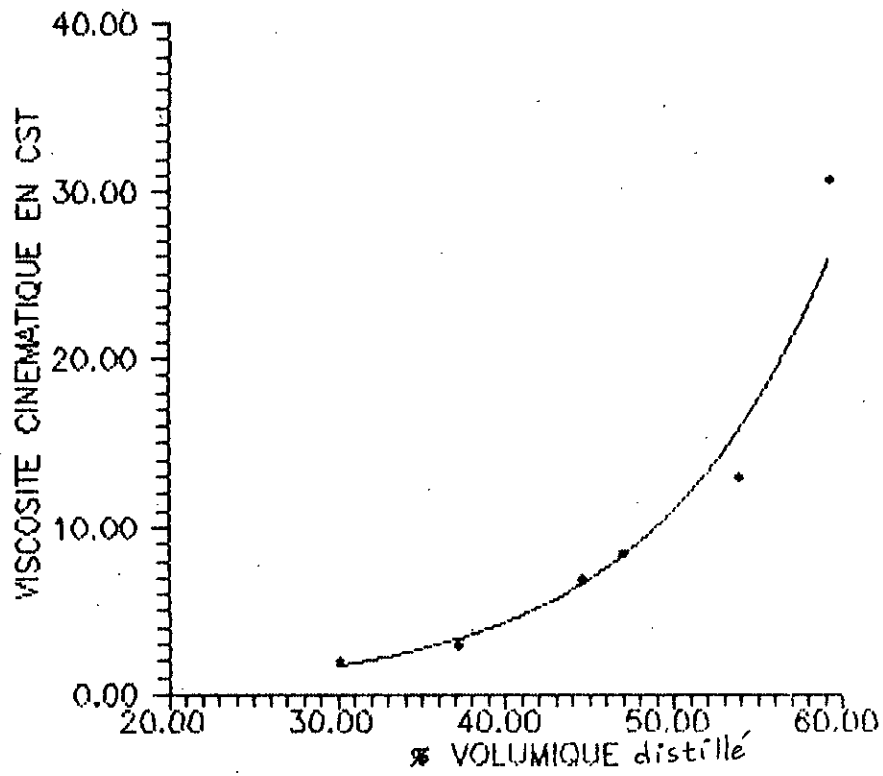


FIG 1-23 : COURBE DE VISCOSITE A 20 C
DE PETROLE BRUT HRS162

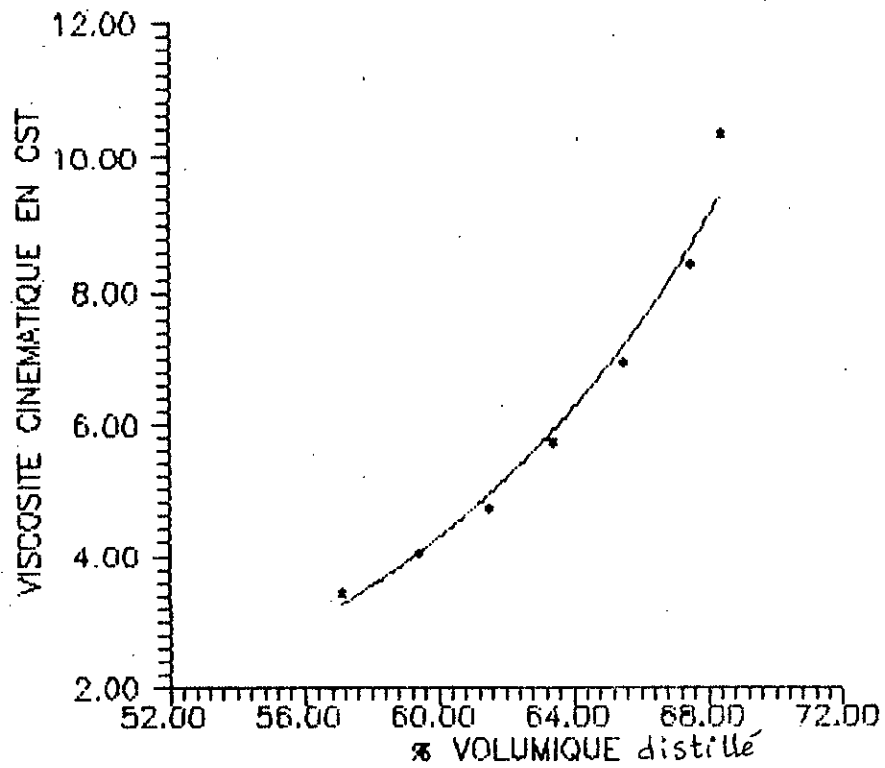


FIG 1-22 : COURBE VISCOSITE DE PETROLE
BRUT MEREKSEN

BIBLIOGRAPHIE

BIBLIOGRAPHIE

[1].L.GOUAL, N.SKANDER

Etude analytique d'un nouveau pétrole brut algérien
de Hassi R'mel HRS 162
Projet de fin d'étude, génie chimique, dirigé par le
professeur S.E.CHITOUR, E.N.P, 1993

[2].

Etude du pétrole brut de MEREKSEN
Etude réalisée par les ingénieurs du service analyse
huiles, département physico-chimie, dirigée par
M.ATRIAKI, entreprise nationale "SONATRACH", 1985

[3].W.L.NELSON

Petroleum refinery engineering
Ed.Mc Graw Hill. New York 1958

[4].S.E.CHITOUR

Raffinage de pétrole Tome 1
Ed.OPU.Alger 1983

[5].P.WUITHIER

Le pétrole, raffinage et génie chimique tome 1
Ed.Technip.Paris 1972

[6].P.WUITHIER

Le pétrole, raffinage et génie chimique tome 2
Ed.Technip.Paris 1972

[7].X.NORMAND

Lecons sommaires sur l'industrie de raffinage de
pétrole tome1
Ed.Technip.Paris 1985

[8].A.CHAUVEL,P.LEPRINCE

Manuel d'évaluation économique des procédés
Ed.Technip.Paris 1976

[9].A.CHAUVEL, G.LEFEBRE, L.CASTEX

Procédés de pétrochimie, caractéristiques techniques
et économiques tome1
Ed.Technip.Paris 1986

BIBLIOGRAPHIE

[10].P.WUITHIER

La distillation dans l'industrie du pétrole
Ed.Technip.Paris 1973

[11].S.E.CHITOUR

Corrélations sur le pétrole brut et les fractions
pétrolières tome 2
Ed. OPU. Alger 1983

[12].A.BENMAILI

Contribution à l'étude d'un pétrole brut
