

9/91

الجمهورية الجزائرية الديمقراطية الشعبية

REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE

وزارة التعليم العالي

2EX

MINISTERE DE L'ENSEIGNEMENT SUPERIEUR



ECOLE NATIONALE POLYTECHNIQUE

DEPARTEMENT : GENIE CHIMIQUE

PROJET DE FIN D'ETUDES

SUJET

Conception d'une Colonne de
distillation atmosphérique

Proposé par :
Mr M. AZZOUNE

Etudie par :
Melle F. CHENITI

Dirigé par :
Mr M. AZZOUNE

PROMOTION : Juin 1991

ملخص :
في إطار البحث الذي قدم لنا ،
اقترحنا تصميم العضو الأساسي
لوحدة تكرير أ لا و هو عمود
تقطير البترول الخام لمنطقة
حاسي مسعود حيث أن المركز
الأساسي هو مصفاة الجزائر .
هذه الدراسة التقنية سمحت لنا
بحساب أبعاد العمود الأساسي
و كذلك تحضير برنامج في
الإعلام الآلي يسمح برسم
مختلف بيانات التقطير .

الدراسة الوطنية المتعددة التقنيات
المكتبة — BIBLIOTHEQUE
Ecole Nationale Polytechnique

Résumé:

Nous nous sommes proposés de concevoir l'organe principal d'une unité de Topping à savoir la colonne de distillation du pétrole brut de Hassi-Messaoud dont la référence est la raffinerie d'Alger.

En effet, cette étude technique nous a permis le dimensionnement de la colonne principale ainsi que l'élaboration d'un programme informatique permettant de tracer les différentes courbes de distillation.

Abstract:

We have had to design the main organ for a Topping unit, which is the distillation column for Hassi-Messaoud's oil and we have taken as an exemple Algiers's refinery.

Thanks to a technical study, we have calculated the principal column and we have established a program allowing the drawing of the different distillation curves.

SOMMAIRE

	PAGE
<i>I/ Introduction</i>	5
<i>II/ Developpement de l'industrie du raffinage en Algérie</i>	7
<i>III/ Partie Théorique</i>	
III -1-1 / Théorie sur la distillation	9
III -1-2 / Colonnes	12
III -1-3 / Plateaux	13
III -1-4 / Les appareils tubulaires d'échange de chaleur	16
III - 2 / Caractéristiques du pétrole brut et des fractions pétrolières	20
III - 3 / Courbe de distillation	23
III - 4 / Description de l'unité schéma technologique	27
<i>IV/ Parties Calcul</i>	
IV - 1 / Capacité actuelle de l'installation	49
IV - 2 / Stripping	53
IV - 3 / Tracé des Courbes	56
IV - 4 / Propriétés moyennes fraction petrolières	64
IV - 5 / Nombre de plateau d'une colonne de distillation	66

**IV - 6 / Bilans massique - thermique
des différentes sections de la
colonne**

69

**IV - 7 / Dimensionnement de la
colonne de distillation atmosphérique**

- Règles de sécurité et mesures de prévention d'incendie dans les raffineries de pétrole
- Conclusion

DÉDICACES

A la mémoire de mon Père
ma mère pour son sacrifice dévoué
toute ma famille
mes cousines en lesquelles j'ai puisé
le courage de toujours continuer...
tous mes amis(es)

Je dédie ce modeste travail qui couronne
mes longues années d'études et de persévérances.



C. Fatima

R EMERCIEMENT

Je suis heureuse de pouvoir exprimer ici ma profonde et respectueuse reconnaissance à Messieurs AZZOUNE et AIT SIDHOUM, qui ont toujours suivi mon travail avec un intérêt bienveillant et qui m'ont souvent donné de précieux conseils.

Je tiens également à remercier respectivement

Monsieur BOURKIZA docteur d'état.

Monsieur AIT AKLI Chargé de cours.

Madame YAICI Chargé de cours.

Madame YACOUB Maitre assistante.

qui m'ont honoré de leur présence parmi le jury de ma thèse.

A:

Tous les responsables de la raffinerie d'Alger.

NSEDKAOUI - SSMAIL - EL HACHEMI - SAMY - DALILA

Témoignage de ma profonde gratitude.

Fatiha CHENITTI

Principaux Symboles		
Notation	Unité	Signification
d_4^{15}		Densité
PF	$^{\circ}\text{C}$	Point final de la distillation A.S.T.M.
PI	$^{\circ}\text{C}$	" initial " " " " "
TVR	g / cm^2	tension de vapeur $\text{Re}\ddot{\text{I}}\text{d}$
N_{min}		Nombre de plateaux minimum
x_{HK} et x_{LK}		Fraction de HK et de LK dans la phase liquide
y_{HK} et y_{LK}		Fractions de HK et LK dans la phase vapeur
α		volatilité relative moyenne
Aa	m^2	surface active
Ad	m^2	surface allouée aux trous
Ah	m^2	surface entière
An	m^2	surface nette
A	m^2	surface totale
C		paramètre de capacité
D	m	diamètre de la colonne
F_f		facteur d'engorgement
m	Kg/h	débit massique
S	m	Espace interplateaux
U	m/s	vitesse de vapeur
ρ	Kg/m^3	masse volumique
σ	dynes/cm	tension superficielle .
les indices		
L		Liquide
V		Vapeur
f		aux conditions d'engorgement

Terminologie

- 1) Liquéfiable : se dit d'une substance placée dans des conditions telles qu'elle peut être liquéfiée .
- 2) Fractionnement : procédé d'analyse immédiate, basé sur une différence de propriété physique (solubilité , fusion , ...).
- 3) Stripper : appareil industriel des usines pour effectuer le strippage (entraînement par la vapeur d'eau).
- 4) Gap : bon fractionnement
- 5) Pétrole lampant : distillat de pétrole à raffiné, généralement destiné à l'éclairage et au chauffage .
- 6) Couleur Saybolt : Essai pétrolier exprimé par un nombre en relation avec la hauteur de la colonne de prise d'essai dont la couleur est comparée à des étalons de verre donnés .
- 7) Point d'éclair : Température minimale à laquelle il faut porter un produit pour que les vapeurs émises s'allument spontanément en présence d'une flamme.
- 8) Unidem : C'est un désémulsifiant , servant à briser une émulsion .
- 9) Coupleur : Appareil hydraulique fonctionnant à l'huile, permet de régler la vitesse d'une pompe en fonction du débit refoulé .
- 10) Virole : Enveloppe de la colonne, doit résister aux efforts de pression, de dilatation et éventuellement aux effets du vent et au séismes .
- 11) Jupe : Support - Fond plat appuyé directement sur un massif de béton.
- 12) Engorgement : Etranglement provoquant une accumulation de liquide sur le plateau . Agglomération du combustible dans une section de colonne empêchant la masse liquide de descendre normalement .

المدرسة الوطنية المتعددة التقنيات
BIBLIOTHEQUE — المكتبة
Ecole Nationale Polytechnique

Chapitre I

Introduction

L'industrie de raffinage du pétrole de nos jours se distingue par l'extraordinaire complexité des processus utilisés .

Dans le raffinage des produits pétroliers et surtout des carburants et combustibles à moteurs, on applique de plus en plus et à une échelle toujours plus grande, des processus chimiques et surtout catalytiques , en vue de valoriser qualitativement et quantitativement ces produits .

Dans la gamme des multiples opérations de raffineries, la distillation, ou simplement topping, et le seul procédé de raffinage qui soit appliqué à un pétrole brut. Etant basée sur le principe de la différence de volatilité des constituants à séparer, la distillation fait intervenir des phénomènes physiques, tels que , le transfert de matière et de chaleur .

Le type du pétrole brut utilisé, le rendement et les quantités de chacun des produits finis, ainsi que la demande du marché sont les paramètres essentiels dont il faudra tenir compte pour réaliser, au coût minimal, l'opération de raffinage .

Le but de ce projet consiste à établir un calcul technique permettant d'évaluer une unité de Topping, la référence étant la raffinerie d'Alger, conçue pour permettre la production des carburants . Elle est projetée pour traiter un mélange de pétrole brut de Hassi-Messaoud plus les condensats de Hassi-R'Mel, selon les proportions suivantes :

- 2 700.000 tonnes / an sur brut de Hassi-Messaoud pur, soit une allure de 7700 tonnes / jour de marche, une année comportant 350 jours de marche effective ($d = 0,8044$) .

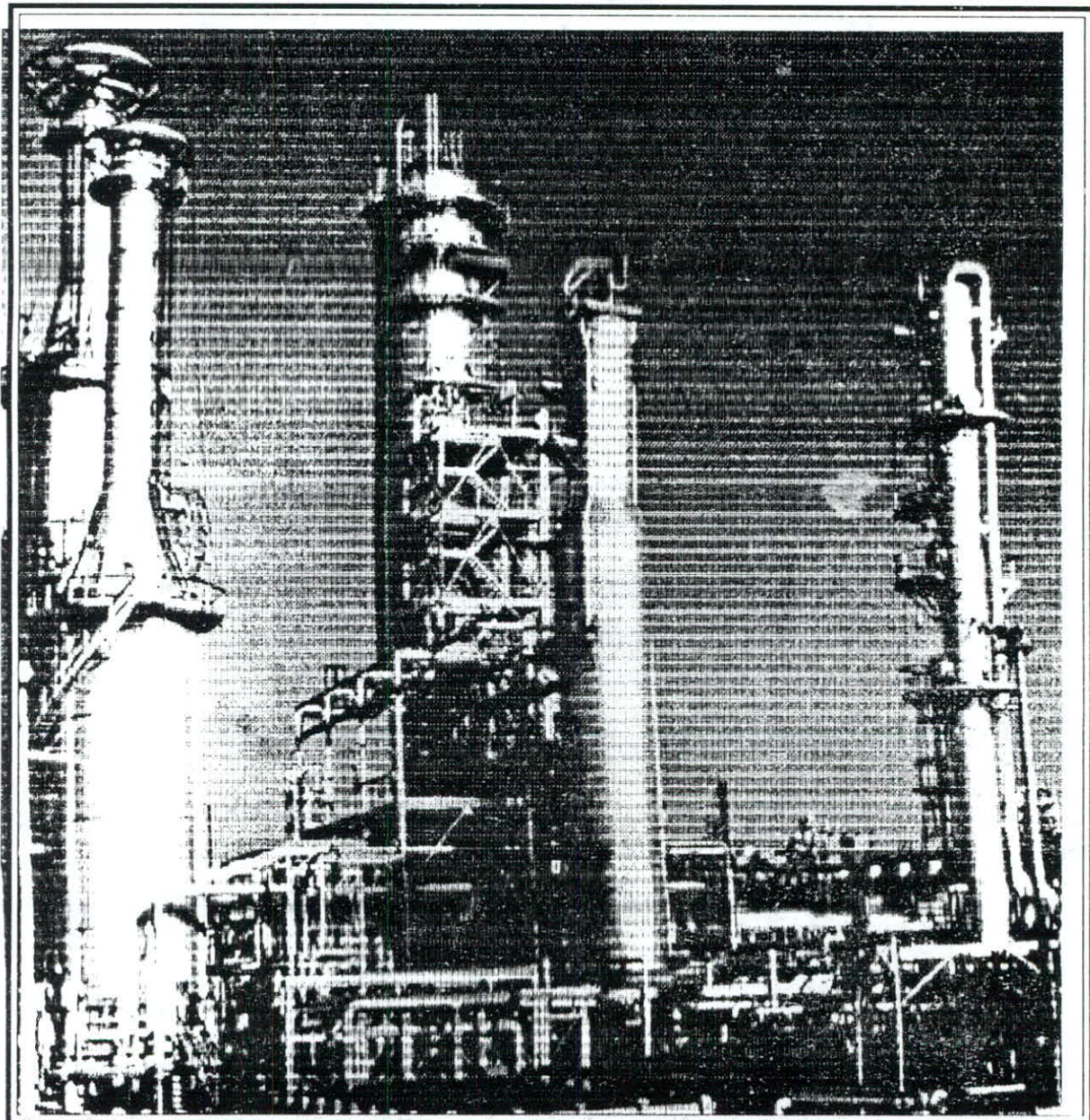
- 2215.000 tonnes / an sur un mélange de 72,5 % brut Hassi -Messaoud , 27,5 % condensats Hassi R 'mel , soit une allure de 6320 tonnes par jour de marche effective ($d = 0,7921$) .

2500.000 tonnes / an sur un mélange 92,5 % brut H assi Messaoud et 7,5 % de condensats d 'Hassi-R 'mel , soit 7120 tonnes par jour ($d = 0.7979$) .

On remarque ainsi, aisément , que la capacité journalière de traitement en brut diminue avec la diminution de la densité .

Chapitre II

Développement de l'industrie du raffinage en Algérie



Topping atmosphérique

Développement de L'industrie

du raffinage en ALGERIE

La production pétrolière en Algérie a débuté avant l'indépendance en 1957 avec la mise en exploitation du gisement d'EDJELEH . Cette production s'est développée , par la suite, avec l'exploitation du gisement de Hassi-Messaoud en 1958 ce qui a poussé à installer la première raffinerie, à Hassi-Messaoud, d'une capacité de 173500 tonnes/an destiné à produire , essentiellement , du gas-oil et de l'essence .

Depuis , plusieurs autres gisements ont été découverts et mis en exploitation , ce qui a exigé la mise en place d'autres raffineries .

En 1964 déjà , la raffinerie d'Alger naît d'une capacité de 2700.000 tonnes /an destinée à traiter le brut de Hassi-Messaoud (voir tableau II) . Cette raffinerie se décompose en trois sections :

- * Section 100 : distillation atmosphérique du pétrole brut et mélange des produits
- * Section 200 : Reforming catalytique type U. O. P.
- * Section 300 : gaz plant et traitement des gaz liquifiés .

Le pétrole brut est expédié à Alger par TANKER, depuis le port de Bejaïa , terminal du pipe amenant le brut du gisement d' Hassi-Messaoud soit pur , soit en mélange avec du condensats d'Hassi R'MEL.

Ainsi, le premier oléoduc, d'un diamètre de 24 pouce et d'une longueur de 660 km , a été mis en service en 1959 pour relier le centre de stockage de Haoud-el-Hamra au port de Bejaïa.

En 1965 se fût la réalisation d'un deuxième oléoduc Haoud-el-Hamra / Arzew d'un diamètre de 28 pouce.

La raffinerie d'Arzew a été installée en 1972 par une société Japonaise (J.G.C) traitant le brut de H.M, d'une capacité de 2500.000 Tonnes/an. Cette raffinerie comporte une unité de Topping ; une unité de fabrication des bitumes (charge : 278200 T/an) et deux chaînes de lubrifiants (charge : 801750 T /an).

L'augmentation de la demande en essences et en carburateurs ces vingt dernières années, ainsi, que l'augmentation assez notable du nombre des produits qu'il a fallu fabriquer pour satisfaire les divers marchés, ont exigé d'élever le taux de production, ce qui se traduit par :

1) L'extension de la raffinerie de Hassi-Messaoud en 1979 par une société Algérienne (G.T.P). La capacité prévue de l'unité est de 1760.000 T/an.

2) La construction d'une nouvelle raffinerie à Am Amenas en Avril 1980 par (G.T.P). La capacité prévue est de 300.000 T/an.

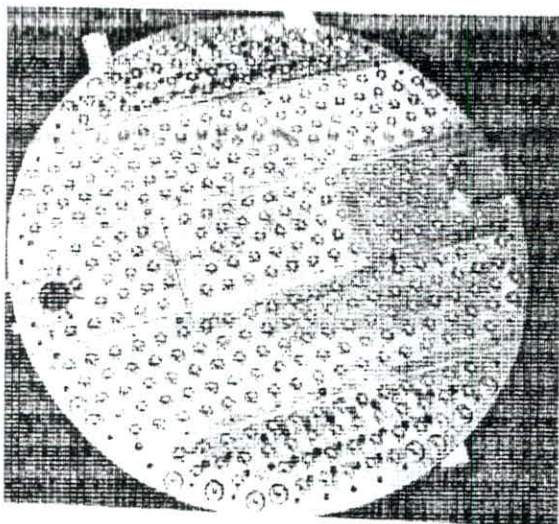
3) La construction de la raffinerie de Skikda, mise en service en 1980 par une société Italienne (S.P). La capacité prévue est de 15.000.000 Tonnes/an. Cette raffinerie comporte : deux Topping ; un réforming , une unité de traitement des aromatiques et une unité de fabrication des bitumes (charge 277000 T/an).

Tableau II - 1

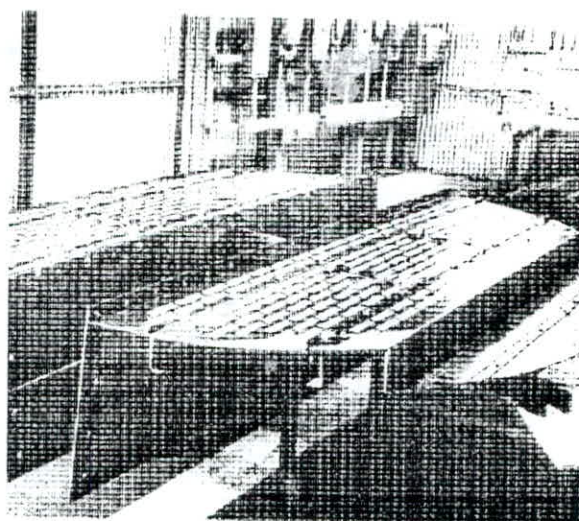
Raffinerie d'Alger , charge : 2700.000 T / an	
	Quantités des produits raffinés
Gaz	16 200 tonnes
Propane	100 000 "
Butane	10 000 - " -
Ess.Super	355 000 - " -
Ess.normal	299 000 "
Naphta	228 000 - " -
Kérosène	235 000 - " -
Gas - oil	796 000 - " -
Fuel- oil	650 000 - " -
Pertes	21 000 - " -

Chapitre III

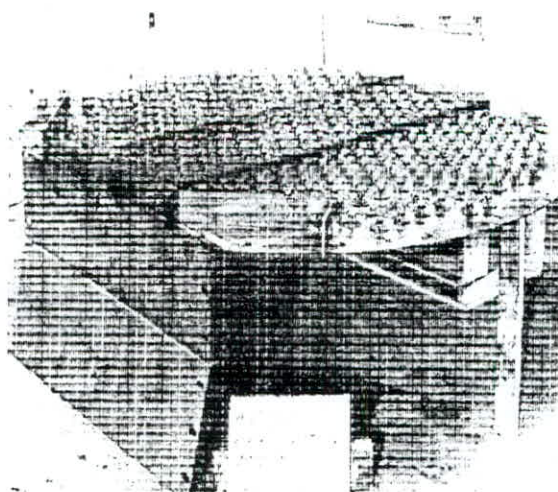
Partie Théorique



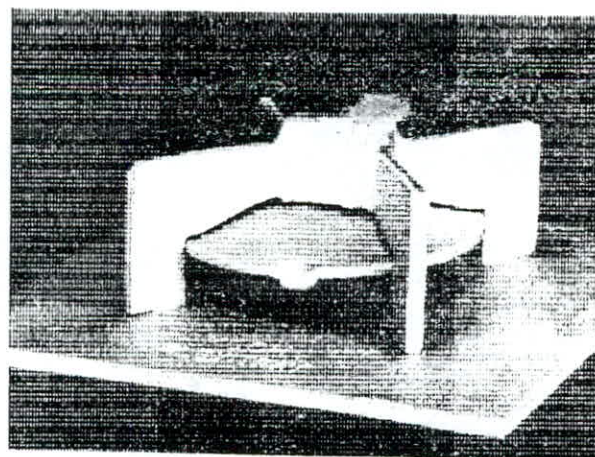
Glitsch ballast tray, type V



Nutter float-valve tray



Koch tray, type T.



Koch unit, type T.

III -1-1/ *Théorie sur la Distillation*

A / Définition :

Sous toutes les formes et appellations que l'on peut rencontrer. La distillation est une opération unitaire qui permet d'isoler un ou plusieurs constituants d'un mélange plus ou moins complexe. Ces constituants différenciées par une ou plusieurs de leurs propriétés physiques, telle que la température d'ébullition.

C'est une séparation par voie physique des divers constituants d'un mélange liquide ou liquéfiable*.

La phase vapeur est produite par évaporation en fournissant de la chaleur au système.

L'opération de distillation est une succession d'opérations de séparation en cascade réalisée dans des appareils conçus pour assurer le meilleur contact possible entre les phases

(liquide + vapeur), et comportant plusieurs étages, ce sont des colonnes ou tours de fractionnement*.

La distillation met en oeuvre un contre courant de liquide et de vapeur, travaillant comme une machine thermique entre une source chaude (Four ou rebouilleur) et une source froide (condenseur de tête).

La forme la plus élémentaire de cette méthode de séparation est la distillation simple dite aussi différentielle dans laquelle une quantité de liquide est bouillie et la vapeur est continuellement retirée et condensée au fur et à mesure qu'elle se forme.

Si le processus continue, on l'appelle distillation flash ou équilibre flash ; dans ce cas une quantité de liquide est chauffée, les phases vapeur et liquide sont maintenues en contact intime jusqu'à l'obtention de l'équilibre. La phase vapeur est ensuite retirée et condensée en produit.

[La distillation, dans l'industrie ou au laboratoire, du pétrole brut donne : gaz-essence-pétrole lampant, gas-oil-huiles-asphalte ; ces produits ont des propriétés physiques, chimiques et d'utilisation différentes et différentes aussi de celle du pétrole brut ; on assiste à un fractionnement.

Souvent le terme fractionné est utilisé au lieu de sélectif. Il découle que le terme de "distillation fractionnée" n'a pas de sens bien précis ; il serait plus correcte de dire : fractionnement par distillation sélective]. (P.WUITHIER)

B/ Distillation Atmosphérique du Pétrole

La distillation atmosphérique dans l'industrie du pétrole est le procédé qui permet le fractionnement du brut en se servant de la différence qui existe entre les points d'ébullition des différents groupes d'hydrocarbures, à pression atmosphérique. Dans le but d'éviter le cracking du produit fini, on limite la distillation atmosphérique du brut à un niveau de température bien déterminé (≈ 370°C), et pour mettre en valeur le produit de fond de tour, résidu, appelé aussi brut réduit, représentant 20-30 % du volume du brut traité, on fait appel à une distillation sous vide, qui permet de fractionner le brut réduit, à une pression très faible, tout en limitant le niveau de température afin de réduire les risques de décomposition.

Les différentes coupes issues de la distillation sous vide sont :

- V.G.O (vacum Gas-oil)
- S.P.O (spindle oil)
- M.V.O (mi viscuose oil)
- V.O (viscuose oil)
- B.S (Bright stock)après désasphaltage

C/ principe de la distillation :

Le pétrole brut est un mélange de constituants allant de C_1 jusqu'au C_x . Le principe de la distillation atmosphérique, est d'utiliser les différences de volatilité relative des constituants pour leur fractionnement en fonction de leur température d'ébullition.

La volatilité relative est le rapport des coefficients d'équilibre (K), ou, le rapport des potentiels thermodynamiques des constituants "i" du mélange à celui d'un constituant de référence "r", d'où la formule empirique souvent utilisée :

$$x_i = \frac{K_i}{K_r} \quad \text{Avec : } x = \text{Volatilité}$$

$K = \text{Coefficient d'équilibre.}$

K_i est le rapport des titres molaires du constituant i dans les deux phases :

$$K_i = \frac{Y_i}{X_i} \quad \begin{array}{l} Y = \text{titre vapeur.} \\ X = \text{titre liquide.} \end{array}$$

Dans le domaine de la distillation, le mélange est divisé en coupes (ou intervalles de distillation). Chaque coupe est caractérisée par un PI et un PF.

Le PI d'une coupe pétrolière est la température à laquelle est recondensée la première bulle de vapeur.

Le PF d'une coupe pétrolière est la température à laquelle est recondensée la dernière bulle de vapeur.

Cet intervalle est déterminé au laboratoire par une analyse normalisée : distillation A.S.T.M.

Une unité de distillation comporte essentiellement :

- a/ Colonnes : - colonne principale de fractionnement
colonne de stabilisation de l'essence ou un débutaniseur
- b/ Four : Un four de préchauffe de la charge.
- c/ Echangeurs de chaleur : - pour la récupération d'énergie
- pour le rébouillage et le Refroidissement des produits .
- d/ Condenseurs et Aéroréfrigérants : pour compléter le refroidissement des produits avant le stockage .
- e/ Pompes : de charge, de reflux, de soutirage.

Des strippers* et des rebouilleurs complètent cette installation.

III -1-2-1 Colonnes

* Colonnes A garnissage :

Les colonnes à garnissage sont quelquefois employées dans l'industrie, ~~concurrément avec les colonnes à plateaux~~, pour séparer les constituants d'un mélange par absorption ou par distillation.