Projet de fin d'étude, génie chimique, dirigé par le
professeur S.E.CHITOUR, E.N.P 1977

[13].R.CHEMINI

Contibution à l'évaluation technico - économique d'un
complexe de raffinage
Projet de fin d'étude, génie chimique, dirigé par le
professeur S.E.CHITOUR,E.N.P 1988

[14].F.CHENITI

Conception d'une colonne de distillation
atmosphérique
Projet de fin d'étudé, génie chimique, dirigé par
M.AZZOUNE, E.N.P 1991

[15].N.SEDKAOUI

Conception d'une colonne de distillation sous vide
Projet de fin d'étude, génie chimique, dirigé par
M.AZZOUNE, E.N.P 1991

[16].O.MEZGHITCHE

Etablissement d'un logiciel de calcul de propriétés
physiques d'hydrocarbures et de fractions pétrolières
projet de fin d'étude, génie chimique, dirigé par le
professeur S.E.CHITOUR, E.N.P 1993

[17].F.A.HOLLAND, F.A.WATSON, J.K.WILKINSON

Engineering economics for chemical engineers
Chemical engineering, June 25, 1973

BIBLIOGRAPHIE

- [18].F.A.HOLLAND, F.A.WATSON, J.K.WILKINSON
Capital costs and depreciation
Chemical engineering, July 23, 1973
- [19].F.A.HOLLAND, F.A.WATSON, J.K.WILKINSON
How to estimate capital costs
chemical engineering, April 1, 1974
- [20].D.H.ALLEN, R.C.PAGE
Revised technip for predesign cost estimating
Chemical engineering, March 3, 1975
- [21].J.T.GALLAGHER
Rapid estimation of plant costs
Chemical engineering, December 18, 1967
- [22].F.A.HOLLAND, F.A.WATSON, J.K.WILKINSON
Methods of estimating project profitability
Chemical engineering, October 1, 1973
- [23].NELSON, FARRAR
Cost indexes
Oil and gaz journal, April 1, 1991