Ces colonnes réalisent un contre courant à contact continu : les phases sont en contact dans toute la colonne, pour être séparées seulement avant de quitter l'appareil.

Suivant les propriétés corrosives des mélanges liquides traités, on utilise le garnissage métallique, céramique, en porcelaine, en verre, etc...

Pour assurer la répartition uniforme du liquide et de la vapeur, on a recours en tant que garnissage à des éléments creux de configuration géométrique régulière.

Dans les colonnes garnies, le transfert s'effectue à la surface du liquide qui n'occlut pas de bulles gazeuses. L'efficacité d'un tel dispositif est donc directement liée à la surface offerte par le film liquide.

** Colonnes à Plateaux:

Les colonnes à plateaux sont utilisées pour réaliser un contact entre une phase gazeuse et une phase liquide de façon à les amener le plus près possible de l'état d'équilibre.

Les transferts de masse et de chaleur entre les phases seront d'autant plus importants que la surface de contact et la turbulence des phases seront plus grandes.

Les colonnes à plateaux ont été mises au point pour la distillation, opération dans laquelle la résistance au transfert de masse est plus importante dans la phase vapeur que dans la phase liquide. Les plateaux sont donc conçus pour assurer une dispersion de la phase vapeur au sein du liquide. Les colonnes à plateaux sont utilisées avec un égal succès en distillation.

Dans l'industrie du raffinage ainsi qu'en pétrochimie, les débits sont tels que pratiquement toutes les colonnes de fractionnement sont équipées de plateaux de types divers.

III - 1-3/ Plateaux

Le plateau est l'élément actif de la colonne, il a pour fonction la mise en contact de la phase liquide et de la phase gazeuse de façon à les amener le plus près possible de l'état d'équilibre.

Le plateau est constitué par une plaque plane métallique sur laquelle sont implantés les éléments de barbotage ; cette plaque est équipée de tubes -raccords et de cloches qui les protègent.

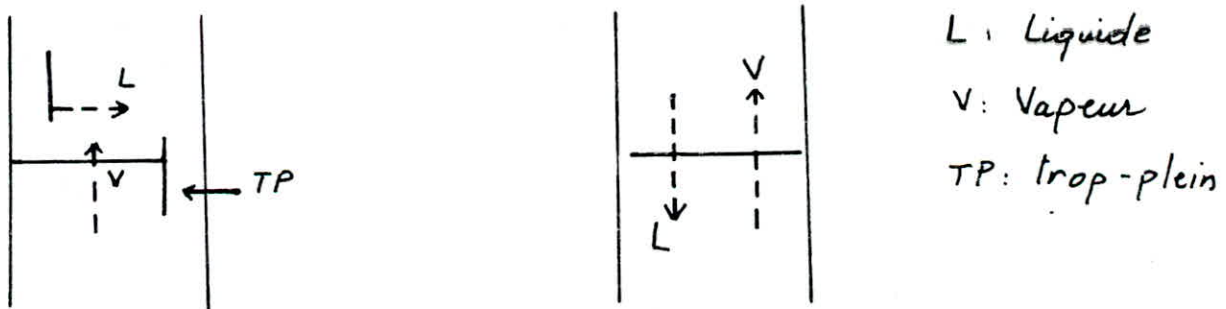
Le fonctionnement des plateaux dépend des propriétés physiques de chacune des phases (liquide et vapeur) et de leurs débits respectifs.

Les plateaux doivent être suffisamment espacés pour permettre la décantation des gouttelettes liquides entraînées, pour avoir une hauteur liquide correcte dans les segments de descente et éviter l'engorgement d'autre part.

A part quelques dispositifs particuliers, les plateaux peuvent se ranger en deux grandes catégories :

- les plateaux à courants croisés avec trop plein,
- les plateaux à contre-courant sans trop plein.

Les avantages des plateaux à contre-courant sont principalement leur simplicité, leur résistance à l'encrassement et leur faible coût.



Plateau à courants croisés

Plateau à contre-courant.

Fig N°1 Types de plateaux d'après l'écoulement des phases.

Les divers types de plateaux industriels sont les suivants :

(voir Fig N°2)

a) Plateau à calottes (bubble-cap tray).

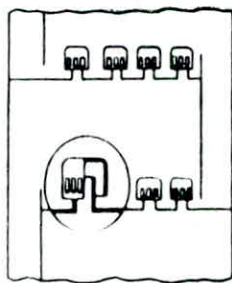
La calotte ou cloche est le plus ancien des organes de mise en contact de la vapeur et liquide. C'est le modèle le plus répandu encore aujourd'hui dans les industries pétrolières et chimiques.

La calotte est une pièce de révolution à axe vertical. La vapeur arrive par le bas et traverse la cheminée puis change de sens avant de sortir par les fentes de la calotte.

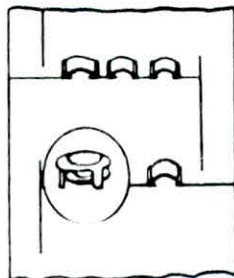
Il existe des centaines de formes différentes de calottes donnant une efficacité de contact plus ou moins bonne.

b) Plateau Perforé à déversoir (Sieve tray)

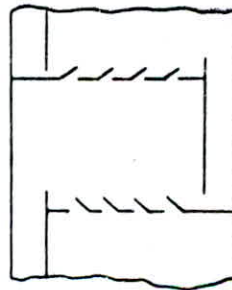
En dépit d'un prix de revient très faible, il constitue le type de plateau le plus souvent réalisé actuellement. La vapeur traverse verticalement la couche de liquide.



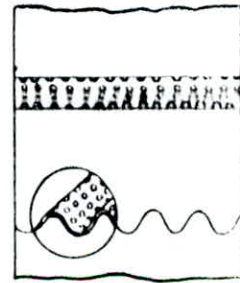
1. Plateaux à calottes.



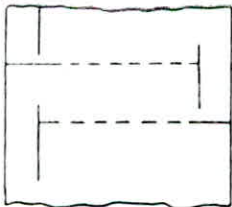
3. Ballast tray.



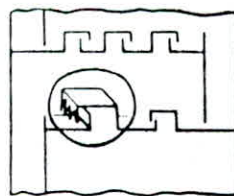
5. Jet tray.



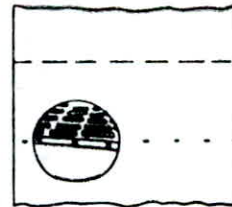
7. Ripple tray (perforé, ondule)



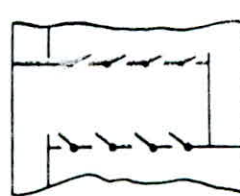
2. Plateaux perforés.



4. Uniflux.



6. Turbogrid.



8. Float valve tray.

Fig N°2
Types de plateaux

c/ Plateau à clapets (Valve tray) :

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

Il semble probable 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.

Pour conclure, il est souhaitable de faire une comparaison des divers types de plateau.

Le tableau (III -1) résume les caractéristiques comparées des trois types de plateau et pourra servir de guide dans le choix (2).

Type de Plateau	Capacité relative	Efficacité relative	Flexibilité	Coût relatif
A calottes Perforé à déversoir à clapets	troisième deuxième premier	troisième deuxième premier	deuxième troisième premier	troisième premier deuxième

Tableau III - 1

Comparaison des divers types de plateaux .

III - 1 - 4 / *Les Appareils Tubulaires d'échange de chaleur*

Les unités de séparation, telle que distillation, nécessitent des quantités importantes d'énergie calorifique pour obtenir le gradient de température qui permettra le fractionnement .

La valeur des calories, libérées au four de chauffage de la charge, constituent souvent un des éléments prépondérants du prix de revient de la fabrication ; c'est pourquoi on s'attache à réduire au maximum ce poste en réalisant un circuit de récupération de chaleur entre l'alimentation froide et les effluents chauds de l'installation .

L'équipement de récupération est constitué par des appareils tubulaires d'échange de chaleur .

On distingue trois classes d'appareils d'échange de chaleur :

- les échangeurs et réfrigérants
- les condenseurs
- les rebouilleurs et four

- Echangeurs

On appelle échangeurs de chaleur les appareils qui transmettent la chaleur d'un milieu à un autre. Dans les échangeurs de chaleur se déroulent les processus de réchauffage ou de refroidissement. Les milieux participant au processus de transmission de la chaleur sont appelés fluides de transfert thermique.

En tant que fluide de transfert thermique, on a recours à de corps gazeux ou liquides, et en particulier aux vapeurs et gaz pétroliers, à la vapeur d'eau, aux produits pétroliers liquides, etc...

Dans le raffinage du pétrole, on utilise surtout des vapeurs de pétrole, des distillats, et des résidus fortement chauffés.

Dans les échangeurs de chaleur ne se produit aucun changement de phase. La désignation "échangeurs" est réservée aux appareils où le transfert entre fluides chaud et froid correspond à une récupération de chaleur, alors que le terme "réfrigérant" s'applique aux appareils où l'on refroidit un effluent par un fluide auxiliaire.

- Condenseurs

Les condenseurs permettent la condensation et le refroidissement d'un effluent vapeur en tête de colonne, soit à l'aide d'un produit froid (condenseur essence - brut), soit à l'aide d'un fluide auxiliaire (eau - air - produit frigorigène).

Les condenseurs sont des appareils à faisceau- calandre tubulaire, construits selon les mêmes plans que ses échangeurs. Ils sont du type à tête flottante.

Ils peuvent être, aussi, à serpentins en tubes lisses ou à ailettes.

- Rebouilleurs

Les rebouilleurs sont des appareils tubulaires dont le but est d'effectuer une vaporisation partielle des fonds de colonne de distillation, grâce à la circulation d'un effluent chaud ou d'un fluide auxiliaire, afin d'engendrer la phase vapeur qui assurera le fonctionnement dans la section d'épuisement.

Ces appareils sont construits selon le même principe que les échangeurs faisceau- calandre.

Dans l'industrie du raffinage, on rencontre souvent des rebouilleurs noyés à circulation forcée pour les générateurs de vapeur sur produits chauds.

- Fours

Les fours tubulaires constituent le type principal des réchauffeurs à feu utilisés dans le raffinage du pétrole, pour exercer une action thermique sur la matière première au cours des processus de Topping.

L'économie d'exploitation ainsi que le rendement d'un four, défini comme étant le rapport entre la quantité de chaleur absorbée par le fluide réchauffé et celle dégagée par la combustion, sont des facteurs prépondérants dans l'étude d'un four.

Un four tubulaire est constitué d'une enveloppe métallique de forme parallélépipédique ou cylindrique. Il comporte une zone dite de radiation et une zone de convection installée à la sortie des fumées de la chambre de combustion.

Dans la zone de radiation, les tubes sont directement exposés à la flamme et reçoivent la chaleur principalement par radiation des produits de la combustion.

Le four de notre installation (Raffinerie d'Alger) est divisé en deux cellules ; dans chaque cellule les tubes sont placés en deux rangées.

Les fumées quittent le four par l'intermédiaire de la cheminée en forme cylindrique, située sur une fondation séparée. Le conduit amenant les fumées, à la base de la cheminée s'appelle "CARNEAU"

REMARQUE:

Le gaz combustible arrive aux 44 brûleurs du four.

III - 2 / *Caractéristiques du Pétrole brut et des fractions Pétrolières*

Chaque brut possède des propriétés physiques et chimiques qui caractérisent et déterminent aussi son comportement. Elles permettent ensuite de mieux saisir la distillation du brut avec les différents dérivés gazeux et liquides.

Les éléments essentiels composant le pétrole sont le carbone (83^o à 87%) et l'hydrogène (11 à 14%) qui forment les divers groupements l'hydrocarbures. Parmi les composants du pétrole, on compte également des composés d'oxygène , de soufre, d'azote, etc...

Les hydrocarbures contenus dans le pétrole appartiennent aux trois groupements principaux suivants :

- . les Alcanes (Paraffines)
- . les Naphtènes.
- . les hydrocarbures aromatiques.

Le pétrole Algérien a une tendance paraffinique.

L'unité de distillation (section 100) de la raffinerie d'Alger a été étudiée pour traiter le brut de Hassi-Messaoud , soit pur, soit en mélange avec des propositions variables de condensats de Hassi R'Mel ; proportions n'excèdent pas 27%. en poids du mélange.

Le tableau (III -2) regroupe les caractéristiques des constituants de base de l'alimentation.

Le dimensionnement de l'unité de distillation permet d'obtenir des produits répondant aux spécifications ci-après :

. Un mélange d'hydrocarbures légers qui, après traitement à l'unité de Gas-plant, section 300, donnera :

- Des gaz incondensables, brûlés dans le four de la raffinerie
- Du propane et butane commerciaux

- . Essence légère débutanisée, entrant dans la constitution du carburant-auto.
- La teneur en C₄ ne sera pas supérieur à 01 % vol.
- " " " C₃ sera pratiquement nulle.
- PF ASTM d'étude : 82°C
- PF ASTM sera réglable entre (72-92)°C

- . Solvant léger, alimentant l'unité de platforming.

- PF ASTM d'étude 138°C
- PF ASTM sera réglable entre (133-143)°C

Gap* maximum : 11°C entre le point ASTM 5 % du solvant léger et le point ASTM 95% de l'essence légère.

. Solvant lourd, alimentant l'unité de platforming.

- PF ASTM d'étude : 172°C
- PF ASTM sera réglable entre (167-177)°C
- Gap minimum : 10°C entre le point ASTM 5% du solvant lourd et le point 95% du solvant léger.

. Kérosène, fournissant les produits commerciaux, pétrole lampant* et carburéacteur.

- PF ASTM d'étude 260°C
- Gap minimum : 10°C entre le point ASTM 5% du kérosène et le point ASTM 95% du solvant lourd.
- Couleur saybolt * : 22 min
- Point d'éclair* (luchaire) 56°C min
- Teneur en eau : 88 ppm max

Gas oil léger : matière de base du gas oil moteur commercial.

- PI ASTM 250°C
- PF ASTM 365°C

Kérosène : 15°C max.
Recouvrement entre le point initial ASTM du G.O léger et le PF du

- Point d'éclair (luchaire) : 100°C min
- Pour point (point de congélation) : -70°C max
- Teneur en eau : 80 ppm max

. Gas-oil lourd, entrant dans la constitution du gas-oil moteur et des fuels.

- Couleur NPA : 5 max

. Résidu atmosphérique , matière de base pour la constitution des fuels-oil (léger et lourd).

- Le résidu correspond à un point de coupe 370°C TBP ne devra pas contenir plus de 8% en gas-oil distillant avant 370°C TBP.

- Point d'éclair 190°C min

Tableau III - 2

	Brut Hassi - Messaoud			Condensats Hassi-R'Mel		
	% Poids	% Volume	densité	% Poids	% Volume	densité
C ₂	0.10	0.20				
C ₃	0.83	1.30		0.70	1.0	
iC ₄	0.35	0.50		1.40	1.80	
nC ₄	1.89	2.60		3.90	5.0	
iC ₅	1.24	1.60		3.40	4.0	
nC ₅	2.67	3.40		5.10	5.90	
C ₆	2.91	3.50	0.669	4.50	4.90	0.669
Naphta	11.31	12.70	0.7165	28.70	29.50	0.7126
Solvant	12.36	13.0	0.7665	16.50	15.90	0.7584
Kérosène	16.12	16.04	0.8086	19.60	17.70	0.8106
G.O. léger	24.64	22.99	0.8618	13.80	12.30	0.8213
G.O. Lourd	3.88	3.49	0.8927	} 2.40	2.0	0.8784
Résidu	21.70	18.76	0.9270			
Brut H.M	100	100	0.8044			
Condensats H.R				100	100	0.7320
T. V. R	650			790		

III- 3/ *Courbe de distillation*

Courbe T.B.P

Si on distille un pétrole brut, on observe au début de la distillation des paliers bien caractérisés correspondant aux premiers hydrocarbures légers et bien différenciés. Chaque point de la courbe T.B.P représente théoriquement un hydrocarbure pur.

Le point initial de la courbe correspond à la température d'ébullition du constituant le plus volatil et le point final à la température d'ébullition du constituant le moins volatil.

La courbe de distillation T.B.P. d'un pétrole brut ou d'une fraction pétrolière est toujours une courbe en forme de S, due à une répartition statistique des hydrocarbures dans le pétrole brut.

La courbe T.B.P présente un grand intérêt, car elle est la seule à donner une image aussi complète que possible de la nature et de la répartition des hydrocarbures d'une fraction.

Sur la figure (III-1) , on a porté les courbes de distillation T.B.P et A.S.T.M, ainsi que la courbe de densité (en °API) du brut de Hassi-Messaoud. Le tableau III 3 regroupe les résultats de la distillation T.B.P du brut d'H.M

Tableau III - 3

T B P SUR ERUT CHARGE

FRACTION	T °C à 760 mm Hg	% Poids	% Poids cumulés	Densité I5/4	% Vol	% Vol Cum
CONDENSAT	27	3,88	3,88	0,5784	5,31	5,31
I	27 - 35	1,33	5,21	0,6270	1,66	6,97
2	35 - 40	0,79	6,00	0,6328	0,99	7,96
3	40 - 50	0,49	6,49	0,6450	0,60	8,56
4	50 - 60	1,47	7,96	0,6604	1,76	10,32
5	60 - 65	1,35	9,31	0,6712	1,59	11,91
6	65 - 70	0,74	10,05	0,6791	0,88	12,79
7	70 - 75	0,86	10,91	0,6847	0,99	13,78
8	75 - 80	0,98	11,89	0,6905	1,11	14,89
9	80 - 85	1,44	13,33	0,6974	1,63	16,52
10	85 - 90	1,72	15,05	0,7065	1,93	18,45
11	90 - 95	2,57	17,62	0,7129	2,85	21,30
12	95 - 100	0,85	18,47	0,7245	0,93	22,23
13	100 - 105	0,47	18,94	0,7263	0,51	22,74
14	105 - 110	0,78	19,72	0,7260	0,85	23,59
15	110 - 115	1,31	21,03	0,7279	1,42	25,01
16	115 - 120	2,94	23,97	0,7327	3,16	28,17
17	120 - 125	0,83	24,80	0,7299	0,89	29,06
18	125 - 130	0,69	25,49	0,7435	0,73	29,79
19	130 - 135	0,82	26,31	0,7527	0,86	30,64
20	135 - 140	1,04	27,35	0,7526	1,09	31,73
21	140 - 145	1,77	29,12	0,7550	1,86	33,59
22	145 - 150	1,86	30,98	0,7607	1,93	35,52
23	150 - 155	1,79	32,77	0,7663	1,85	37,37
24	155 - 160	1,47	34,24	0,7711	1,50	38,87
25	160 - 165	1,31	35,55	0,7742	1,34	40,21
26	165 - 170	1,49	37,04	0,7766	1,51	41,72
27	170 - 175	1,29	38,33	0,7808	1,31	43,03
28	175 - 180	1,13	39,46	0,7848	1,14	44,17
29	180 - 185	1,21	40,67	0,7865	1,22	45,39
30	185 - 190	1,33	42,00	0,7894	1,33	46,72
31	190 - 195	1,38	43,38	0,7936	1,37	48,09
32	195 - 200	1,10	44,48	0,7978	1,09	49,18
33	200 - 205	1,40	45,88	0,7996	1,38	50,56
34	205 - 210	1,24	47,12	0,8000	1,25	51,79
35	210 - 215	0,97	48,09	0,8006	0,95	52,74

Tableau III-3 (suite)

.../...

36	215 - 220	1,31	49,40	0,8057	1,28	54,02
37	220 - 230	1,02	50,42	0,8259	0,97	54,99
38	230 - 240	2,03	52,45	0,8171	1,96	56,95
39	240 - 250	2,07	54,52	0,8224	1,99	58,94
40	250 - 260	2,31	56,83	0,8289	2,20	61,14
41	260 - 270	2,06	58,89	0,8341	1,96	63,10
42	270 - 280	2,16	61,05	0,8412	2,04	65,14
43	280 - 290	1,73	62,78	0,8426	1,62	66,76
44	290 - 300	2,03	64,81	0,8436	1,90	68,66
45	300 - 310	1,75	66,56	0,8470	1,63	70,29
46	310 - 320	1,75	68,31	0,8500	1,93	72,87
47	320 - 340	1,06	69,8	0,8640	0,97	73,84
48	340 - 350	1,64	71,51	0,8670	1,49	75,33
49	350 - 360	2,25	73,76	0,8711	2,04	77,37
50	360 - 370	2,06	75,82	0,8756	1,86	79,23
51	370 - 380	1,07	76,89	0,8790	0,97	80,20
sidu	380 +	23,11	100,00	0,9220	19,80	100,00

TEST-RUN DES 10-11/04/1988

BRUT HASSI MESSAOUD

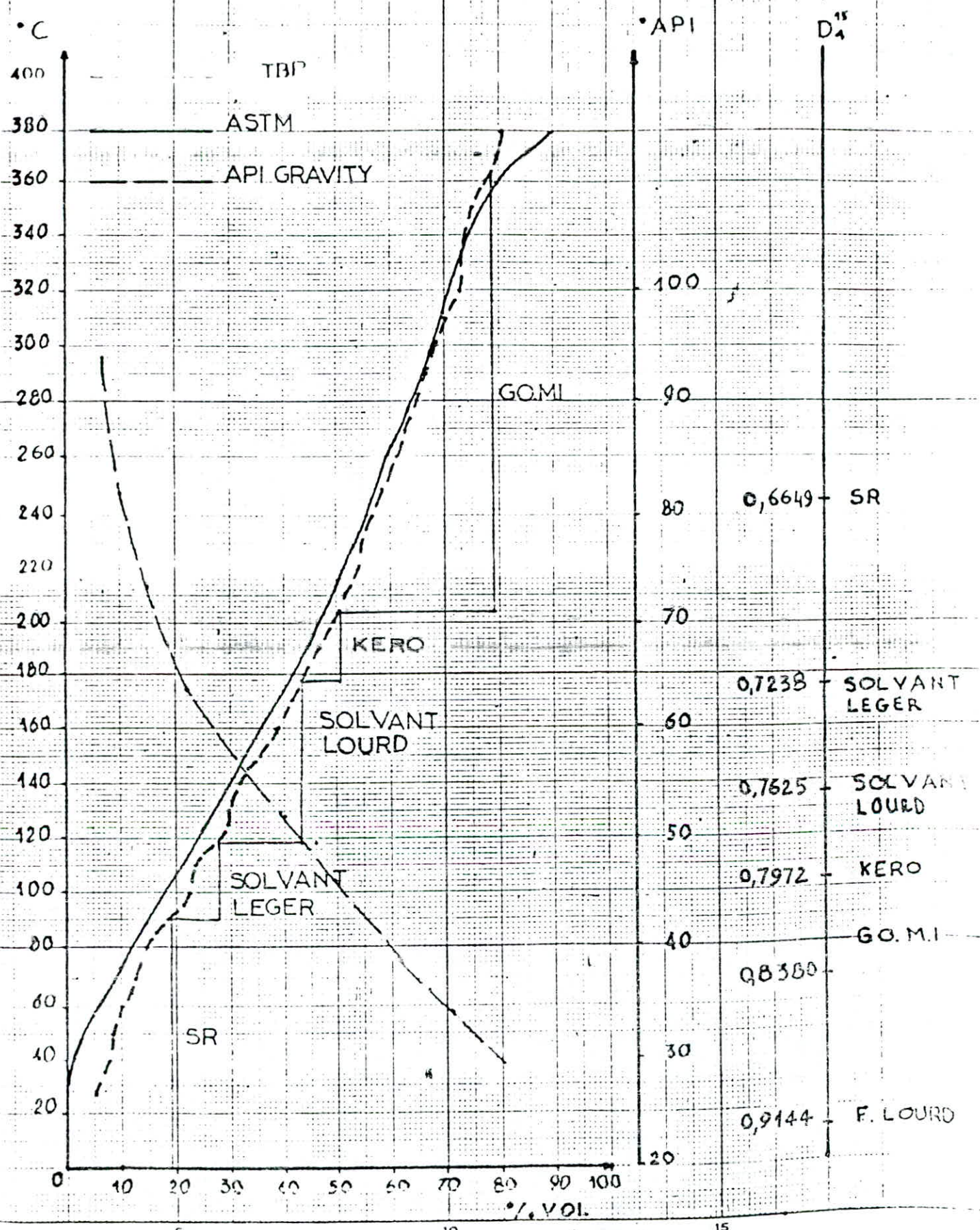


Figure III - 1

III - 4/ *Description de l'unité schéma technologique*

C'est une description complète de l'unité de distillation atmosphérique faisant partie de la raffinerie d'Alger.

Le brut d'Hassi-Messaoud est stocké dans trois réservoirs à toits flottant* de 35.000 m³ chacun.

La circulation à travers l'unité ainsi que le mélange des produits sont indiqués sur le schéma de procédé (voir fig 3).

Le circuit de préchauffe du brut se compose de deux parties.

- le circuit du brut depuis la pompe d'alimentation de l'unité jusqu'au ballon de flash (D 102).

- le circuit du brut flashé depuis le ballon (D 102) jusqu'au four (F 101).

* Circuit du brut :

Le brut amené aux limites de l'unité est refoulé par la pompe (P 101) , du type vertical à six étages, à travers les échangeurs de préchauffe (E 101) en deux passes parallèles (E 101 C.B.A) et (E 101 F.E.D) dans lesquels le brut récupère les calories du reflux-circulant de tête.

On note que le brut d'Hassi Messaoud est sale, il contient généralement , et en quantité plus ou moins importantes, des impuretés (minérales ou organiques) qui n'ont pu être éliminées du brut au cours de la décantation normale dans les bacs de stockage.

Pour les éliminer, on fait appel à un "désalage" ; pour cela, on injecte dans le brut , par l'intermédiaire d'une pompe à piston, un produit tensio-actif dit Unidem* , à raison de 5 PPM.

A la sortie des E 101, les deux circuits se réunissent pour entrer dans le désaleur (D110)(voir fig 4)

Avant d'entrée au désaleur, le brut, contenant une quantité d'unidem, se mélange , dans une vanne mélangeuse, avec le l'eau traitée et chauffée pour atteindre la température du désaleur (T ≈ 108-110°C).

L'objectif du désalage est de réduire au minimum la salinité du brut jusqu'à la rendre tolérable pour les équipements de la raffinerie.

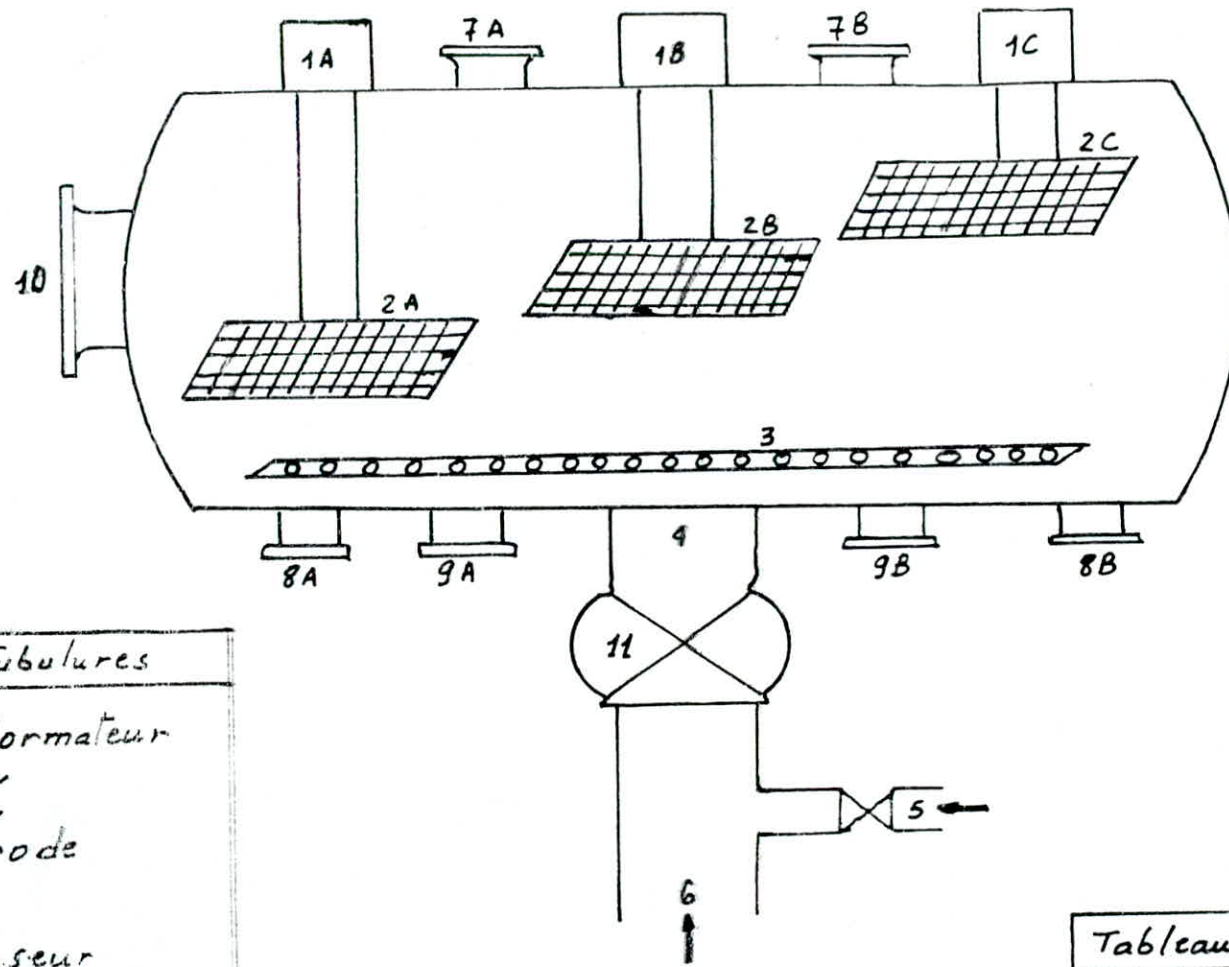


Tableau des Tubulures	
1A	Transformateur
1B	"
1C	"
2A	Electrode
2B	"
2C	"
3	Diffuseur
4	Entrée du Produit
5	Entrée d'eau traitée
6	" brut + Unidem
7A	Sortie Produit
7B	"

Fig N° 4
Dessaleur D110

Tableau des Tubulures	
8A	Sortie d'eau
8B	" " "
9A	Purge
9B	" " "
10	trous d'homme
11	Vanne mélangeuse

Le brut, après séparation, contient encore de l'eau sous forme de gouttelettes si dispersés qu'il est impossible, sinon coûteux, de l'éliminer par gravité. Les sels (NaCl , MgCl_2 , CaCl_2 , ...) provoquent soit le bouchage, l'encrassement, soit la corrosion des équipements (D'où augmentation des pertes de charge et diminution du coefficient de transfert de chaleur).

Le dessalage électrostatique passe par 3 étapes :

- Dissolution
- Coalescence
- Décantation

A la sortie du dessaleur, et dans le but de neutraliser l'acidité du brut, on injecte de la soude caustique diluée.

Le brut dessalé et neutralisé entre dans les échangeurs (E 102 C.B.A) qui élèvent la température du brut de 110°C à 160°C par échange avec le reflux circulant intermédiaire de la colonne principale.

Le brut ainsi réchauffé entre dans le ballon de flash (D102) dans lequel la vapeur entraînée par le brut et les hydrocarbures légers se séparent de la fraction principale du brut. Ces hydrocarbures légers quittant le sommet du ballon de flash sont mélangés avec le brut étêté à la sortie du four (F101) avant de rentrer dans la colonne de distillation atmosphérique. Le produit quittant le fond du ballon est appelé "Brut flashé".

* Circuit du Brut Flashé :

Le brut flashé est repris par la pompe (P102) pour être refoulé à travers la série d'échangeurs (E 104 -E107) avant d'entrer au four (F101).

La pompe (P102) qui n'a pas de secours est équipée d'un coupleur* hydraulique et c'est elle, en définitive, qui fixe le débit d'alimentation de l'unité, suivant l'allure demandée par le programme de fabrication.

Les échangeurs sont parcourus par des produits à refroidir et se présentent dans l'ordre suivant :

E103	Kérosène	}	en parallèle
E104	Gas-oil lourd		
E105 (A-B)	Gas-oil léger		
E106	Reflux circulant inférieur		
E107 (A B)	Résidu Atmosphérique		

A la sortie des (E107) , le brut flashé est à (220 225)°C environ ; il passe par un régulateur de pression qui maintient une pression constante dans le circuit des échangeurs en commandant le coupleur hydraulique de la pompe (P102).

Avant de pénétrer dans le four, où il est amené à une température convenable d'environ 360°C pour obtenir le taux de vaporisation exigé à la zone d'expansion de la colonne de distillation atmosphérique , le courant de brut flashé se divise en huit circuits parallèles à l'intérieur desquels le débit est maintenu constant et identique pour chacun par l'intermédiaire de huit contrôleurs de débit.

Cette entrée se fait au niveau de la chambre de convection. Après cinq rangées dans cette zone, les huit circuits sont réunis deux par deux pour former quatre passes. Deux passes dans la chambre de radiation nord et deux dans la chambre sud

Dans chaque chambre, les deux passes se séparent sous le toit du four pour descendre chacune le long d'un des deux murs verticaux et se réunissent à la sortie du four en une seule ligne de transfert qui recevra avant l'entrée dans la tour de distillation (C101) les produits légers venant du ballon D102.

* Colonne de distillation (C101)

Cet appareil dont les détails sont représentés sur la figure N°5, à les caractéristiques suivantes :

- Diamètre : de 1980 mm à 5400 mm
- Longueur entre lignes de tangence : 45000 mm
- Epaisseur des viroles* : de 10 à 17 mm
- Profil des fonds : Elliptiques
- Epaisseur des fonds : 10-12 mm

Cette tour repose sur une jupe⁴, et muni des tubulures, trous d'hommes et accessoires divers (voir fig 6), elle est destinée à contenir des hydrocarbures:

condition normales de fonctionnement:

pression : 1,9 kg / cm²
température : tête : 105 à 250°C
fond: 313 à 360°C

- Caractéristiques géométriques :

forme cylindrique vertical

- Volume interne = 790 m³
- Poids vide (sans plateaux) = 109000 kg.

Elle est équipée de 49 plateaux à clapets (voir fig 7).

L'évacuation des vapeurs en cas de surpression accidentelle étant assurée par sept soupapes de sûreté tarées à 2,86 bars et dégageant à l'atmosphère.

Le brut, après avoir été partiellement vaporisée dans le four (F101), entre, à une température environnant 355°C, dans la zone d'expansion, appelée aussi "zone de détente ou de flash" (voir fig 8) sous le plateau N°7

Cette entrée se fait tangentielle (effet de cyclone) pour que la séparation mécanique entre vapeur et liquide soit la meilleure possible.

La partie liquide qui correspond aux produits plus lourds que le gas-oil et qui n'était pas vaporisée à la température de sortie du four tombe dans le fond et est appelée "Résidu".

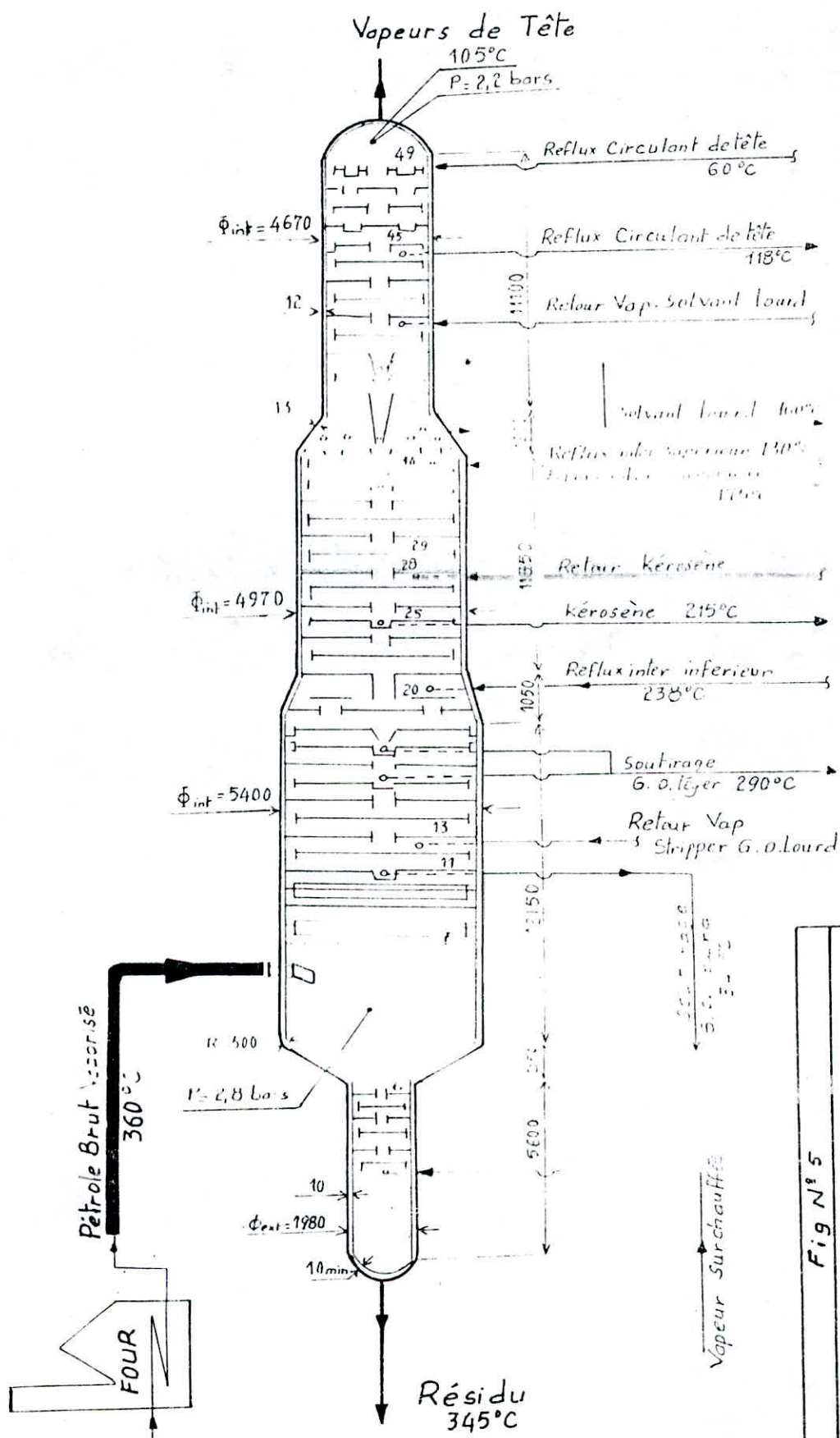


Fig N° 5
 COLONNE DE DISTILLATION
 Caractéristiques Générales

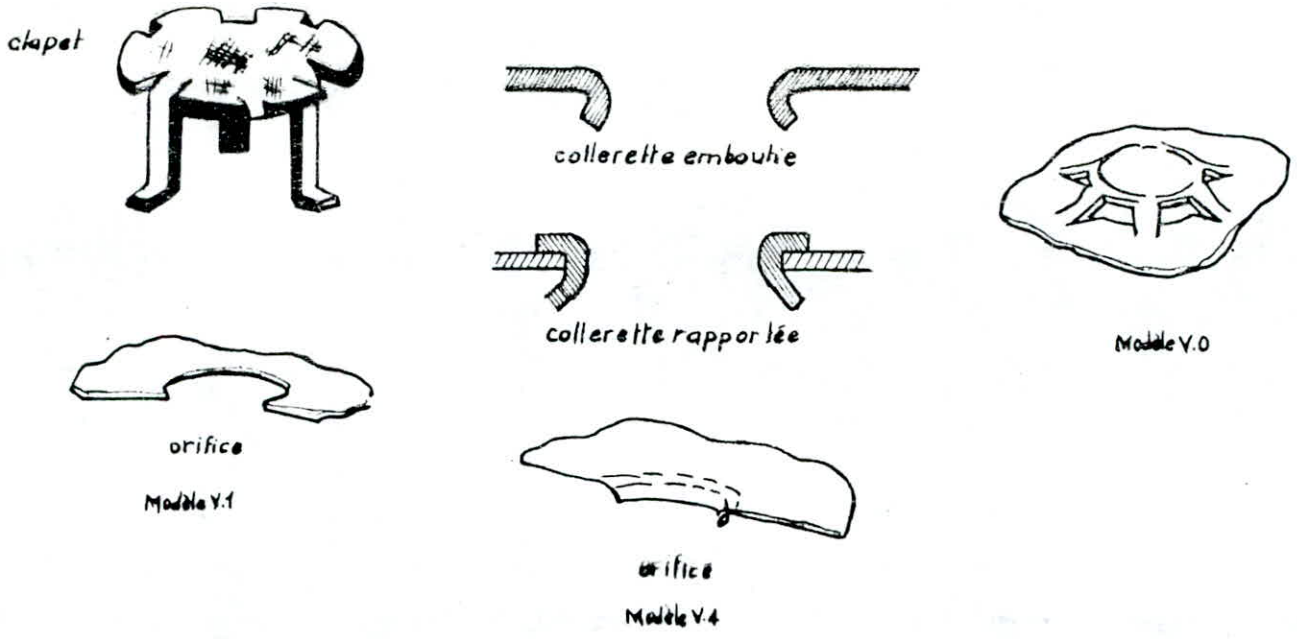


Fig 7

Plateau à Clapets

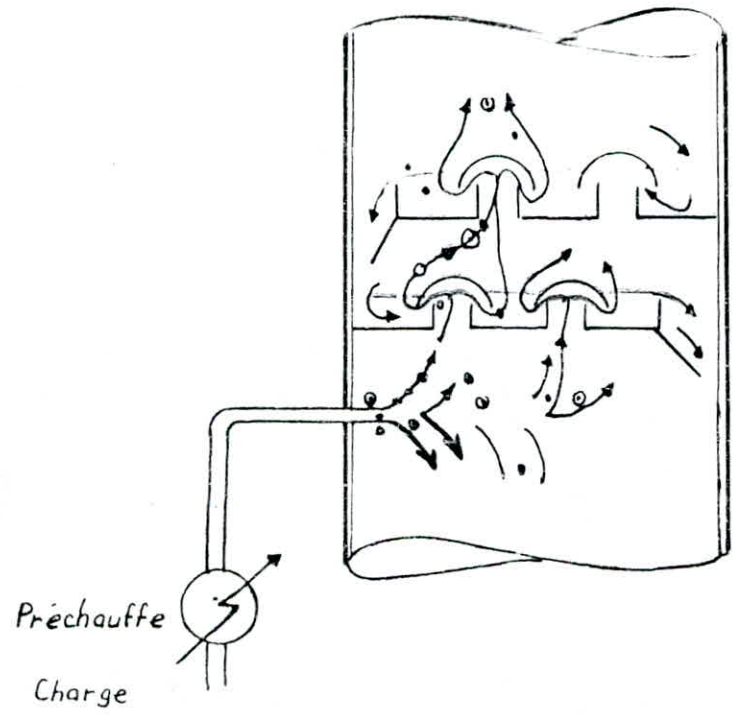


Fig 8
Entrée de la charge
dans la colonne

⊙ Molécules de C₃
• " " " de C₄

La partie vaporisée, gas-oil est plus légers, s'élève dans la colonne et est condensée aux différents plateaux de soutirage suivant la température d'ébullition.

Les coupes ainsi soutirées sont :

- Gas-oil lourd (Distillat)
- Gas-oil léger
- Kérosène
- Solvant lourd.

Ce qui ne se condense pas dans la tour et qui sort en tête de colonne sous forme de vapeurs, constitue l'essence totale, plus les gaz butane + propane et les plus légers incondensables, ainsi que la vapeur d'eau de stripping injectée en fond de colonne.

Circuit Résidu (voir fig 9)

La partie de la colonne située au dessous de l'entrée brut est appelée zone de stripping. Elle a pour but de laisser se dégager du résidu les fractions plus légères qui y sont restées incluses. Pour cela, on laisse le résidu s'écouler sur six plateaux et on injecte en fond de colonne de la vapeur d'eau surchauffée à 345°C, qui joue le rôle de fluide d'entraînement.

Le résidu strippé à une température de 345°C, s'accumule au fond de la colonne où le niveau liquide est maintenu constant par un régulateur commandant la vanne automatique.

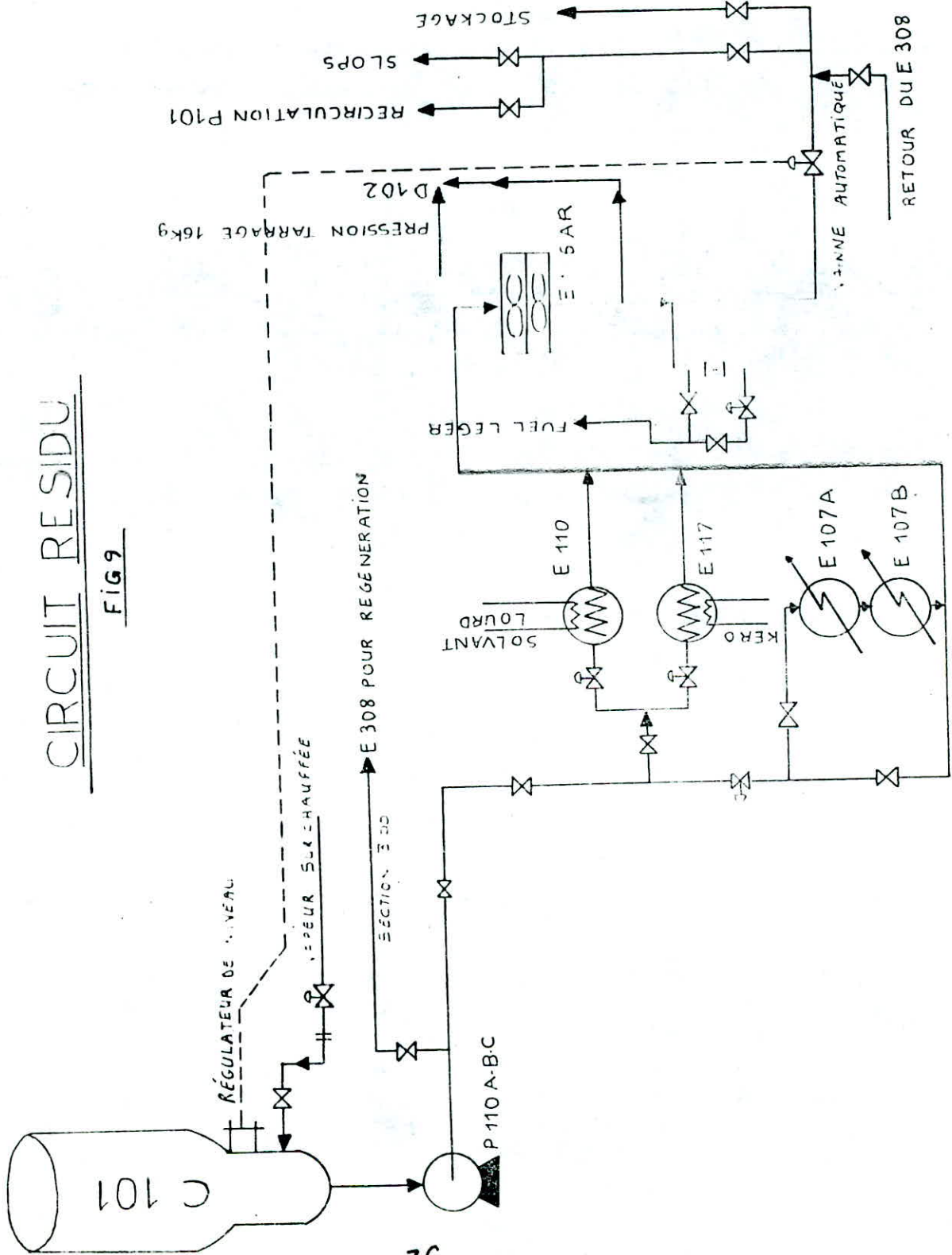
La pompe (P110) refoule le résidu à travers une série d'échangeurs où les calories disponibles sont utilisées au rebouillage et préchauffe de produits plus froids.

- E110 - rebouilleur du stripper à solvant lourd
- E117 - " " " " Kérosène
- E107 A & B - préchauffe du brut
- E 302 (section 300) - rebouilleur du dééthamiseur.

A la sortie du E302, le résidu n'est plus qu'à 155°C, il passe alors dans l'aéroréfrigérant E116 Ar, d'où il sort à 90°C, puis il coule au stockage, soit avec une addition de gas oil lourd pour constituer le fuel oil lourd, soit par une autre tuyauterie, en mélange avec le gas oil léger pour constituer le fuel oil léger.

CIRCUIT RESIDU

Fig 9



Circuit Gas-oil lourd (voir fig 10)

C'est le premier soutirage situé au-dessus de la zone d'expansion, au plateau N°11, le liquide s'écoule par gravité du plateau collecteur vers le stripper C 103 C.

Cet appareil possède cinq plateaux à clapets ; le stripping est réalisé par injection de vapeur surchauffée sous le plateau inférieur N°1.

Les vapeurs sortent de la tête du stripper et retournent dans la tour C 101 au dessus du plateau N°12.

Le gas oil lourd strippé s'accumule au fond du stripper, d'où il est repris par la pompe (P112). Une partie peut être alors envoyée sur le plateau N°10 de la tour C101 pour jouer le rôle d'huile de lavage vis à vis des vapeurs ascendantes, faire retomber les particules de résidu entraînées mécaniquement et améliorer ainsi la couleur du gas-oil soutiré.

L'autre partie du gas-oil, dont le débit est contrôlé, est refroidie dans l'échangeur E 104 par échange avec le brut et envoyé dans le sécheur sous vide C 103 B ; dans cet appareil, l'eau dissoute après stripping à la vapeur, est évaporée sous vide.

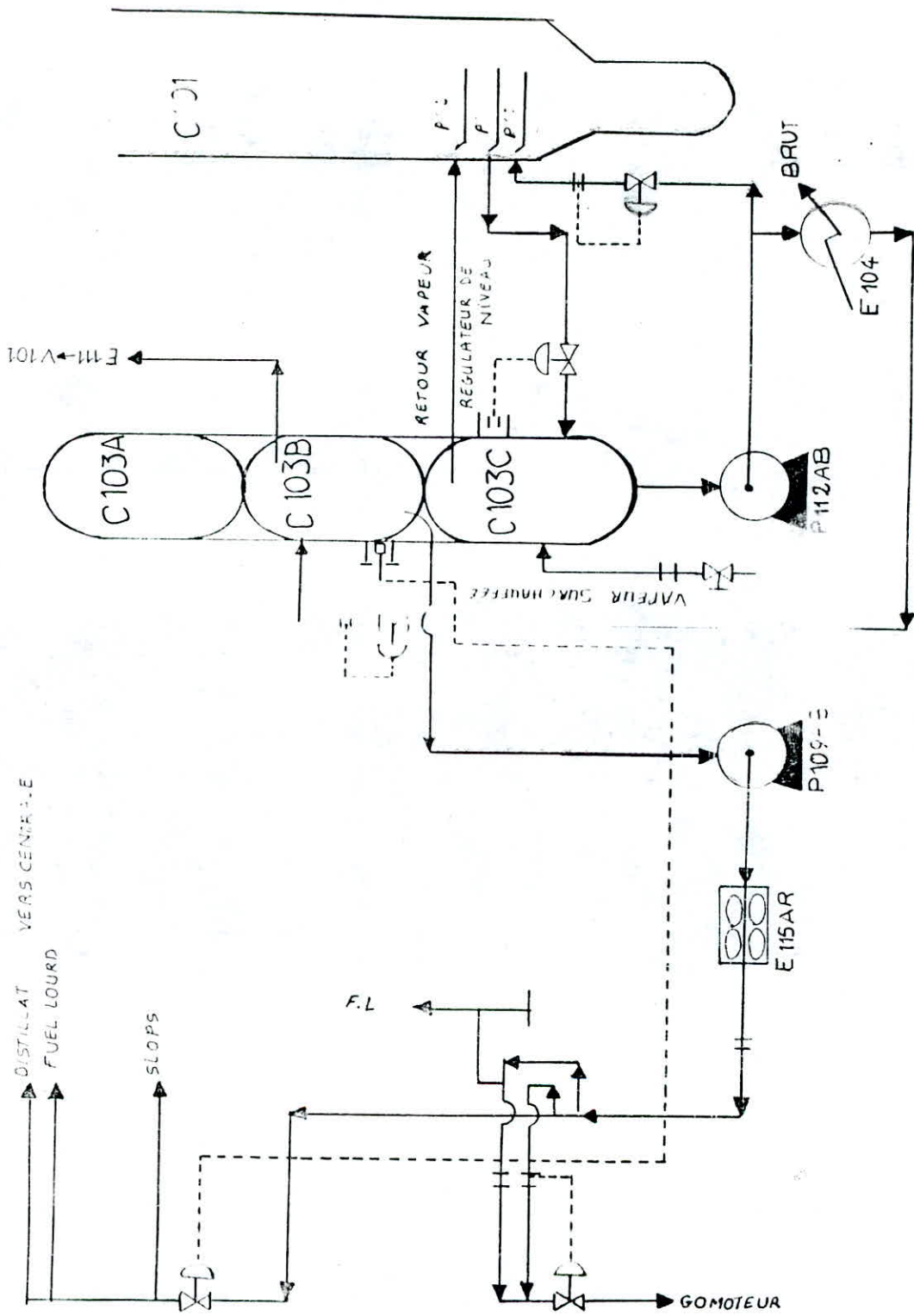
Ce sécheur comprend deux plateaux perforés et son sommet est relié au ballon D105 maintenu sous vide par un groupe de quatre éjecteurs.

Le Gas-oil lourd séché, qui se rassemble au fond du sécheur C103B, est repris par la pompe P109, le niveau dans le sécheur étant maintenu constant par un régulateur agissant sur une vanne située dans l'aéroréfrigérant E 115 Ar.

A la sortie de cet aéroréfrigérant, le gas-oil lourd, dont la température est de 50°C, passe dans un enregistreur de débit avant de sortir de l'unité.

- soit par l'intermédiaire d'un régulateur, pour constituer le gas-oil moteur, en mélange avec le gas-oil léger et le kérosène.

- soit comme correctif du résidu atmosphérique pour la constitution du fuel-oil lourd.



CIRCUIT GAS OIL LOURD

FIG 10

Circuit Gas-oil léger (voir fig 11)

Ce gas-oil est soutiré des plateaux 17 ou 19 et s'écoule par gravité vers le stripper C102.C, qui est analogue au C103C.

Les vapeurs qui sortent de la tête du stripper retournent dans la tour C101 au dessus du plateau N°20.

Le gas-oil léger strippé est refroidi dans les échangeurs E105 A et B par échange de calories avec le brut flashé. Son débit est contrôlé avant l'entrée dans le sècheur pour vide C102 B identique au C103 B.

Les vapeurs de tête du sècheur sont envoyées, comme celles du C 103 B . Vers le ballon D105 en étant refroidies au passage dans le réfrigérant E 111

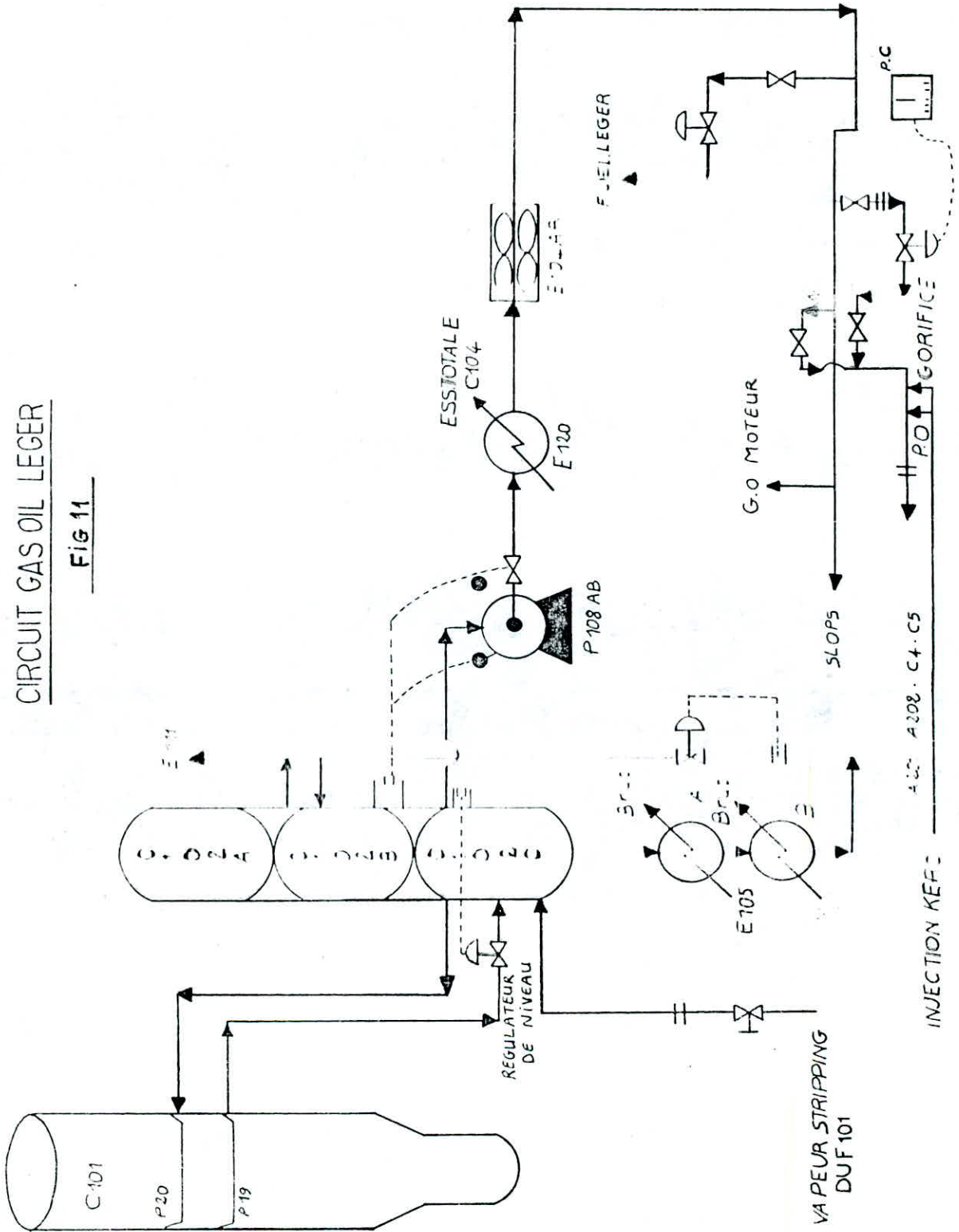
Le gas-oil séché est repris par la pompe P108 équipée d'un coupleur hydraulique faisant varier la vitesse, donc le débit de la pompe est commandé par un régulateur de niveau.

Le gas-oil léger passe dans l'échangeur E120, en totalité ou en partie, de façon à amener à température convenable l'essence totale alimentant la tour de débutanisation C104. Il en sort à 140°C, traverse l'aéroréfrigérant E114 Ar, et sa température voisine alors 50°C. Son débit est enregistré avant d'être réglé en limite batterie par un appareil fixant le point de réglage du débitmètre kérosène de façon à constituer en ligne le gas-oil moteur coulant directement au stockage.

Une partie du gas oil léger peut être détournée par un régulateur de débit pour constituer le fuel oil léger, en mélange avec le résidu atmosphérique.

CIRCUIT GAS OIL LEGER

Fig 11



Circuit Kérosène (voir fig 12)

Le kérosène est sutiré de la tour aux plateaux N°25 ou 27 . Il est ensuite strippé dans le stripper C102 A équipé de 8 plateaux et le strippage est réalisé, non pas par l'injection de vapeur d'eau, mais à l'aide d'un rebouilleur E117 où circule le résidu à 340°C, cette température étant suffisante pour vaporiser les tête de kérosène.

Le liquide arrivant sur le plateau N°1, passe dans le rebouilleur, se réchauffe, retourne au stripper sous le plateau N°1 et s'accumule au fond de l'appareil, tandis que les fractions légères vaporisées gagnent le sommet et rentrent dans la tour C101 au dessus du plateau N°28.

Le kerosene strippe est repris par la pompe P107 (ActB) qui le refoule dans l'échangeur E103, où il réchauffe le brut flashé ; une partie , sous controle manuel, peut être alors envoyée à la section 300.

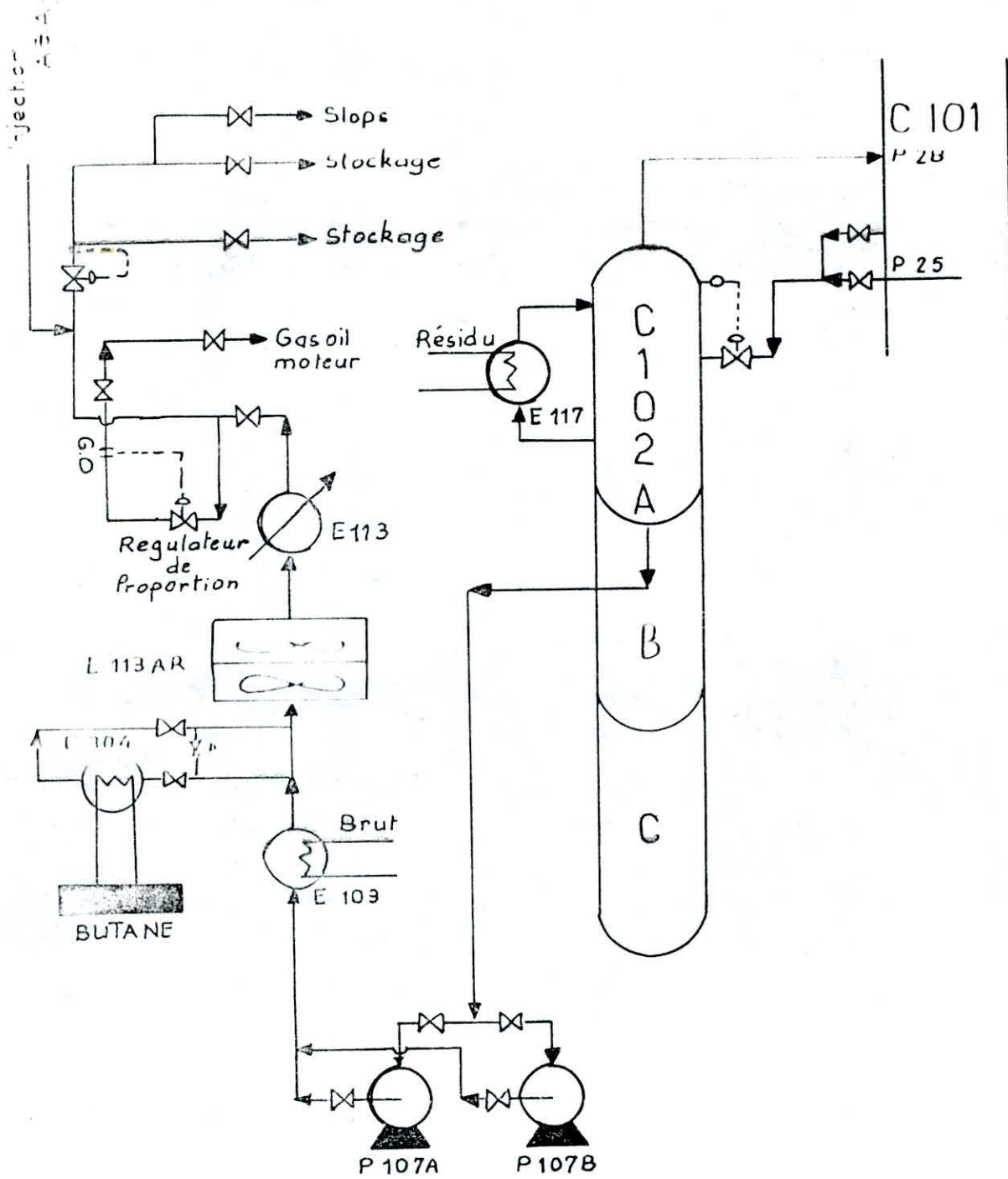
La totalité du kérosène passe ensuite dans l'aéroréfrigérant E113 Ar et le réfrigérant à eau E113, à débit enregistré pour être expédié à 40°C aux réservoirs de stockage, une partie pouvant être prélevée avant la sortie de l'unité, par l'intermédiaire d'un régulateur de proportion pour constituer le gas-oil moteur en mélange avec le gas-oil léger.

Un analyseur enregistre en permanence le point éclair du kérosène à la sortie de l'unité, ainsi, une quantité de produit dit ASA 3 (anti-static-additive) peut être mélangée avec le kérosène dans un réacteur , agité et calibré, dans le but d'augmenter la conductivité électrique du kérosène.

Circuit solvant lourd (voir fig 13)

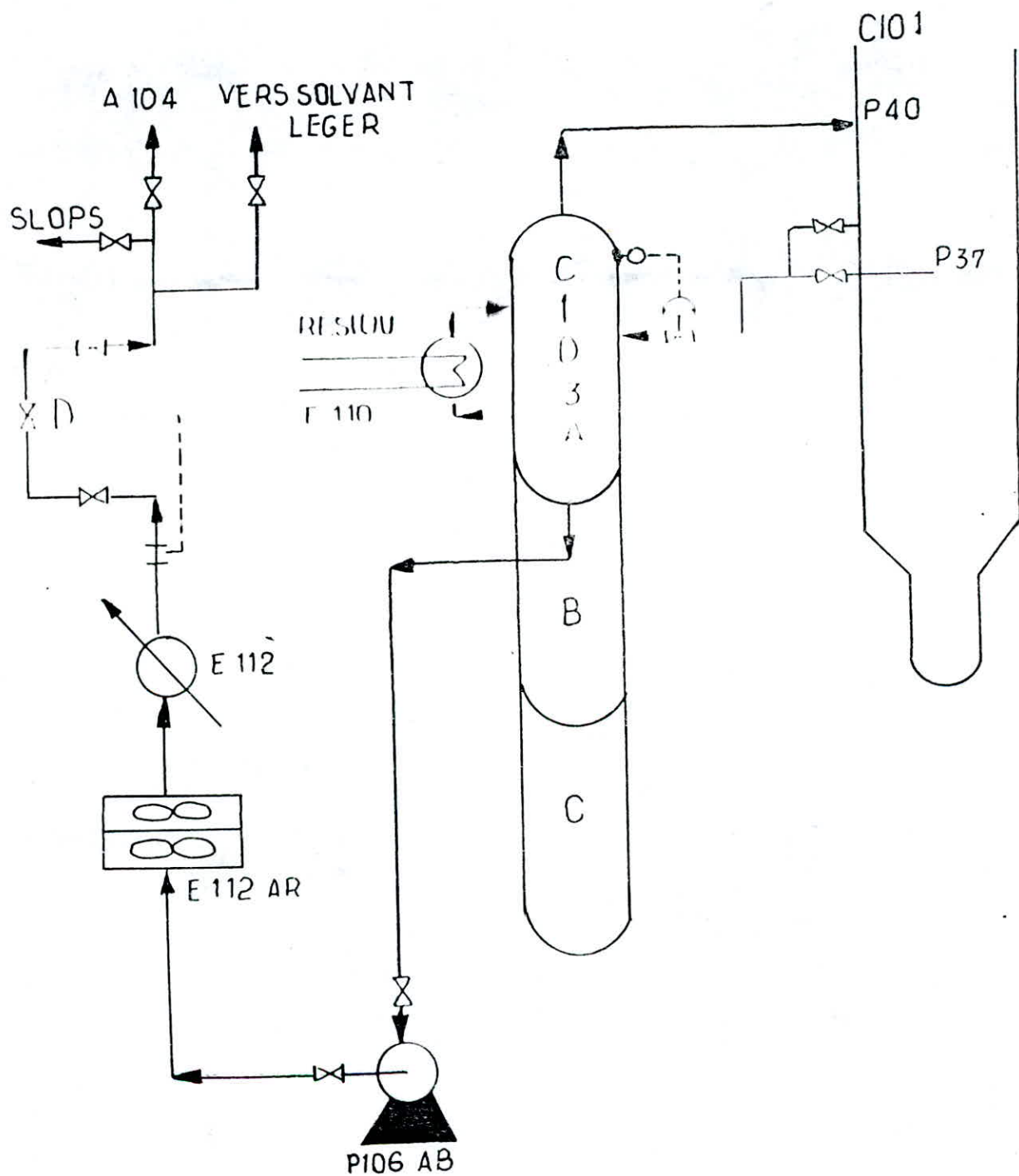
Le solvant lourd soutiré aux plateaux N°37 ou 39 est traité de la même façon que le kérosène. Il est strippé dans le stripper C103 A, appareil identiques au C102 A, ou son arrivée est réglée par le régulateur de niveau. Les vapeurs de tête retournent à la tour C101 au-dessus du plateau N°40, le strippage étant réalisé par l'intermédiaire du rebouilleur E110.

Le solvant lourd strippé est repris par la pompe P106 et refoulé dans l'aéroréfrigérant E112 Ar, le réfrigérant E112 d'où il sort à 40°C avant d'être envoyé au réservoir de stockage intermédiaire A 104 pour alimenter par la suite le platforming (section 200).



CIRCUIT KEROSENE

Fig 12



CIRCUIT SOLVANT LOURD

Circuit Reflux (voir fig 14)

1) Reflux circulant de fond :

Ce reflux est prélevé, sur le soutirage de gas oil léger allant au stripper C 102 C, par la pompe P105 qui renvoie dans deux directions.

- vers les rebouilleurs de la tour de débutanisation C104, E121 A et B.
- vers l'échangeur E106 où le brut flashé est préchauffé par un débit de gas-oil réglé à la sortie du E106.

Ces deux circuits se réunissent pour retourner dans la tour C101 au dessus du plateau N°20.

Le but de ce reflux est de renvoyer dans la tour, juste au dessus du point de prélèvement, un produit plus froid, de façon à condenser plus facilement les gas-oil lourd et léger pour les soutirer de la tour à l'état liquide.

2) Reflux intermédiaire :

Ce reflux est soutiré au plateau N°35, refroidi dans les échangeurs E 102 A B et C de 175°C à 130°C, et repris par la pompe P104. Cette pompe est équipée d'un coupleur hydraulique agissant sur la vitesse de la pompe et commandé par un régulateur de débit du reflux retournant à la tour C101 au dessus du plateau N°36.

3) Reflux circulant de tête :

Soutiré au plateau N° 46, ce reflux se refroidit en traversant, par deux circuits parallèles, les échangeurs E101 D, E et F d'une part et E101 A, B et C d'autre part, où il cède ses calories au brut venant de la pompe P101 A ou B.

Le produit est repris par la pompe P103 A ou B. le reflux traverse ensuite en partie l'aéroréfrigérant E108 Ar, cette appareil étant plus ou moins by-passé par l'action d'une vanne commandant le régulateur de température de tête de tour C 101.

Ce reflux retourne à 60°C sur le plateau de tête N° 49 et permet de régler la température de la tête de tour C 101.

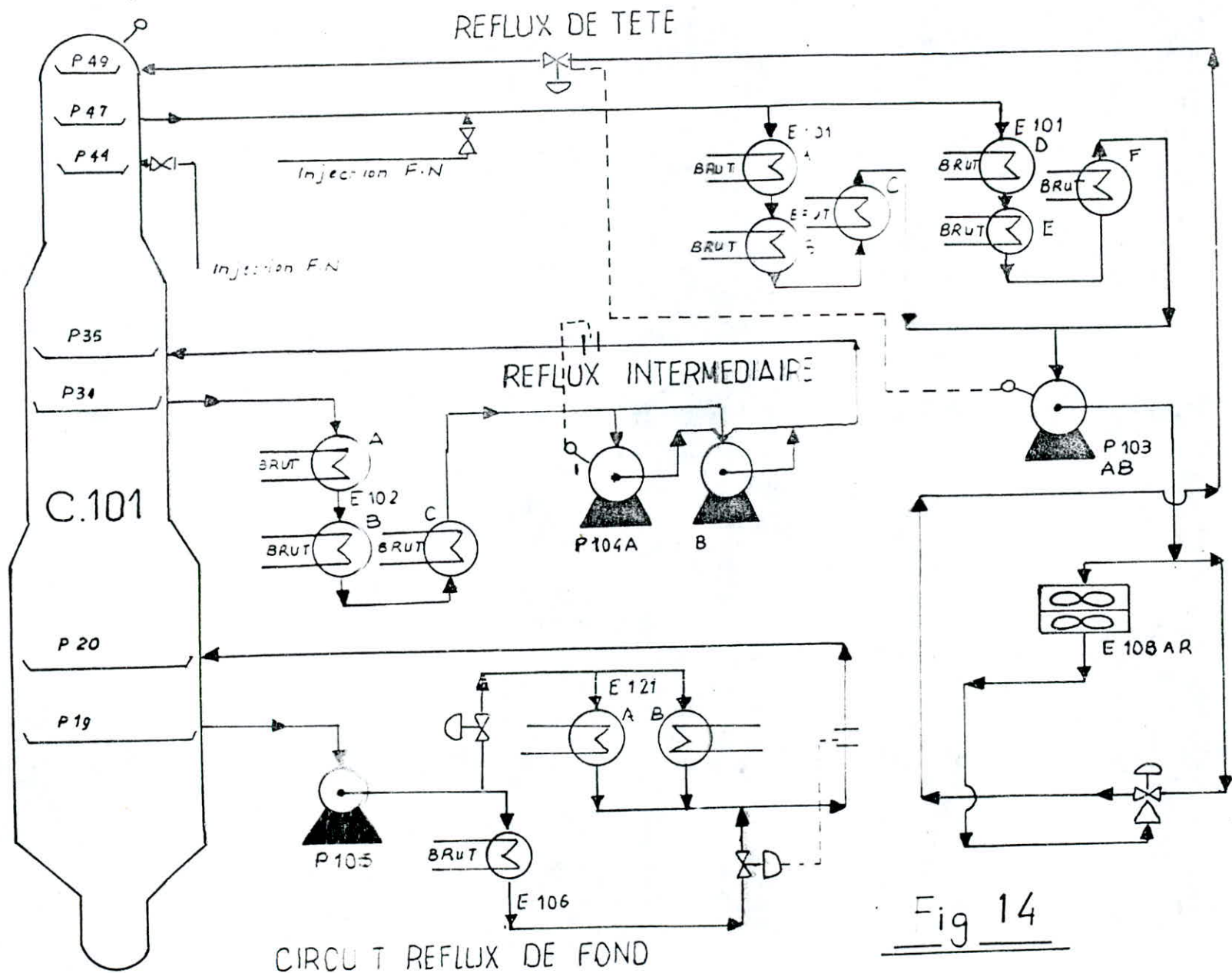


Fig 14

45

Circuit Vapeurs de tête de tour (voir fig 15)

Les vapeurs sortant en tête de la tour C 101 sont un mélange contenant :

- L'essence totale
- Le butane , le propane et les gaz plus légers incondensables
- la vapeur d'eau utilisée pour le strippage .

Elles sortent de la tour sous une pression de 1,2 bars à une température d'environ 105° C

Ces vapeurs quittant le sommet de la tour atmosphérique sont partiellement condensées dans un aéroréfrigérant E 109 Ar suivi de deux réfrigérants à eau E109 avant d'entrer dans l'accumulateur de tête D 101 .

Le produit liquide (sauf méthane et éthane) est alors refoulé par la pompe P111 pour être envoyé au débutaniseur C104 dans lequel le butane et les hydrocarbures plus légers sont séparés , condensés et pompés vers la section 300 , Gas plant et traitement des gaz liquifiés .

Le rebouilleur du débutaniseur est assuré par une partie du reflux circulant inférieur au moyen des rebouilleurs E121A et E121B .

Le fond du débutaniseur sort de la colonne à une température et en quantité suffisantes pour alimenter le rebouilleur E125 de la colonne de redistillation C105 avant d'entrer dans cette dernière colonne pour être fractionner en essence légère débutanisée , produit de tête , et un solvant léger , produit de fond , constituant l'alimentation principale de l'unité de réforming catalytique .

Remarques :

La tour de débutanisation C 104 est équipée de 39 plateaux à clapets , son rôle est de retirer de l'essence total , les gaz butane , propane et plus légers .

L'alimentation peut se faire aux plateaux N° 20 ,24 , ou 25

La C104 mesure 31,3 m de haut , son diamètre varie entre 2 et 3,5 m .

- La tour de redistillation C105 est équipée de 24 plateaux à clapets , elle a pour but de fractionner l'essence totale en essence légère , base du carburant auto , et en solvant léger , qui alimentera le platforming . Elle mesure 16,6 m de haut et 2,3 m de diamètre .

- L'unité (sections 100 , 200 et 300) est commandée à partir d'une salle de contrôle .

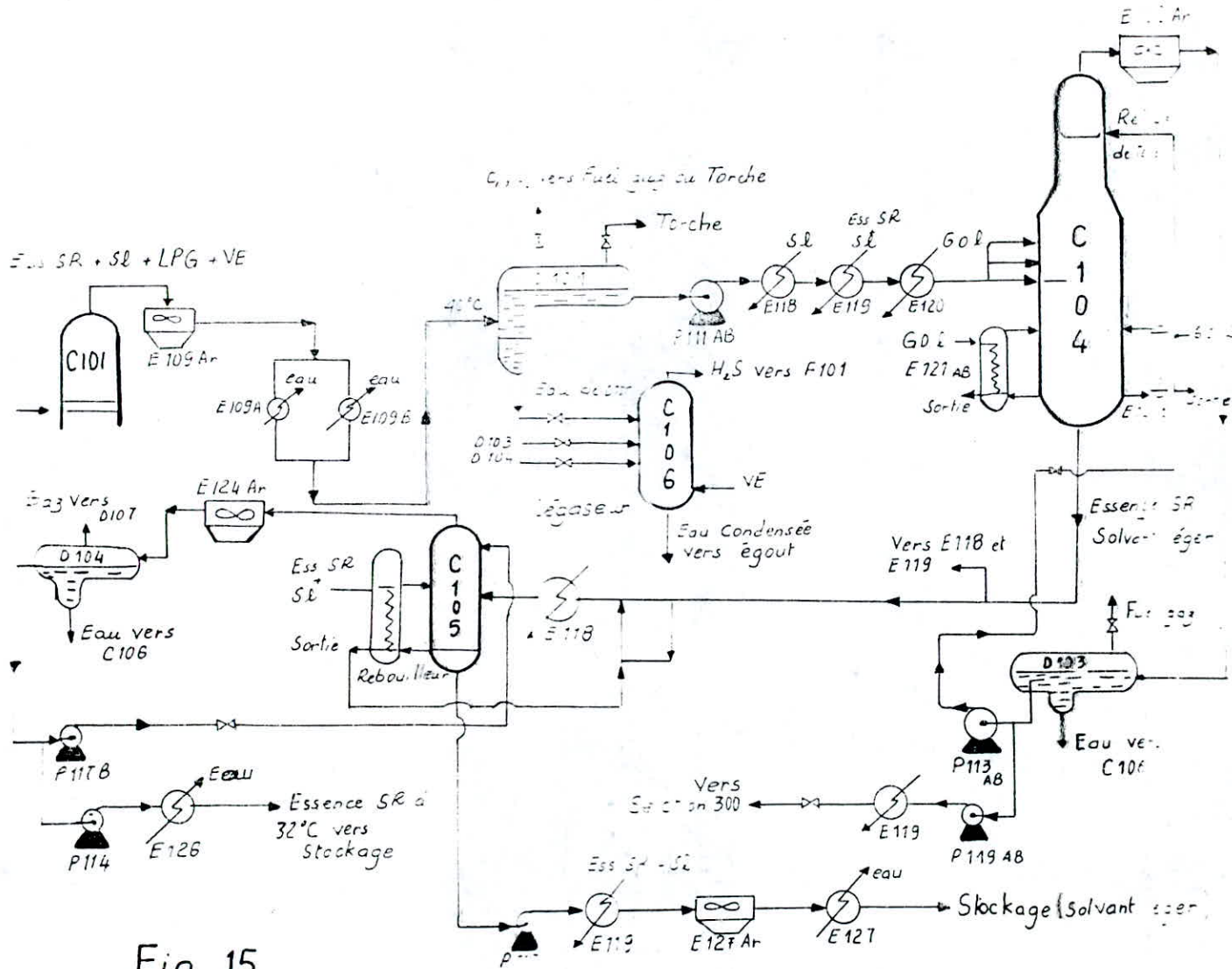


Fig 15

CIRCUIT VAPEURS DE TETE

Protection contre la corrosion

Pour éviter la corrosion par l'hydrogène sulfuré (H_2S) et l'acide chlorhydrique (HCl) qui se forment au cours du chauffage du brut, on injecte :

- De l'ammoniac, à l'état gazeux, avec indication de débit, sous le plateau N° 45 de la tour C101 d'une part, et dans la ligne de vapeurs de tête C101 d'autre part, de façon à neutraliser l' HCl .

Un inhibiteur de corrosion formant un film protecteur sur les parois de métal à protéger.

Or, il s'avère économe en produit, du fait qu'on peut utiliser un produit filmant - neutralisant. Pour cela, on injecte, vers la ligne de vapeurs de tête et vers le reflux circulant de tête à la sortie de C101, un produit dit F-N qui a le caractère de former un film protecteur et de neutraliser l' HCl .

IV - 1 Capacité actuelle de l'installation

La capacité prévue de l'unité est de 2700.000 tonnes par an , soit une allure de 7700 tonnes par jour de marche effective (design cas 1). cependant , pour des impératifs de production , le souci de l'exploitant est d'augmenter la capacité journalière de traitement au topping . Celle-ci peut être réalisée , mais au prix de troubles très sérieux dans la colonne principale . Il a été observé , depuis 1977 , des perturbations au niveau de la colonne C101, les paramètres de fonctionnement étaient alors :

- Pression tête de colonne = 1,5 Kg /cm² EFF
- Température tête de colonne = 108 - 110°C

En effet , toute augmentation du débit de charge (200 à 300 tonnes par jour) entraînait un phénomène d'engorgement , à partir des plateaux solvant lourd , phénomène qui se manifeste physiquement par les caractéristiques ci après :

- Augmentation des températures des produits soutirés.
- Augmentation de la pression en zone d'expansion et en tête de colonne ainsi que la température.
- Augmentation des points finaux Solvant lourd et Essence totale.
- Diminution du débit du résidu.
- Dégradation de la qualité de fractionnement si le débit de charge devient supérieur à 90 %.

Le remède à la situation précédente consiste bien sûr à réduire le débit de vapeur montant dans la colonne en diminuant :

- soit la chauffe (température de transfert)
- soit le débit de charge

Des tests ont montrés que plus de brut devient léger, plus les risques d'engorgement augmentent.

D'autres essais, pour avoir le taux de charge maximum (voir TABLEAU IV -1), ont permis de fixer la pression tête de colonne, sur le plan pratique, à 1,86 Kg/cm², quelque soit la densité du brut, et il est procédé à des modifications de charge si le brut devient léger.

La température est fixée à :

340°C	fond de colonne
110°C	tête de colonne
355°C	zone de flash

La capacité réelle de l'unité, pour 347 jours d'opération, et si nous considérons un taux de charge annuel moyen de 108 % , est donc :

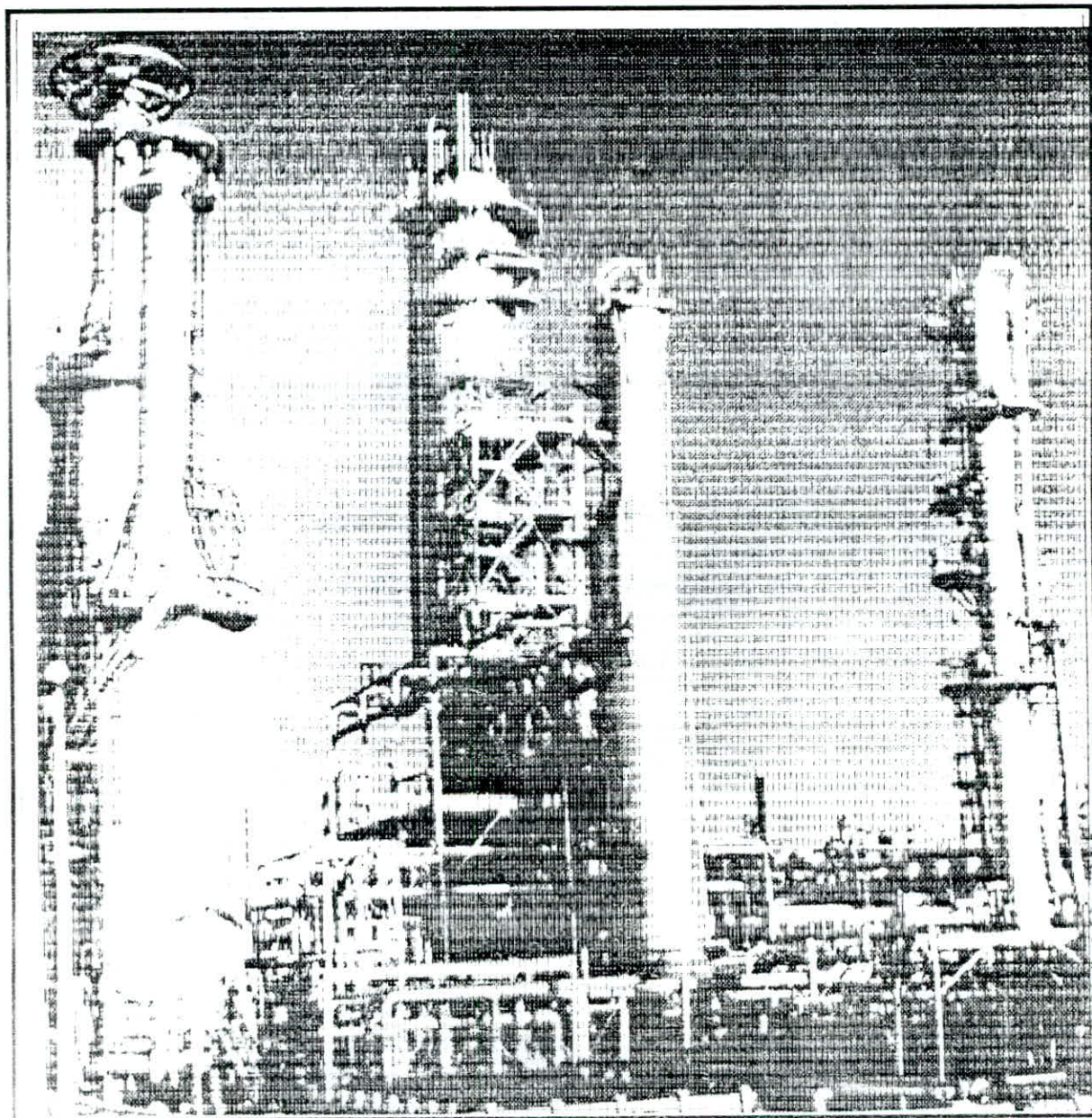
$$= \frac{347 * 8600 * 1,08}{365} = 3223000 \text{ Tonnes /an}$$

TABLEAU IV -1
Taux de charge Maximum admissible

densité Pression	0,791 < d ≤ 0,795	0,795 < d ≤ 0,798	0,798 < d ≤ 0,802
	1,500	90 %	95 %
1,700	95 %	100 %	105 %
1,800	100 % / 102 %	105 %	110 % / 112 %

Chapitre IV

Partie Calcul



Topping atmosphérique

Produits	Limites d'ébullition	% Poids	T/h	% Vol	m ³ /h	d ₄ ¹⁵
Gas	27%	3.88	14.279	5.300	24.705	0.578
Essence SR	27% - 90%	11.17	41.109	13.40	61.828	0.6649
Solvant léger	90% - 120%	8.92	32.828	9.85	45.356	0.7238
Solvant lourd	120% - 180%	15.49	57.008	16.14	74.765	0.7625
Kerosene	180% - 210%	10.97	40.373	11.00	50.644	0.7910
G.O. léger	210% - 300%	17.69	65.105	16.80	77.784	0.837
G.O. Lourd	300% - 380%	12.08	44.458	11.20	51.877	0.857
Résidu	380+ %	18.80	72.870	17.23	79.293	0.919
Total		100	368.034	100	460.1	0.7999

Tableau IV - 2

Bilan Matière à partir de la T.B.P.

Produits	% Vol	m ³ /h	% Poids	T/h	d ₄ ¹⁵	M _i
Condensats	01.0	4.601	0.80	2.99	0.5780	
Essence léger	19.0	87.42	15.80	58.13	0.6649	82
Solvant léger	09.0	41.41	08.14	29.97	0.7238	102
Solvant Lourd	15.0	69.015	14.30	52.62	0.7625	125
Kerosène	06.0	27.606	05.98	22.01	0.7972	160
Gas-oil Moteur	28.0	138.83	29.05	106.98	0.8380	230
Fuel-oil	22.0	101.22	25.15	92.56	0.9144	
Brut	100.0	460.1	100.0	368.08	0.8000	146

Tableau IV - 3

Bilan Matière réel de l'unité

IV - 2 STRIPPING

La revaporisation des fractions pétrolières par l'emploi de la chaleur peut provoquer l'altération des produits lorsque l'on se trouve au delà de certaines limites de températures. Ainsi, il s'avère économe en énergie d'injecter de la vapeur d'eau même au sein du liquide chaud ; C'est ce qu'on appelle "STRIPPING".

On effectue l'émission au fond de la colonne, de la vapeur d'eau à basse pression, dans le but d'améliorer les caractéristiques du résidu de fond (surtout le point d'éclair) et de faciliter la séparation grâce à l'abaissement de la pression partielle des hydrocarbures, sans augmenter la température ; ainsi, pour revaporiser les fractions légères contenues dans le brut réduit. Le résultat eût été le même si l'on avait fait le vide. Or, la mise en place des techniques de vide étant onéreuse, il est donc, plus facile d'injecter de la vapeur d'eau.

Remarque :

Le stripping est en fait une opération secondaire de correction permettant d'ajuster le point d'éclair de la fraction pétrolière.

Determination de la quantité de vapeur d'eau de STRIPPING :

soit n le nombre de molécules revaporisées :

$$n = \frac{G(\text{kg/h})}{M_{\text{vf}}} = \frac{11990}{240} = 49,96 \text{ K moles/h}$$

En se basant sur les lois de thermodynamique chimique

Loi de DALTON : $P_p = y * P_t$

avec : P_p = pression partielle des hydrocarbures (atm).

P_t = pression totale (atm)

y = fraction de moles revaporisée

$$Y = \frac{n}{N} \quad \begin{array}{l} N = \text{nombre de moles total} \\ N = n + n_0 \end{array}$$

n_0 étant le nombre de molécules d'eau injectées

$$\text{donc } y = \frac{n}{n + n_0}$$

$$P_p = P_t \frac{n}{n + n_0} \quad \rightarrow \quad n_0 = \frac{(P_t - P_p) n}{P_p}$$

La répartition des plateaux dans la colonne est la suivante :

Zone de rectification : 43 plateaux
 Zone d'épuisement : 6 "

La pression au fond de colonne est alors :

$$P_f = P_{ze} - (N * \Delta P) / 760 \quad [\text{atm}]$$

ΔP = chute de pression (atm), pour les colonnes de fractionnement, ΔP varie entre (2 - 8) mm Hg

On prend $\Delta P = 5$ mm Hg

P_{ze} = pression dans la zone de flash

pratiquement, cette pression varie entre 1,5 - 2,5 atm, dans notre cas, $P_{ze} = 2,1$ atm

A.N :

$$P_f = 2,1 - 6 * 5 / 760 \quad P_f = 2,06 \text{ atm}$$

La pression partielle des hydrocarbures à $T = 345^\circ\text{C}$

est $P_p = 0,18$ atm

donc $n_0 = 533,4$ K moles / h

En pratique le débit de vapeur d'eau varie entre 1,2 - 4 % massique sur brut flashé (Baguirov).

Il est nécessaire de noter que l'augmentation de la quantité de vapeur d'eau (supérieur à 4 %) n'influe pas substantiellement sur l'augmentation de la vitesse des vapeurs dans la colonne atmosphérique.

Dans notre cas, cette quantité est de 3 %

$$\text{c.a.d } N_{(H_2O)} = \frac{0,03 * 368,08 * 10^3}{18} = 613,4 \text{ K moles / h}$$

On remarque que l'erreur entre la valeur calculée et la valeur réelle est de $\approx 10\%$, ceci est dû aux erreurs de calcul et de lecture de la pression partielle.

IV - 3 Tracé des Courbes

1) Courbe T.B.P :

La courbe T.B.P. , caractérisant généralement un pétrole brut, est tracé selon les données du Tableau III -3, en fonction du rendement des fractions étroites (Fig 16)

2) Courbe A.S.T.M

D 'une manière générale, la distillation A.S.T.M. comporte les renseignements suivantes :

- % des Pertes
- % du Résidu

Ces renseignements complètent le bilan matière de l 'unité.

Toutes les fractions pétrolières sont caractérisées par leur courbes de distillation A.S.T.M.

Les données du Tableau IV-4, recueillies au niveau du laboratoire de la raffinerie d 'Alger le 17 - 03 - 91, permet de tracer les courbes A.S.T.M. des divers fractions (voir fig 17).

La courbe A.S.T.M est généralement donnée à une pression atmosphérique. En cas où nous opérons à d 'autre pression, le sous programme "Conv Temp" permet de convertir les températures données à des températures à pression atmosphérique.

3) Courbe de Flash (FC) :

La courbe de flash présente beaucoup d 'intérêt pour les procédés de vaporisation en continu, elle permet de connaître le % vaporisé en fonction de la température.

La détermination de la courbe de flash est très difficile, elle exige un appareil compliqué et onéreux, et un temps d 'opération assez long (9). Pour avoir cette courbe, on a donc, recours à des corrélations empiriques.

Ces corrélations ont pour but d 'estimer la courbe de flash à partir des courbes T.B.P. ou A.S.T.M. des fractions pétrolières ou des pétroles bruts.

Ces trois courbes sont liées ; toute anomalie sur une courbe se fait ressentir sur les autres . C 'est à partir de cette liaison que plusieurs corrélations ont été mises au point pour déterminer une courbe à partir des deux autres.

Nous avons opté pour la méthode de "Van WINKLE" dans le but est de déterminer la courbe de flash à partir de la courbe A.S.T.M.

La méthode consiste à :

Déterminer les points de la FC à partir des points A.S.T.M à pression atmosphérique en utilisant la courbe de Van WINKLE (17 page 146).

- Corriger les points suivants :
 - . 0 % , en utilisant la pente 0 - 30 % Slope.
 - . 10 % - 30 % - 50 % - 70 % - 90 % , en utilisant la pente 10 - 70 %
 - . 100 % , en utilisant la pente 70 - 90 % Slope.

La lecture se fait sur courbe de correction des températures (voir fig 18).
Le sous programme "FCASTM" permet de faire cette conversion.

Pour la conversion A.S.T.M - T.B.P , Nous avons opté pour la méthode de WATKINS utilisant la technique d'EDMISTER . Cette méthode consiste à :

- Déterminer le point 50 % T.B.P à partir du point 50 % A.S.T.M (fig 19).
- Déterminer les points 0 % et 100 % T.B.P connaissant les points 0 % et 100% A.S.T.M (fig 19).
- Déterminer les différences A.S.T.M et les différences T.B.P
Déterminer les autres points T.B.P (10 % 30 % - 70 % - 90 %)

Pour cela, nous avons prévu un sous - programme "ASTMTBP" permettant d'effectuer la conversion A.S.T.M - T.B.P

Les résultats des deux sous - programme sont assignés dans le tableau IV - 5 .

Le tracé des courbes de flash pour le pétrole brut et pour les fractions pétrolières est représenté sur Fig 16 et Fig 17 respectivement .

F.C sous divers Pression

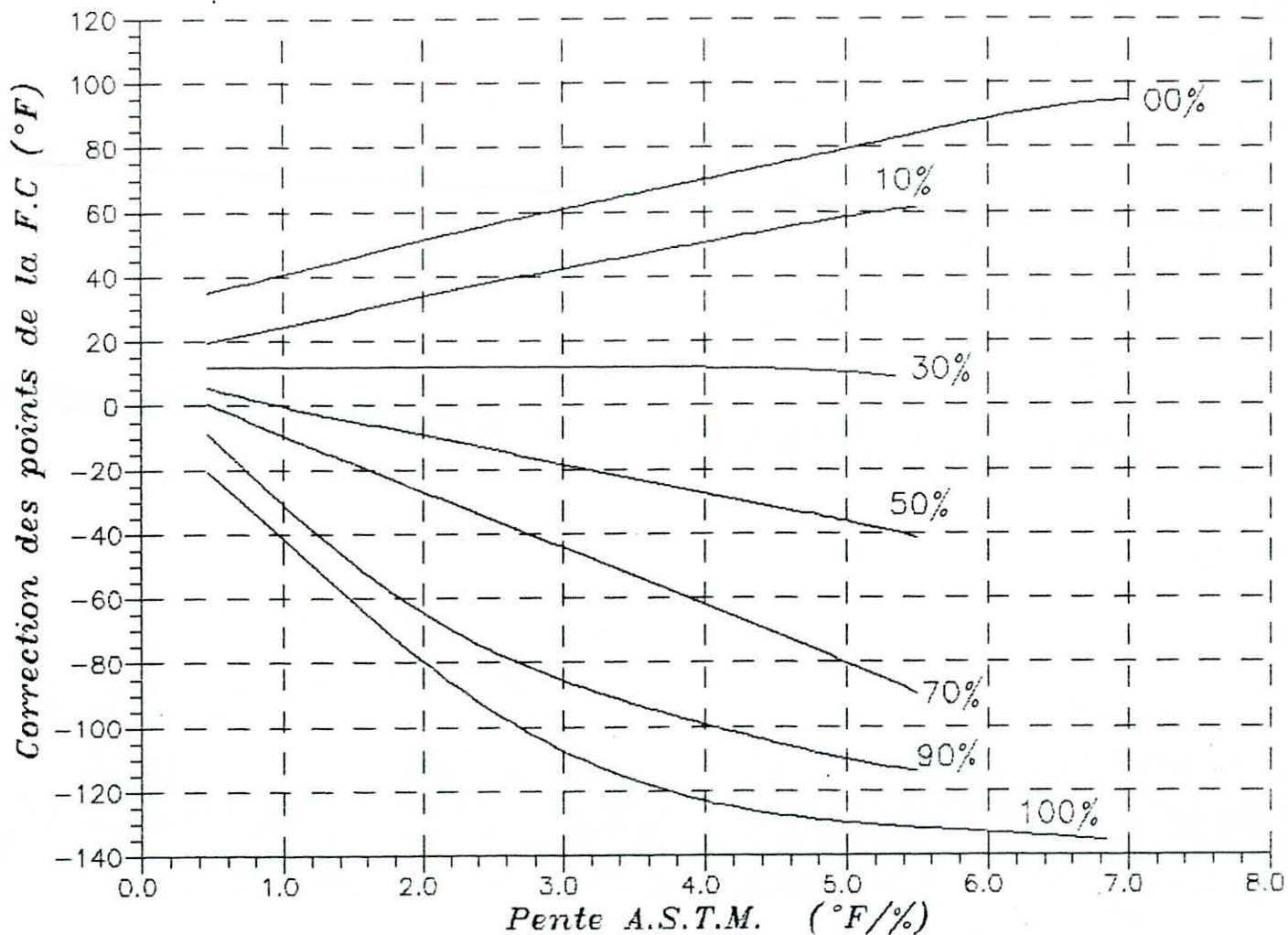
Les courbes de distillation T.B.P et A.S.T.M sont généralement déterminées à pression atmosphérique . Or , pratiquement , on opère loin de la pression atmosphérique ; il est donc nécessaire de connaître ces courbes sous d'autres pressions .

Dans ce but , plusieurs corrélations ont été mises au point .

La soubroutine que nous avons établi permet de convertir les températures données à une telle pression à des températures à pression atmosphérique , ce qui nous permet par la suite , de tracer la F.C à la pression voulue .

	Essence légère	Solvant léger	Solvant Lourd	Kerosène	G. O. léger	G. O. Moteur	
Densité 15°C	.659	.721	.760	.794	.827	.837	
Aspect	L	L	L	L	L	L	
Couleur				+ 30	< 0.5	< 0.5	
Abel °C				43.5			
Luçhaire °C					70	88	
Distillation (°C)	PI	32	80	121	147	173	195
	5%	35	83	125	164	\	\
	10%	38	86	129	176	212	236
	30%	48	97	137	192	242	268
	50%	63	102	145	199	269	287
	70%	76	107	152	208	303	313
	90%	88	113	165	222	347	356
	95%	96	119	169	227	\	\
	PF	104	123	172	234	369	374
	Acidité				0.0093		
Pour Point °C					- 10		
Cu				170			

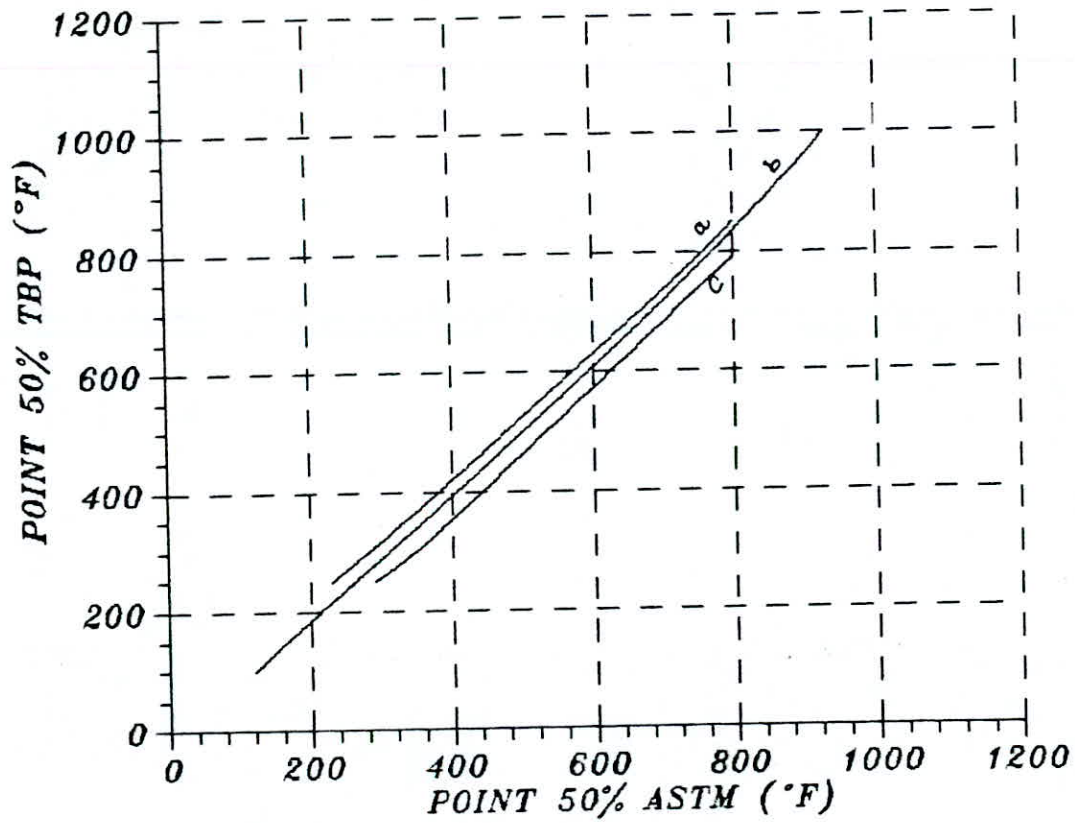
Tableau IV-4



Correction des températures de la courbe de flash.
(méthode de Van Winkle)

00 % : Utiliser la pente 00-30 %
10, 30, 50, 70 et 90 % : Utiliser la pente 10-70 %
100 % : Utiliser la pente 70-90 %

figure 18



a : point initial IBP.
b : point 50 /
c : point final FBP.

figure 19
D'après les abacques de WATKINS

		°C	0%	10%	30%	50%	70%	90%	100%
Pétrole brut	A.S.T.M	41	72	135	204	291	372	\	
	T.B.P		60	126	240	308	390	\	
	F.C	74	100	146	194	249	310	\	
Essence légère	A.S.T.M	32	38	48	63	76	88	104	
	T.B.P	01	16	35	90	79	96	114	
	F.C	36	37	43	51	57	62	67	
Solvant léger	A.S.T.M	80	86	97	102	107	113	123	
	T.B.P	53	67	89	98	107	116	128	
	F.C	86	88	94	95	97	99	101	
Solvant lourd	A.S.T.M	121	129	137	145	152	165	172	
	T.B.P	94	111	128	142	154	172	181	
	F.C	129	132	136	139	142	147	147	
Kérosène	A.S.T.M	147	176	192	199	208	222	234	
	T.B.P	111	157	186	199	213	232	246	
	F.C	172	185	194	196	200	206	209	
G.O. léger	A.S.T.M	173	212	242	269	303	347	369	
	T.B.P	132	190	235	273	315	364	388	
	F.C	216	235	254	269	288	314	321	

Tableau IV - 5

A.S.T.M - T.B.P et F.C du Pétrole brut
et des fractions pétrolières.

Fig N° 16

Courbes de distillation A.S.T.M. - T.B.P.

et F.C. du Pétrole brut

T°C

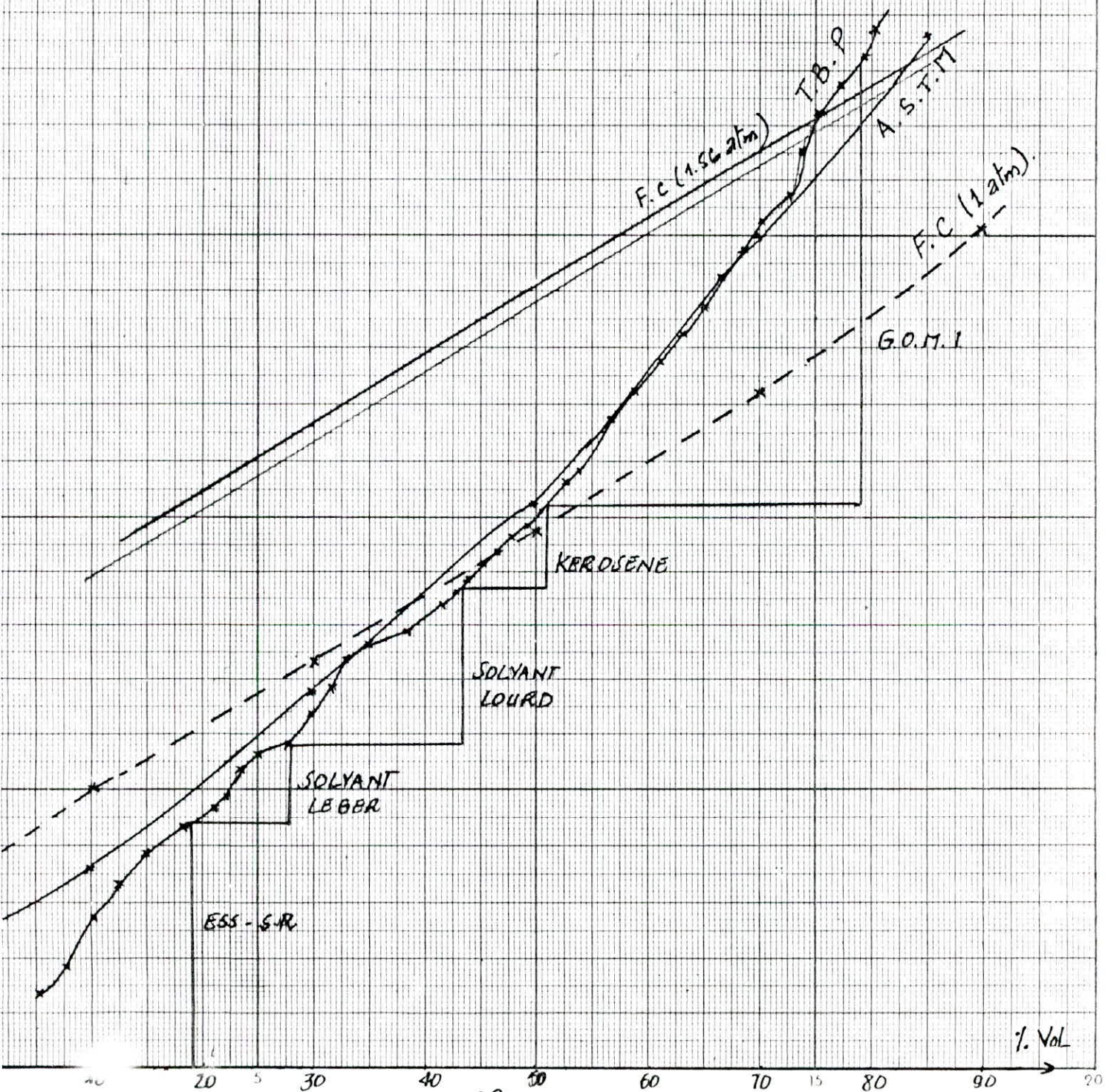
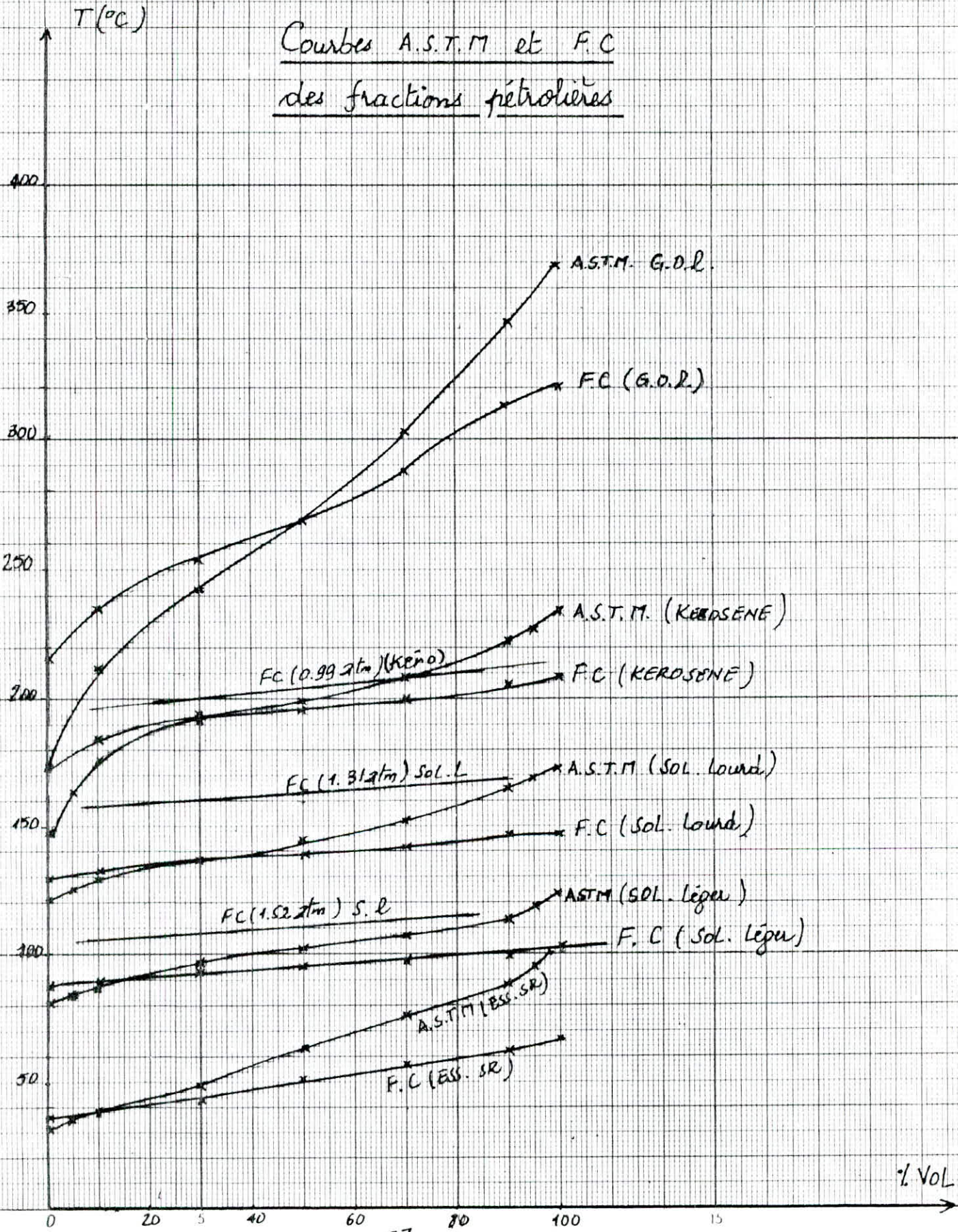


Fig 17

Courbes A.S.T.M et F.C
des fractions pétrolières



IV - 4 Propriétés moyennes des fractions Pétrolières

Il n'est souvent pas possible d'accéder à la valeur exacte de la propriété de la fraction pétrolière, nous avons alors recours à des corrélations empiriques qui correspondent pour une bonne précision à la valeur de la propriété .

a/ Masse Volumique .

. Liquide (ρ_L) :

La plupart des méthodes pour estimer la masse volumique des liquides sont basées sur la loi des états correspondants .

Selon cette loi , les propriétés dépendants des forces intermoléculaires sont reliées aux propriétés critiques en même temps pour tous les composés . Ainsi, l'estimation de la masse volumique requière , généralement , la connaissance de certaines propriétés critiques soient la température critiques (T_c) , la pression critique (P_c) et le facteur de compressibilité (Z_c) .

Il existe approximativement vingt méthodes d'estimation de la masse volumique des liquides (Ex : méthode de GRAIN , méthode de BHIRUD , etc ...) Nous avons opté pour la méthode du WHITHIER .

La sous-routine "GRAVITYDENSITY " permet de calculer ρ_L à l'unité voulue (Kg / m^3 , ° API ,)

. Vapeur (ρ_v)

Nous pourrions toujours considérer qu'un gaz ou des vapeurs d'hydrocarbures sous une pression inférieure à 3 atm, ont un comportement parfait (1) .

Nous écrivons donc : $PV = nRT$

avec : P = pression (atm)
 T = température (k)
 V = volume (l)
 n = nombre de moles de gaz .
 R = constante des gaz parfaits ($R = 0,082 \text{ atm} * \text{l} / \text{mol} * \text{K}$)

La masse volumique est définie comme étant un poids par unité de volume (m/V)

ainsi, $n = m / M$ tel que M = poids moléculaire

$$n = \rho_v * V / M$$

donc $\rho_v = P * M / R * T$

Pour le calcul, nous avons prévu une sous-routine " VAPOUR DENSITY" permettant de calculer ρ_v en (Kg / m^3) ou (Lb / ft^3) . Dans le second cas, la température doit être converti en degré FAHRENHEIT en utilisant la fonction "FAHR" (voir programme) .

Dans ce cas :

$$\rho'_v = 491,7 * W / (359,01 * (T(^{\circ}\text{F}) + 459,7))$$

Dans le cas contraire , c . a . d : ρ_v en Kg / m^3 :

$$\rho_v = \rho'_v * 16,018$$

b/ Masse Moléculaire (M) :

La masse moléculaire est la plus importante caractéristique physico-chimique de toute substance .

Dans le cas des produits pétroliers, ce paramètre présente un intérêt particulier, car il fournit la valeur "moyenne" de la masse moléculaire des corps constituants telle ou telle fraction pétrolière .

La masse moléculaire est en rapport avec la température d'ébullition des produits, et parfois avec le facteur de caractérisation (K_{UOP}) , la réfraction molaire, et d'autres .

Pour déterminer M, nous disposons de plusieurs méthodes

. A partir du diagramme K_{UOP} :

Connaissant la densité et la température moyenne d'ébullition (T_{mav}), il est possible de déduire graphiquement la masse moléculaire (voir WUTHIER).

. A partir de la formule de M. ROBERT :

$$M = 1,70545 * n_d^{20} + 792,93 * d_4^{20} + 4,553 * PA - 3287$$

avec :

n_d^{20} = indice de réfraction .

d_4^{20} = la densité à 20°C

PA = point d'aniline

. A partir de la relation d' HUANG :

$$M = 7,7776 * 10^{-6} * T_{eb}^{2,1197} * I^{-2,089} * d$$

avec :

T_{eb} = température d'ébullition en degré Rankine

d = densité à 20° C et 1 atm

I = indice de caractérisation défini par .

$$I = (n^2 - 1) / (n^2 + 2)$$

n étant l'indice de réfraction .

. A partir de la relation de VOÏVOV :

$$M = a + b * T_{moy} + C * T_{moy}^2$$

a , b et c sont des valeurs tabulées qui dépendent du facteur de caractérisation .

. Pour la sous-routine de calcul de la masse moléculaire, nous avons utilisé la relation suivante :

$$M = 204,38 * \text{EXP}(0,00218 * (\text{TMF} + 459,7)) * (\text{EXP}(-3,07 * d)) * (\text{TMF} + 459,7)^{0,118} * d^{1,88}$$

avec TMI° = température moyenne pondérée en degré Fahrenheit

d = densité calculée à partir du sous-programme "GRAVITYDENSITY"

IV - 5 Nombre de Plateaux d'une Colonne de distillation

Le calcul du nombre de plateaux d'une colonne de distillation constitue l'un des problèmes les plus complexes de la théorie de distillation, surtout lorsqu'il s'agit de fractionner des mélanges de plusieurs composants tel que le pétrole.

Le nombre nécessaire de plateaux d'une colonne est fonction de :

- la différence entre les températures d'ébullition des composants à fractionner. Plus cette différence est petite, moins raide est la courbe d'équilibre et plus il faudra de plateaux pour assurer la pureté des produits obtenus.

la pureté des produits et du résidu obtenus.

- la quantité relative de reflux. Plus on arrose, moins il faudra de plateaux pour fractionner et vice versa (5).

Il est souvent suffisant d'utiliser des méthodes approximatives pour estimer le nombre de plateaux pour une séparation multicomposantes.

La littérature nous renseigne que, dans ce but, il existe plusieurs méthodes telles que la méthode de FRIDAY et SMITH (3) et celle de WANG et HENKE (3)

Toutes ces méthodes procèdent comme suit :

1) spécifier la séparation en terme de deux constituants clés du mélange :

le constituant le plus volatile HK présentant une quantité importante dans le distillat, et le constituant le moins volatile LK qui est présent dans le résidu en quantité importante.

2) calculer le nombre de plateaux minimum en utilisant l'équation de FENSKE

$$N_{\text{min}} = \frac{\ln \left[\left(\frac{Y_{LK}}{Y_{HK}} \right)_N \left(\frac{X_{HK}}{X_{LK}} \right)_1 \right]}{\ln \alpha_{LK / HK}}$$

Section Rectification :

$$N_{\min, \text{ rect}} = \frac{\text{Ln} [(Y_{LK} / Y_{HK})_n (X_{HK} / X_{LK})_f]}{\text{Ln } \alpha_{LK/HK}}$$

Section Stripping :

$$N_{\min, \text{ str}} = \frac{\text{Ln} [(Y_{LK} / Y_{HK})_n (X_{HK} / X_{LK})_1]}{\text{Ln } \alpha_{LK/HK}}$$

- 3) Déterminer la distribution des composants Non clé .
 4) Calculer le taux de reflux minimum en utilisant la méthode d' UNDERWOOD

$$\sum_{i=1}^n \frac{\alpha_i \chi_{fi}}{\alpha_i - \phi} = 1 - q$$

$$\sum_{i=1}^n \frac{\alpha_i \chi_{Di}}{\alpha_i - \phi} = R_{\min} + 1$$

- où n = nombre de composants
 φ = fonction définie par ces deux équations
 q = quantité de liquide dans l'alimentation

5) Utiliser les résultats de 2° et 4° pour calculer Nt en utilisant l'équation de GILLILAND développé par EDULJEE (3)

$$\frac{N_t - N_{\min}}{N_t - 1} = 0,75 - 0,75 \left(\frac{R - R_{\min}}{R + 1} \right)^{0,5668}$$

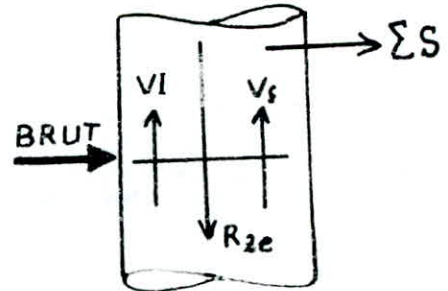
Pour un pétrole brut ou une fraction pétrolière et par défaut de données ces méthodes ne peuvent pas être appliquées. Ce que nous pouvons dire est que la plupart des tours atmosphériques ont de 30 - 40 plateaux entre la zone de flash et tête de colonne . Généralement , on estime le nombre de plateaux par section de colonne d'après le tableau (IV - 7).

Tableau IV - 7

Nombre de plateaux des tours Atmosphériques	
Séparation	Nombre de plateaux
zone d'épuisement	6 - 8
Essence - carbu - Réacteurs	10 - 12
Reflux circulant intermédiaire	2 - 4
Carbu - réacteurs - G.o. léger	8 - 10
G. O. léger - G. O. lourd	6 - 8
G.O. lourd - zone de flash	3 - 6
Strippers	5 - 8

IV- 6 Bilans Massique-Thermique des différentes Sections de la Colonne

* Zone de flash



Le bilan de masse globale s'écrit :

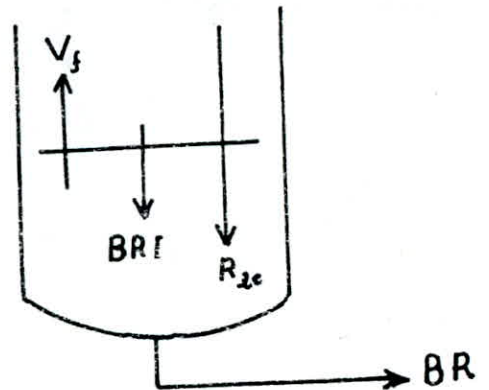
(somme des soutrages) + (quantité de reflux interne)

(fraction vaporisée sur le pétrole brut) + (quantité revaporisée par la vapeur de stripping)

c.a.d :

$$\Sigma S + R_{ze} = VI + V_f$$

Pour le brut réduit :



$$B.R + V_f = B.R.I + R_{ze}$$

. La fraction vaporisée est estimée à 78 % sur brut à 353°C pour 1596 mm Hg .

. La quantité revaporisée en fond de tour est limitée à 3,6 % sur brut .

. R_{ze} est estimée à 6 %

donc :

$$\Sigma S = 78 + 3,6 - 6 = 75,6 \%$$

$$B.R = 22 + 6 - 3,6 = 24,4 \%$$

Le bilan massique de cette zone est alors établi selon le tableau (IV - 8)

Tableau (IV - 8)

Produits	% Vol	M ³ / h	d ¹⁵ ₄	T / h
VI	78	316,76	0,7940	251,51
Vf	+ 3,6	14,62	0,8200	+ 11,99
Rze	- 60	- 24,37	0,8800	- 21,44
Σ S	75,6	307,01	0,7769	238,52
B.R.I	22,0	89,34	0,8950	79,96
Rze	+ 6,0	24,37	0,8800	21,44
Y _f	- 3,6	- 14,62	0,8200	- 11,99
B.R	24,4	99,09	0,9090	90,07

Fond de Tour :

Tableau (IV - 9) Bilan thermique : Entrée

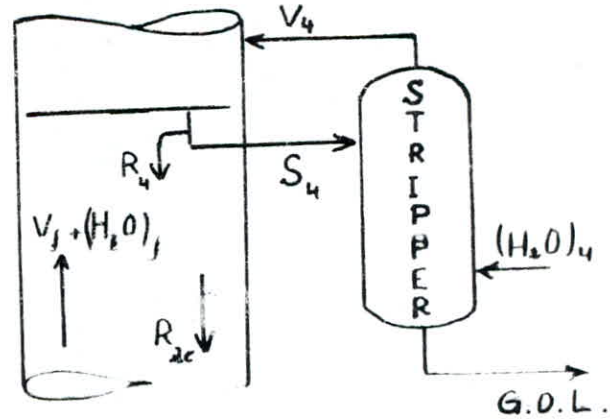
	Etat	d ¹⁵ ₄	T / h	T°C	K cal / kg	Th / hr
BRI	L	0,8950	79,96	355	214	17111,44
R _{ZE}	V	0,8800	21,44	355	258	5531,52
(H ₂ O) _r	V		11,042	345	622,64	6875,19
TOTAL			112,442			29518,15

Tableau (IV - 10) Bilan thermique : Sortie

	Etat	d ¹⁵ ₄	T / hr	T°C	K cal / Kg	Th / hr
V _f	V	0,8200	11,99	355	265	3177,35
R A	L	0,9090	90,07	845	205	18464,35
(H ₂ O) _r	V		11,042	345	622,64	6875,19
TOTAL			113,10			28516,89

Soutirage Gas - Oil Lourd

- Température d'hypothèse = 340° C
- Fraction revaporisée : 2 %
- Vapeur de Stripping = 20 Kg / m³
- $d^{15} (V_4) = d^{15} (G.O.L) = 0,8370$
- Poids (H₂O) = 20 * volume G. O. L.
= 20 * 51,877 = 1,037 T/h
- Pression au niveau du Stripper :



le soutirage du G. O. L se fait au niveau du 11^{ème} plateau après la zone d'expansion .

$$P = 2,10 - 11 * \frac{5}{760} = 2,02 \text{ atm}$$

Tableau (IV - 11)
Bilans massique - thermique : Entrée

	Etat	d^{15}_4	T°C	T / h	K cal / kg	Th / h
G.O	L	0,8570	340	44,46	208	9247,68
V ₄	L	0,8370	340	0,89	211,0	187,79
S ₄	L	0,8580	340	45,35	208	9432,8
(H ₂ O) ₄	V		345	1,037	622,64	645,68
Total				46,387		9954,987

Tableau (IV - 12)
Bilan massique - thermique sortie

	Etat	d^{15}_4	T°C	T / hr	K cal / kg	Th / hr
G.O.L	L	0,8570	330	44,46	195	8669,7
V ₄	V	0,8370	340	0,89	255	229,95
(H ₂ O) ₄	V		340	1,037	628,19	653,44
Total				46,387		9553,09

Calcul du volume S_4 :

S_4 est calculé en utilisant la loi de Nelson

$$S_4 = V_4 + G.O.L$$

$$S_4 = 0.02 S_4 + G.O.L$$

$$S_4 = \frac{G.O.L}{1 - 0.02} = \frac{51,879}{0,98} = 52,937 \text{ m}^3 / \text{h}$$

**Bilan Thermique de la zone d'expansion -
G . O . Lourd**

Entree Tableau (IV - 13)

	Etat	T°C	d_4^{15}	T / hr	K cal / Kg	Th / hr
VI	V	350	0,7940	251,51	266	66901,66
V_F	V	355	0,8200	11,99	265	3177,35
R_4	L	340	0,8580	R_4	208	208 R_4
$(H_2O)_F$	V	345		11,042	622,64	6875,19
Total				274,542 + R_4		76954,2 + 208 R_4

Tableau (IV - 14)

sortie

	état	T°C	d ¹⁵ +	T / hr	K cal/kg	th / hr
ΣS_4	V	340	0,7769	238,52	262	62492,24
R ₄		340	0,8580	R ₄	250	250 R ₄
R ZE	L	355	0,8800	21,44	215	4609,6
(H ₂ O) _F	V	340		11,042	628,19	6936,47
Total				271,01 + R ₄		74038,31 + 250 R ₄

Calcul du Reflux interne R₄ :

soit l'égalité suivante :

$$76954,2 + 208 R_4 = 74038,31 + 250 R_4$$

$$76954,2 - 74038,31$$

$$R_4 = \frac{\quad}{\quad}$$

$$250 - 208$$

$$R_4 = 69,426 \text{ T/h}$$

Le débit massique liquide sur le plateau de soutirage du Gas - oil lourd est alors :

$$L = S_4 + R_4 = 45,35 + 69,426$$

$$L = 114,776 \text{ T/h}$$

Le débit vapeur est :

$$V = \Sigma S_4 + R_4 = 238,52 + 69,426 = 307,946 \text{ T/h}$$

Pression partielle des hydrocarbures au niveau du Plateau de Soutirage

$$P_p = P_t * Y_i = P_t * \frac{n_1}{n_1 + n_2}$$

$$n_1 = \frac{S_d + R_d}{M_{moy}} = \frac{114\,776}{280} = 409,91 \text{ K moles / h}$$

$$n_1 = n(\text{condensats}) + n(\text{Ess légère}) + n(\text{sol léger}) + n(\text{sol lourd}) + n(\text{Kérosène}) + n(V_{H_2O})$$

$$n_2 = \frac{14279,72}{55} + \frac{41109,40}{82} + \frac{32828,63}{102} + \frac{57008,50}{125} + \frac{40373,83}{160} + \frac{11042}{18}$$

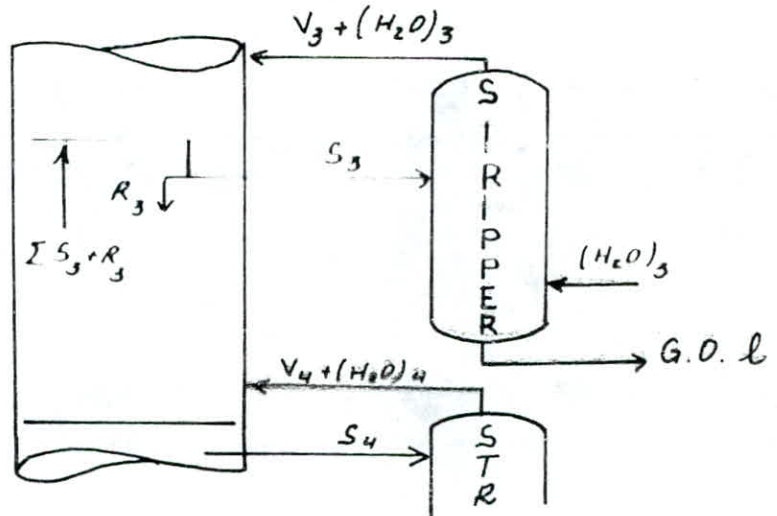
$$n_2 = 2404,66 \text{ K moles / hr}$$

$$P_p = 2,02 * \frac{409,91}{409,91 + 2404,66}$$

$P_p = 0,29 \text{ atm}$

Soutirage Gas - Oil léger

- Température d'hypothèse : 279° C
- fraction revaporisée : 4 %
- Vapeur de stripping : 20 Kg / m³
- $d_4^{15} (V_2) = d_4^{15} (\text{kérosène}) = 0,7972$



- Poids Total de vapeur de stripping (H₂O)₂ :
 = 20 * volume du G.O.Léger
 = 20 * 77,784
 = 1,556 T/h

- Pression au niveau du Stripping :

Le soutirage du G.O.l se fait au niveau du 19^{ème} Plateau .

$$P = 2,1 \cdot 19 \cdot 5 / 760 = 1,975 \text{ atm}$$

Bilan thermique du Stripping de Gas - Oil Léger .

Tableau (IV-15) Entrée

	Etat	d_4^{15}	T° C	T / hr	K cal / Kg	Th / hr
G . O	L	0,8370	279	65,105	165	10742,325
V ₃	L	0,7972	279	2,604	168	437,472
S ₃	L	0,8372	279	67,709	163,5	11070,421
(H ₂ O) ₃	V		345	1,975	622,64	1229,714
TOTAL				69,684		12300,121

Tableau (IV - 16) Sortie

	Etat	$d^{\frac{15}{4}}$	T° C	T / hr	K cal / Kg	Th / hr
G.O.I	L	0,8370	268	65,105	160	10416,8
V ₃	V	0,7972	279	2,604	215	559,86
(H ₂ O) ₃	V		279	1,975	659,84	1303,197
TOTAL				69,684		12279,86

Calcul du volume S₃

$$\text{Loi de Nelson : } S_2 - V_3 + \text{G.O.I} = 0,04 S_3 + \text{G.O.I}$$

$$\rightarrow S_3 = \frac{\text{G.O.I}}{1 - 0,04} = \frac{77,78}{0,96} = 81,025 \text{ m}^3/\text{hr}$$

. Bilan thermique de la section G.O.L - G.O.I

Tableau (IV - 17) Entrée

	Etat	$d^{\frac{15}{4}}$	T° C	T / hr	K cal / Kg	Th / hr
Σ S ₄	V	0,7769	340	295,162	258	61538,16
R ₄	V	0,8580	340	69,426	250	17356,5
R ₃	L	0,8350	279	R ₃	164	164 R ₃
V ₄	V	0,8370	340	0,89	255	229,95
(H ₂ O) _f	V		340	11,042	628,19	6936,473
(H ₂ O) ₄	V		340	1,037	628,19	651,433
TOTAL				377,557 + R ₃		86712,516 + 164 R ₃

Tableau (IV - 18) Sortie

	Etat	d ¹⁷ ₄	T °C	T / hr	K cal / Kt	Th / hr
Σ S ₃	V	0,7558	268	250,702	218	54652,6
R ₃	V	0,8350	268	R ₃	209	209 R ₃
S ₄ + R ₄	L	0,8580	340	93,336	205	19133,88
(H ₂ O) _f	V		268	11,042	660,0	7353,972
(H ₂ O) ₄	V		268	1,037	660,0	690,642
TOTAL				356,117 + R ₃		81831,094 + 209 R ₃

Calcul du Reflux interne R₃ :

A partir du Bilan thermique :

$$81831,094 + 209 R_3 - 86712,516 + 164 R_3$$

$$R_3 = \frac{86712,516 - 81831,094}{209 - 164}$$

Donc : R₃ = 108,48 T / hr

. Débit liquide sur le plateau de soutirage :

$$L = S_3 + R_3$$

$$= 67,818 + 108,48$$

$$L = 176,298 \text{ T / hr}$$

. Débit vapeur traversant le plateau :

$$V = \Sigma S_i + R_i$$

$$250,702 + 108,48$$

$$V = 359,182$$

. Pression Partielle des hydrocarbures au niveau du plateau de soutirage .

$$P_p = P_t \frac{n_1}{n_1 + n_2}$$

$$n_1 = \frac{S_3 + R_3}{M_{G.O.l}} = \frac{176,298}{215} \cdot 10^3$$

$$n_1 = 819,999 \text{ K moles / h}$$

$n_2 = n$ (incondensables)

$$n_2 = \frac{14279,72}{55} + \frac{41109,40}{82} + \frac{32828,63}{102} + \frac{57008,50}{125} + \frac{11042}{18}$$

$$n_2 = 2152,327 \text{ K moles / hr}$$

$$P_p = 1,975 \frac{819,999}{819,999 + 2152,327}$$

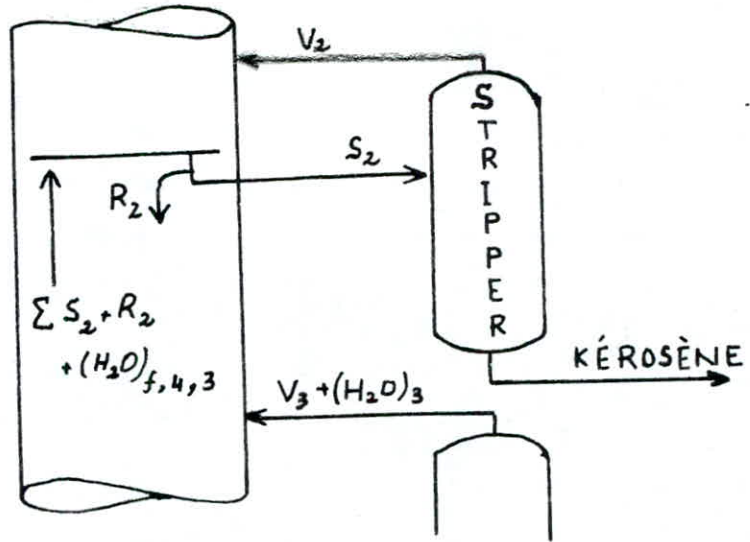
d'où : $P_p = 0,55 \text{ atm}$

Pour vérifier la température de Sortie , nous traçons la EC à une pression de 0,55 du G.O. léger nous trouvons une température de bulle du G.O.l égale à $T = 272^\circ \text{C}$

$$\Delta T = 272 - 268 = 4^\circ \text{C}$$

L'erreur est de 1,5 %

Soutirage Kérosène



- Température d'hypothèse : 225 °C
- Fraction revaporisée : 4 %

La fraction revaporisée est constituée essentiellement du solvant lourd, donc :

$$d(V_2) = d(\text{sol lourd}) = 0,7625$$

- Pression au niveau du stripper :

Le soutirage du Kérosène se fait au niveau du 25^{ième} Plateau

$$P = 2,10 - 25 * \frac{5}{760}$$

$$P = 1,935 \text{ atm}$$

Tableau (IV - 19) Entrée

	Etat	d_{4}^{15}	T° C	T / hr	K cal / Kg	Th / hr
kérosène	L	0,7972	225	40,373	132,0	5329,236
V ₂	L	0,7625	225	1,615	133,0	214,795
S ₂	L	0,8000	225	41,988	130,0	5458,44
TOTAL				41,988		5458,44

Tableau (IV - 20) Sortie

	Etat	d^{15}_4	T° C	T / h	K cal / Kg	Th / h
kérosène	L	0,7972	215	40,373	128,0	5167,744
V ₂	V	0,7625	225	1,615	190,0	306,85
TOTAL				41,988		5474,594

Calcul des Volume S₂

$$S_2 = \text{Kérosène} + V_2 = \text{Kérosène} + 0,04 S_2$$

$$S_2 = \frac{\text{Kérosène}}{1 - 0,04} = \frac{50,643}{0,96} \cdot 10^3$$

$$S_2 = 52,754 \text{ m}^3/\text{h}$$

Bilan thermique de la section Gas - Oil léger - Kérosène

Tableau (IV - 21) Entrée

	Etat	d^{15}_4	T° C	T / hr	K cal / Kg	Th / hr
Σ S ₃	V	0,7558	268	250,702	218	54652,6
R ₃	V	0,8350	268	108,48	210	22780,8
V ₃	V	0,7972	268	2,604	215	559,86
R ₂	L	0,8000	225	R ₂	130	130 R ₂
(H ₂ O) ₄	V		268	1,037	660,0	690,642
(H ₂ O) ₃	V		268	1,975	660,0	1315,35
(H ₂ O) _f	V		268	11,042	666,0	7353,972
TOTAL				375,84 + R ₂		87353,66 + 130 R ₂

Tableau (IV - 22) Sortie

	Etat	d^{15} 4	T°C	T / hr	K cal / Kg	Th / h
ΣS_2	V	0,7274	225	185,597	195,0	36191,415
R_2	V	0,8000	225	R_2	187,0	187 R_2
$S_1 + R_1$	I	0,8950	268	176,298	158,0	27855,084
$(H_2O)_f$	V		225	11,042	668,78	7384,669
$(H_2O)_i$	V		225	1,037	668,78	693,525
$(H_2O)_3$	V		225	1,975	668,78	1320,841
TOTAL				375,949 + R_2		73445,534 + 187 R_2

. Calcul du Reflux R_2 :

A partir du Bilan thermique

$$87353,66 + 130 R_2 = 73445,534 + 187 R_2$$

$$R_2 = \frac{87353,66 - 73445,534}{187 - 130}$$

$$R_2 = 244,002 \text{ T / hr}$$

. Débit liquide sur le plateau de soutirage

$$L = S_2 + R_2$$

$$= 42,055 + 244,002$$

$$L = 286,057 \text{ T / hr}$$

. Débit vapeur traversant le plateau :

$$V = \Sigma S_2 + R_2$$

$$V = 185,597 + 244,002$$

$$V = 429,599 \text{ T / hr}$$

Pression partielle des hydrocarbures au niveau du plateau de soutirage

$$P_p = P_t \frac{n_1}{n_1 + n_2}$$

$$n_1 = \frac{S_2 + R_2}{M_{\text{Kérosène}}}$$

$$n_1 = \frac{286,057}{160} \cdot 10^3 = 1787,856 \text{ K moles / hr}$$

$n_2 = n$ (incondensables)

	14279 , 72	41109 , 40	32828 , 63	11042
n_2	55	82	102	18

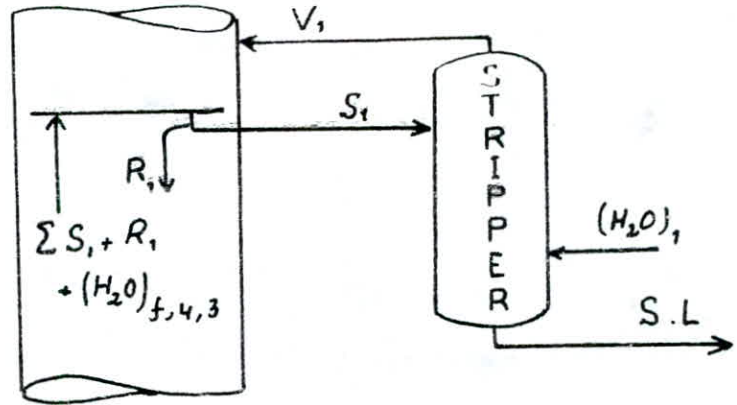
$$n_2 = 1538 , 88 \text{ K moles / h}$$

$$P_p = 1,935 \frac{1787 , 856}{1787 , 856 + 1538 , 88}$$

$$P_p = 0,99 \text{ atm}$$

Pour vérifier la température, nous traçons la FC à 0,99 atm, nous vérifions que la température de bulle du Kérosène est de ~ 215 °C

Soutirage Solvant Lourd



- Température d'hypothèse : 165°C
- Fraction revaporisée : 4 %
- $d(V_1) = d(S.\text{léger}) = 0,7238$ car nous supposons que la fraction revaporisée est constituée essentiellement du solvant léger.

· Pression au niveau des Stripper.

Le soutirage du solvant lourd se fait au niveau du 37^{ème} plateau

$$P = 2,10 - 37 \frac{5}{760}$$

$$P = 1,90 \text{ atm}$$

Tableau (IV - 23) Entrée

	Etat	d_{4}^{15}	T° C	T / hr	K cal / Kr	Th / hr
S . L	L	0,7625	165	57,010	92	5244,92
V_1	L	0,7238	165	2,280	95	216,6
S_1	L	0,7650	165	59,380	91	5403,58
$(\text{H}_2\text{O})_2$	V		345	1,495	622,64	930,847
TOTAL				60,875		6392,367

Tableau (IV - 24) Sortie

	Etat	d_4^{15}	T° C	T / hr	K cal / Kr	Th / hr
S . I.	L	0,7625	160	57,010	88	5016,88
V ₁	V	0,7238	165	2,280	162	369,36
(H ₂ O) ₁	V		165	1,495	658	979,22
TOTAL				60,875		6369,95

Calcul du volume S₁:

$$S_1 = S . L + 0,04 S_1$$

$$\rightarrow S_1 = \frac{S . L}{1 - 0,04} = \frac{74,765}{0,96}$$

$$S_1 = 77,88 \text{ m}^3 / \text{h}$$

Bilan thermique de la section Kérosène - S . I.

Tableau (IV - 25) Entrée

	Etat	d_4^{15}	T° C	T / h	K cal / Kg	Th / h
Σ S ₂	V	0,7274	215	185,597	188	34892,236
R ₂	V	0,8000	215	244,002	181	44164,362
V ₂	V	0,7625	215	1,615	192	310,08
R ₁	L	0,7650	165	R ₁	93	93 R ₁
(H ₂ O) ₁	V		215	1,495	668,78	999,826
(H ₂ O) _f	V		215	11,042	668,78	7384,669
(H ₂ O) ₄	V		215	1,037	668,78	693,525
(H ₂ O) ₃	V		215	1,975	668,78	1320,841
TOTAL				446,769 + R ₁		89765,539 + 93 R ₁

Tableau (IV - 26) Sortie

	Etat	d^{15}_4	T°C	T / h	K cal / Kg	Th / h
ΣS_1	V	0,7080	165	145,224	163	23671,512
R_1	V	0,7650	165	R_1	158	158 R_1
$S_2 + R_2$	L	0,800	215	303,385	123	37316,355
$(H_2O)_4$	V		165	1,037	658	682,346
$(H_2O)_3$	V		165	1,975	658	1299,55
$(H_2O)_1$	V		165	1,495	658	983,71
$(H_2O)_0$	V		165	11,042	658	7265,636
TOTAL				464,150 + R_1		71219,109 + 158 R_1

Calcul du Reflux R_1

A partir du bilan thermique :

$$89765,539 + 93R_1 = 71219,109 + 158R_1$$

$$R_1 = (89765,539 - 71219,158) / (158 - 93)$$

$$R_1 = 285,330 \text{ T / h}$$

. Débit liquide sur le plateau de soutirage :

$$L = S_1 + R_1$$

$$L = 59,578 + 285,330$$

$$L = 344,908 \text{ T / h}$$

. Débit vapeur traversant le plateau :

$$V = \Sigma S_1 + R_1$$

$$V = 145,224 + 285,330$$

$$V = 430,554 \text{ T / h}$$

. Pression partielle des hydrocarbures au niveau du plateau de soutirage :

$$P_p = P_t * n_1 / (n_1 + n_2)$$

$$n_1 = (S_1 + R_1) / M_{s1}$$

$$n_1 = 344908 / 125$$

$$n_1 = 2759,264 \text{ Kmoles/h}$$

$$n_2 = n(\text{incondensables})$$

$$n_2 = 14279,72 / 55 + 41109,40 / 32 + 11042 / 18$$

$$n_2 = 1217,031 \text{ kmoles}$$

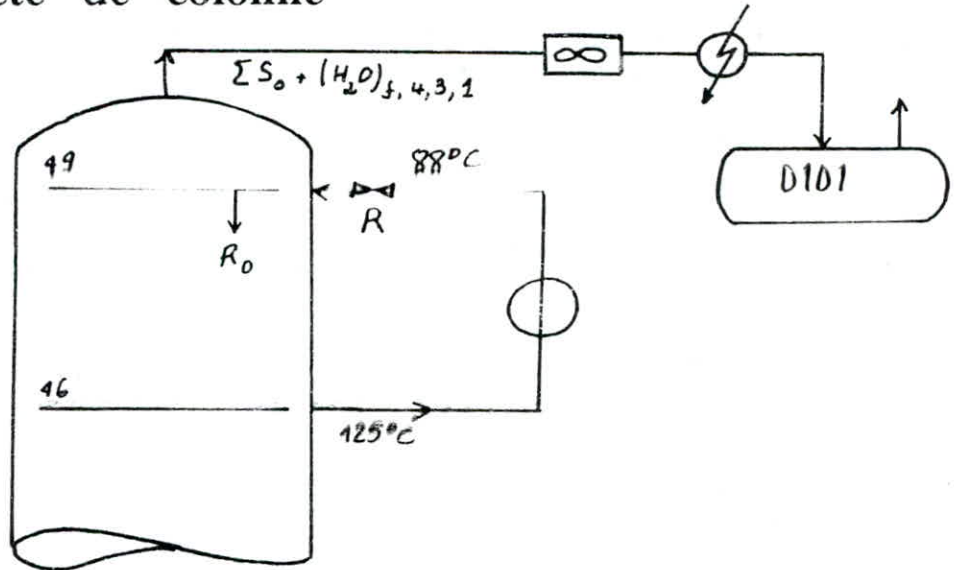
$$P_p = 1,90 * 2759,264 / (2759,264 + 1217,031)$$

$$P_p = 1,31 \text{ atm}$$

Remarque :

Le rôle du reflux circulant intermédiaire est d'extraire une certaine quantité de chaleur pour équilibrer la colonne, et d'améliorer la répartition des débits dans chaque section. Le reflux circulant intermédiaire consiste en un soutirage de liquide chaud dans une section. Ce soutirage est refroidi, puis renvoyé dans la colonne à quelques plateaux d'intervalle, extrayant ainsi de la colonne une quantité de chaleur égale à la chaleur sensible du liquide soutiré. (20)

Tête de colonne



- . Température d'hypothèse : 115 °C
- . Pression de tête = 1,86 atm
- . Température de reflux = 88 °C

Bilan thermique Sommet de colonne
Tableau (IV 27) Entrée

	Etat	d_{4}^{15}	T°C	T / hr	K cal / Kg	Th / hr
ΣS_1	V	0,7080	165	145,224	163	23671,512
R_1	V	0,7650	165	285,330	156	44511,48
$(H_2O)_T$	V		165	15,549	658	10231,242
R_0	L	0,7000	115	R_0	64	64 R_0
V_1	V	0,7238	165	2,280	162	369,36
TOTAL				448,383 + R_0		78783,594 + 64 R_0

Tableau (IV - 28) Sortie

	Etat	d_{4}^{15}	T°C	T / hr	K cal / Kg	Th / hr
ΣS_0	V	0,6730	115	88,216	141	12438,456
R_0	V	0,7000	115	R_0	138	138 R_0
$(H_2O)_f$	V		115	15,549	648	10075,752
$S_1 + R_1$	L	0,7650	165	344,91	92	31731,72
TOTAL				448,675 + R_0		54245,928 + 138 R_0

. Calcul du reflux R_0 :

A partir du bilan thermique :

$$78783,594 + 64 R_0 = 54245,928 + 138 R_0$$

$$R_0 = 78783,594 - 54245,928 / 138 - 64$$

$$R_0 = 331,590 \text{ T/hr}$$

. Calcul de la quantité de vapeur au sommet de la colonne.

$$V = \Sigma S_0 + R_0 = 88,216 + 331,590$$

$$V = 419,806 \text{ T/hr}$$

. Calcul du Reflux de tête : R:

A partir du bilan thermique:

$QR_0 = QR$ (c.a.d que la quantité de chaleur cédée par R_0 est prise par R)

$$\Rightarrow R_0(H_{115}^V - H_{115}^L) = R(H_{115}^V - H_{88}^L)$$

$$\Rightarrow R = \frac{H_{115}^V - H_{115}^L}{H_{115}^V - H_{88}^L} R_0$$

Détermination des enthalpie:

$$H_{115}^l = 64 \text{ kcal / kg}$$

$$H_{115}^v = 138 \text{ kcal / lkg}$$

$$H_{88}^l = 48 \text{ kcal / kg}$$

$$R = \frac{138 - 64}{138 - 48} \times 331,59$$

$$R = 272,641 \text{ T/hr}$$

Donc la quantité vapeur en tête de colonne est:

$$V_t = \Sigma S_n + R = 88,216 + 272,641$$

$$V_t = 360,767 \text{ T/hr}$$

Pression partielle des hydrocarbures :

$$P_p = P_t \frac{n_1}{n_1 + n_2}$$

$$n_1 = \frac{S_0 + R}{92} = \frac{360,767}{92} \cdot 10^3$$

$$n_1 = 3921,380 \text{ kmoles /hr}$$

$$n_2 = \frac{15549}{18} = 863,83 \text{ kmoles /hr}$$

$$P_p = 1,80 \frac{3921,380}{3921,380 + 863,83}$$

$$P_p = 1,52 \text{ atm}$$

Pression partielle des hydrocarbures dans la zone de Flash:

Nous avons :

$$P_p - P_t = \frac{n_1}{n_1 + n_2}$$

$$n_1 = \frac{\Sigma S + Rze}{M_{brut}}$$

$$n_1 = \frac{307,01 - 24,37}{160} \cdot 10^3 = 1766,5 \text{ kmoles/hr}$$

$$n_2 = \frac{11042}{18} = 613,44 \text{ kmoles/hr}$$

$$P_p = 2.1 \frac{1766,5}{1766,5 + 613,44}$$

$$P_p = 1.56 \text{ atm}$$

Nous traçons la courbe de Flash du brut à la pression $P = 1.56 \text{ atm}$

Température dans la zone de flash :

Cette température est inférieure à celle de sortie du four, car par suite de la perte de charge non négligeable dans la ligne de transfert, nous avons la pression à la sortie du four plus grande que celle au point d'entrée dans la colonne.

Par conséquent, par suite de la baisse de pression une certaine fraction du brut va se vaporiser en empruntant des calories au milieu ambiant, c'est-à-dire que la température va diminuer dans la ligne de transfert.

Pratiquement, la différence entre la pression à la sortie du four et à la zone de flash ne dépasse pas 0.5 atm, alors que la température varie entre 5 et 18° c.

Il est intéressant de noter que si la température en un point du four dépasse la limite du cracking, il ya deux solutions à envisager:

I Injection de vapeur d'eau dans certaines boîtes de retour pour diminuer la pression partielle des hydrocarbures, donc abaisser la courbe de flash et diminuer la température.

II-Remplacer le dernier tube par deux tubes en parallèles, ce qui augmente le transfert de chaleur et diminue la perte de charge(1).

D'habitude, la température dans la zone de flash varie entre 330 et 360°C . Pour préciser cette température il est nécessaire de connaître le taux de vaporisation nécessaire du brut flashé dans la zone de flash.

$$TV = \%(essence\ totale) + \%(sol\ .L) + \%(kéroséne) + \%(G.o.l) + \%(G.o.l)$$

TV étant le taux de taux de vaporisation en % massique.

$$TV = 23,97 + 15,49 + 10,97 + 17,69 + 12,08$$

$$TV \approx 80\%$$

Connaissant le taux de vaporisation, nous nous ramenons à la courbe de flash tracée à la pression partielle des hydrocarbures, Nous déterminons en température dans la zone de flash .

$$T = 355^\circ\text{C}$$

IV-7 Dimensionnement de la colonne de distillation atmosphérique.

A- Estimation du diamètre

A la raffinerie d'Alger, la colonne comporte quatre diamètres; trois pour la section rectification, l'autre pour la section stripping.

Le diamètre, pour chaque section, sera fixé par le débit de vapeur maximal.

Le plateau le plus chargé est celui du kérosène

.Débit vapeur :

$$\begin{aligned}V &= \Sigma S_2 + R_2 (H_2O)_{1+4+3} \\V &= 185.597 + 244.002 + 14.054 \\V &= 443.653 \text{ T/hr}\end{aligned}$$

.Débit liquide :

$$\begin{aligned}L &= R_2 + S_2 = 244.002 + 42.055 \\L &= 286.057 \text{ T/hr}\end{aligned}$$

Plusieurs méthodes d'estimation du diamètre ont été proposées. Nous avons opté pour la méthode de FAIR (2-11) et celle de GLITSH (1-2).

Ces méthodes peuvent être appliquées pour un certain nombre de passes. On appelle passe la région du plateau comprise entre les joints d'arrivée du liquide situé sur une même rangée et la où les trop-pleins d'une même rangée rencontrent les premiers par ce liquide.

1/Une passe : Méthode de FAIR

Explication de la méthode :

Le premier essai pour corréler le facteur d'engorgement a été fait par SOUDERS & BROWN utilisant une balance de force, agissant sur une gouttelette, ils ont dérivés la vitesse d'engorgement U_f :

$$U_f = C \left[\frac{P_L - P_v}{\rho_v} \right]^{0.5} \quad \dots \text{ Eq 1}$$

Le paramètre C, dépendant du diamètre moyen de la goutte, du coefficient de gravité et d'entraînement, a été déterminé expérimentalement.

Considérant que l'engorgement dépend de la tension superficielle (σ) et de l'espace interplateau (s), ils ont construit un tracé représentant C en fonction de S et σ comme paramètre.

Fair a utilisé le paramètre C défini par l'Eq 1 pour rendre compte de l'effet du débit vapeur et le paramètre de SHERWOOD F_{LV} pour rendre-compte de l'effet du débit liquide sur le plateau.

$$F_{LV} = \left(\frac{m_l}{m_v} \right) \left(\frac{p_v}{P_t} \right)^{0.5} \quad \dots \text{Eq 2}$$

Utilisant plusieurs valeurs expérimentales, Fair a développé une corrélation plus généralisée qui a été présentée dans un tracé représentant C en fonction de F_{LV} avec S comme paramètre.

La vitesse d'engorgement U_F (Eq 1) a été réutilisée par FAIR en se basant sur la surface nette du plateau A_n , c. a.d, la surface valable pour le dégagement du liquide.

La surface nette A_n est la différence entre la surface totale A du plateau et la surface A_d allouée aux trous.

Certains auteurs ont traduit le tracé de FAIR par l'équation suivante:

$$C = 0.0105 + 0.1496 S^{0.755} \exp[-1.463 F_{LV}^{0.842}] \quad \dots \text{Eq 3}$$

Le paramètre F_{LV} est défini par l'Eq 2

La vitesse d'engorgement U_f est calculée par l'équation modifiée de SOUDERS-BROWN

$$U_f = F_s F_H \left(\frac{\sigma}{20} \right)^{0.2} C \left(\frac{P_t - P_v}{P_v} \right)^{0.5} \quad \text{Eq 4}$$

Le facteur F_s est utilisé pour corriger la mousse.

Les valeurs des facteurs F_H , de toute la surface, ont été initialement données par FAIR. une dernière source a relié le facteur F_H au rapport de la surface entière ouverte (A_n) à la surface active (A_n) du plateau

Ces facteurs sont résumés dans un tableau

Le calcul du diamètre d'une colonne de distillation est basé sur la vitesse de vapeur. Celle-ci est souhaitée élevée, à la fois pour des considérations économiques et pour une bonne efficacité et performance de plateau.

Le facteur d'engagement F_F est le rapport de la vitesse U et la vitesse U_F .

Pour sélectionner le facteur F_F , il est demandé de connaître le système. Généralement F_F varie entre 0.6 et 0.9.

La surface nette A_n du plateau est calculée par :

$$A_n = m_v / (3600 F_F U_F \rho_v) \quad \dots \text{Eq 5}$$

Le diamètre de la colonne est calculé en utilisant l'équation suivante:

$$D = [1.237 A_n / (1.0 - (A_d/A))]^{0.5} \quad \dots \text{Eq 6}$$

Dans un calcul préliminaire, le rapport (A_d/A) est pris égal à 0.1.

OLIVIER suggère que ce rapport varie en fonction du paramètre F_{LV}

F_{LV}	A_d/A
< 0.1	0.1
$0.1 < F_{LV} < 1.0$	$0.1 + (F_{LV} - 0.1) / 9$
> 1.0	0.2

2) Deux passes : Méthode de GLITSH

La méthode consiste à :

calculer la charge vapeur V

$$V = Q [\rho_v (\rho_L - \rho_v)]^{0.5} \quad \dots \text{Eq 7}$$

Où Q = débit Volumique de vapeur (m^3/s)

ρ_L , ρ_v = masses volumiques de liquide et de vapeur (kg/m^3)

- Connaissant le débit volumique de liquide, nous nous ramenons au daigramme de GILTSII (2 page 186) , nous déterminons le diamètre de la colonne.

3) Quatre passes. Méthode de GILTSII

Les étapes de calcul sont :

- Diviser la charge vapeur (Eq 7) par 2 .
- Diviser le débit liquide par 2 .
- Obtenir le diamètre à partir de la ligne de deux passes .
- Multiplier la valeur lue par 2

Pour la section de soutirage du Kérosène :

$$Q = 44365.3 \text{ kg/hr}$$

$$Q = 160.05 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$L = 286057 \text{ kg/hr}$$

$$L = 99,69 \text{ m}^3/\text{s}$$

- Masses Volumiques Liquides et Vapeur :

Liquide :

$$d^{15} = 0,7972$$

4

$$\rho_L = 615 \text{ kg / m}^3$$

$$T = 225^\circ\text{C}$$

- Vapeur : P M

$$\rho_v = \frac{\text{-----}}{R T}$$

Calcul du poids moléculaire

	T / hr	M	K moles / h
ΣS_2	185,597	113,64	1633,27
R 2	244,002	164,0	1487,82
$(\text{H}_2\text{O})_{f+4+3}$	14,054	18	780,78
Total	443,653	113,71	3901,867

$$\rho_v = (1,935 * 113,7) / (0,082 * (225 + 273))$$

$$\rho_v = 5,39 \text{ kg / l}$$

Etant donné que les débits liquide et vapeur sont élevés, les abaques et les méthodes ne sont pas suffisants pour la détermination du diamètre.

Nous utilisons donc, la méthode de NELSON

$$D = [(U_v * 4) / (\Pi * U_c)]^{0,5}$$

avec U_v = Vitesse volumique des vapeurs.

$$U_v = 22,4 (N \text{ incondensables}) * (273 + T) / (273 * 3600 * P_p)$$

$$U_v = 22,4 * 1538,88 * (273 + 225) / (273 * 3600 * 0,99)$$

$$U_v = 17,64 \text{ m}^3 / \text{s}$$

UC = Vitesse linéaire des vapeurs

$$U_C = 8,47 \cdot 10^{-5} C_{\max} [(\rho_L - \rho_V) / \rho_V]^{0,5}$$

C_{max} dépend du type de plateaux, de la charge du liquide sur le plateau et de la masse volumique du liquide .

C_{max} pratique varie entre 800 - 1000

$$U_C = 8,47 \cdot 10^{-5} * 1000 (615 - 5,39) / 5,39$$

$$U_C = 0,9 \text{ m/s}$$

$$\text{Donc } D = [(17,64 * 4) (\pi * 0,9)]^{0,5}$$

$$D = 4,995 \text{ m}$$

Le diamètre réel étant de 4,970 m

Section d'épuisement

Le diamètre sera fixé par le débit de vapeur minimal. Le plateau le moins chargé est au fond de colonne .

$$V = 22,29 \text{ T/hr}$$

$$L = 97,69 \text{ T/hr}$$

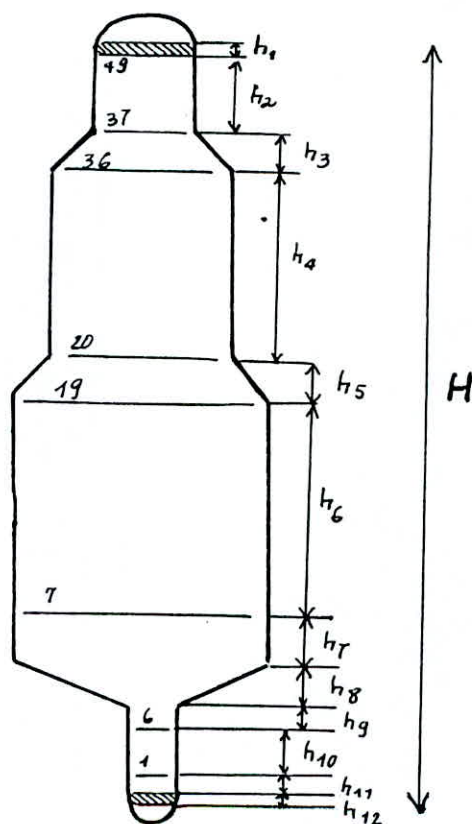
$$\rho_L = 688 \text{ Kg/m}^3$$

$$\rho_V = 2,0 \text{ Kg/l}$$

$$D = 2,2 \text{ m}$$

Le diamètre réel étant de 1,98 m

II / Hauteur de la colonne :



La hauteur de la colonne H est égale à :

$$H = \sum_{i=1}^{12} h_i$$

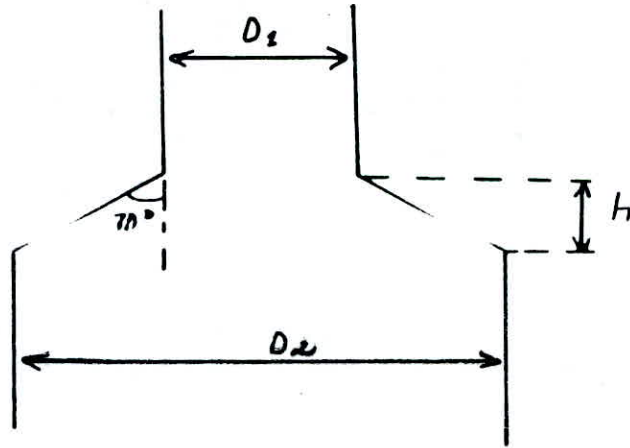
avec h_i dépend de la distance entre les plateaux, parmi les hauteurs h_i , il y'a ceux qui sont normalisés .

$$h_1 = 1,0 S \text{ à } 1,5 S \quad / \quad S = \text{espace interplateaux}$$

$$S = 0,91 \text{ m}$$

$$h_1 = (0,91 - 1,365) \text{ m}$$

- . $h_7 = 12''$
- . $h_9 = (8 - 12)''$
- . $h_{12} = 150 \text{ mm}$ minimum
- . h_3, h_5 et h_8 se calculent de la manière suivante



$$h = (D_2 - D_1) / 2 * \tan 30^\circ$$

$$h_3 = 1,2 \text{ m}$$

$$h_5 = 1,05 \text{ m}$$

$$h_8 = 2,05 \text{ m}$$

. $h_{11} = ?$

Volume du résidu = $1,32 \text{ m}^3 / \text{min}$

$$h'_{11} = 2 * 1,32 / D^2 = 0,7 \text{ m (en bas)}$$

$$h''_{11} = 6 * 1,32 / D^2 = 2,04 \text{ m (en haut)}$$

$$h_{11} = 2,74 \text{ m}$$

. $h_{10} = S(N - 1)$ tel que $N =$ nombre de plateaux

$$h_{10} = 0,61(6 - 1) = 3,05 \text{ m}$$

$$. h_9 = 8'' = 0,21 \text{ m}$$

$$. h_7 = 0,31 \text{ m}$$

$$. h_6 = 0,965 * 12 = 11,58 \text{ m}$$

$$. h_4 = 0,860 * 14 = 12,0 \text{ m}$$

$$. h_2 = 0,860 * 11 = 9,50 \text{ m}$$

La hauteur totale H est :

$$H = 1,365 + 9,5 + 1,2 + 12,0 + 1,05 + 11,58 + 0,31 + 2,05 + 0,21 + 3,05 + 2,74 + 0,15$$

$$\text{d'où} \quad H = 45,20 \text{ m}$$

La hauteur réelle étant de 45,0 m

Règles de Sécurité et mesures de Prévention d'incendie dans les Raffineries de Pétrole

Le degré d'inflammabilité élevé du pétrole brut, ainsi que la propriété de ses vapeurs de former avec l'air des mélanges détonants, ont obligé de classer les raffineries de pétrole dans la catégorie des entreprises présentant des dangers considérables d'incendie.

L'analyse des accidents de travail nous montre les causes de ces derniers et les parties des installations les plus dangereuses.

En se basant sur les résultats de cette analyse, on a établi que 30 % des accidents dans les entreprises pétrolières ont lieu à causes des incendies et des explosions.

Ces dernières causent des dommages à la raffinerie et provoquent en outre sa mise hors service pour une période prolongée.

L'étude des causes d'incendies, d'explosions et d'accidents de personnes dans les raffineries de pétrole a prouvé que dans un nombre écrasant de cas, elles étaient dûs à la non-exécution des programmes de réparations du régime de déroulement des processus et souvent à l'ignorance des règles de sécurité, au mépris du personnel pour les règles ou à leurs violations flagrantes.

On peut dire, donc, que quiconque pénètre dans une capacité contenant une atmosphère inerte ou contaminée doit appliquer toutes les mesures de sécurité standard prescrites. Plus spécialement, quand on entre dans une colonne ou un réacteur.

Pour les colonnes de distillation, on ne doit ouvrir les trous d'homme des colonnes qu'après les avoir soufflées à la vapeur et lavées. On ne doit ouvrir les trous d'homme que strictement l'un après l'autre en commençant par le trou supérieur.

Avant d'ouvrir le trou d'homme inférieur de l'évaporateur, on doit y injecter de la

vapeur ou tenir un flexible de vapeur tout prêt pour agir en cas d'inflammation de la calamine .

En cas de fuites de l'enveloppe de la colonne de rectification, de l'évaporateur, d'un échangeur de chaleur et d'autres appareils, on doit aussitôt injecter de la vapeur au point de fuite afin de prévenir l'inflammation du produit .

En cas de risques d'accident , on devra immédiatement couper l'appareil ou supprimer à temps tout les défauts d'étanchéité des tuyauteries et des appareils, et veiller à ce qu'il n'y ait pas d'arrêt de ventilation aussi bien naturelle que forcée .

Au montage et au cours des réparations, des tuyauteries , on doit veiller strictement à ce qu'il ne reste aucun objet étranger dans les tubes .

Tous les appareils, accessoires, appareils de mesure et tuyauteries doivent, après arrêt et réparation, être éprouvés quand à leur fonctionnement correct

Conclusion

Conformément au sujet qui nous a été proposé, nous avons élaboré un projet de fin d'étude dont le but était fixé au début, la conception d'une colonne de distillation atmosphérique avec une augmentation de la charge de 20 % .

Or, pour régler les problèmes d'engagement, qui ont été observés, depuis 1977, au niveau de la colonne C 101, les responsables de la raffinerie d'Alger ont été amenés à augmenter le niveau de pression en tête de colonne principale ce qui a contribué à solutionner définitivement cette préoccupation et à autoriser une augmentation de pres. de 20 % du niveau de la production (passage de 90 % à 110 %) . Ceci nous a amené à recalculer la colonne de distillation en tenant compte des modifications effectuées .

Ainsi, nous avons pu établir certains sous-programmes en mettant en oeuvre nos connaissances acquises les années précédentes (mathématiques appliquées - opérations unitaires - pétrochimie - raffinage) ; ces sous-programmes permettent de caractériser les fractions pétrolières et de tracer les courbes de distillations (T. B. P. et Flash) connaissant la courbe A.S.T.M.

Nous signalons qu'une étude économique complétera ce travail qui pourra être adopté par les bureaux d'étude .

Bibliographie

- (1) - P. WUITHIER
Le Pétrole - raffinage et Génie Chimique, Tome I et II,
2^{ème} Edition Technip, Paris 1972
- (2) - J.R. BACHURST - J. H. HARKER
Process plant design, ed American Elsevier P. C New York 1973
- (3) - Ronald W. ROUSSEAU
Hand book of Séparation Process technology
Ed : Wiley - Interscience, New York 1987
- (4) - ROBINSON - Gilliland
Elements of fractional distillation, 4^{ème} Ed Mc GRAW HILL.
New York 1958
- (5) - I. GOURFWITCH
Raffinage du Pétrole Tome I, Ed. Ecole supérieure Moscou
- (6) - HENGSTEBECK
Distillation Pincipes and design Procedures,
R. P. C LONDON 1966
- (7) - R. J. HENGSTEBECK
Petroleum Processing, Mc Graw Hill LONDON 1959
- (8) - X. NORMAND
Leçons Sommaires sur l'industrie de raffinage du pétrole,
Tome I et II, Ed Techniq, Paris 1977
- (9) - P. WUITHIER
La distillation dans l'industrie du pétrole, Ed Techniq Paris 1973
- (10) J. PERRET P. WUITHIER
Pétrole brut et fractions pétrolières Ed Techniq Pais 1972
- (11) A.I. LYGEROS K.G. MAGOULAS
Colume flowding and entrainment
Hydrocabon precessing, Nov 1986
- (12) - INVERNO - LANNOY
Calcul numérique d'une colonne dedistillation à multicomposants
Informations chimie N° 178 Juin 1978

