

وزارة التعليم العالي
ISTERE DE L'ENSEIGNEMENT SUPERIEUR

المكتبة - المكتبة المتعددة التقنيات
BIBLIOTHEQUE - المكتبة
Ecole Nationale Polytechnique

2ex

ECOLE NATIONALE POLYTECHNIQUE

DEPARTEMENT : GENIE CHIMIQUE

PROJET DE FIN D'ETUDES

SUJET

CONCEPTION D'UNE COLONNE

DE DISTILLATION

SOUS VIDE

Proposé par :
M. AZZOUNE

Etudié par :
M. N. SEDKAOUI

Dirigé par :
M. AZZOUNE

PROMOTION : JUIN 1991

ECOLE NATIONALE POLYTECHNIQUE

DEPARTEMENT : GENIE CHIMIQUE

PROJET DE FIN D'ETUDES

SUJET

CONCEPTION D'UNE COLONNE

DE DISTILLATION

SOUS VIDE

Proposé par :
M. AZZOUNE

Etudié par :
M. N. SEDKAOUI

Dirigé par :
M. AZZOUNE

PROMOTION : JUIN 1991

بِسْمِ اللّٰهِ الرَّحْمٰنِ الرَّحِیْمِ

سَبِّحَانَكَ

لَا عِلْمَ لَنَا إِلَّا مَا عَلَّمْتَنَا

إِنَّكَ أَنْتَ الْعَلِیْمُ الْحَكِیْمُ

صَدَقَ اللّٰهُ الْعَظِیْمُ



- à mes parents
- à mes frères et sœurs
- à toute ma famille.
- à tous mes amis.

Ad. ed.

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

Je tiens à remercier :

Monsieur le Professeur S.E. CHITOUR,
d'avoir accepté de présider le Jury,

Madame W. YAICI M.A.T. Chargée de cours,

Monsieur H. BIT AKLI

Monsieur M. BOURKIZA M.A.T. P.H.D.,

d'avoir accepté la lourde tâche d'examiner et de juger
ce travail.

Mes remerciements vont également à Monsieur M. AZZOUNE M.C.R.
d'avoir proposé ce sujet et pour l'aide qu'il m'a porté
et à Mrs BIT SIDHOUKE (NAFTEC), ZAOUA, SAAD (RAI/Z) pour leurs
conseils et leur aide.

Au terme de ma formation, je tiens à exprimer ma profonde
gratitude à tous ceux qui ont contribué à ma formation.

Comme je remercie mes parents et toute ma famille pour
l'aide et le soutien qu'ils m'ont porté.

Je remercie enfin tous mes amis(es) pour leur amitié et
le soutien que j'ai toujours trouvé auprès d'eux.

Sommaire

Introduction	1
Développement du raffinage dans le monde	3
Développement du raffinage en Algérie	4
Description de la raffinerie d'Arzew	6
Caractéristiques des produits pétroliers	8
Partie théorique:	
I / Distillation	11
I.1 / Généralités et définitions	11
a. vaporisation flash	13
b. distillation T.B.P	14
c. distillation A.S.T.M	14
d. vaporisation progressive simple	14
II / Distillation du pétrole brute	16
III / Equipements:	19
1. Colonne de fractionnement	19
III.1.1 / Colonne à garnissage	21
III.1.2 / Colonnes à plateaux	22
III.1.3 / Types de plateaux	24
III.1.4 / Echangeurs	26
III.1.5 / Système de vide	28
III.1.6 / Strippers	29
IV / Schéma technologique	
1. Procédé de production d'huiles de base	29
2. L'unité de distillation sous vide	30

Partie calculs:

I / Tracé des courbes.

1. Obtention des courbes A.S.T.M	35
2. Courbes I.B.P	37
3. Courbes de vaporisation flash	38

II / Calcul des paramètres de marche de la colonne 40

1. Calcul des propriétés moyennes des fractions ...	40
a. Température moyenne	40
b. Masse moyenne. Kuop	42
2. Pression de la colonne	43
a. Pression totale	43
b. Pressions partielles	43
3. Température dans la colonne	52

III / Dimensions de la colonne.

1. Détermination du diamètre.
2. Hauteur de la colonne.

Sécurité dans l'unité.

Conclusion

Annexes.

Notations

A, F :	Alimentation
MM :	Masse moléculaire moyenne
P :	Pression totale
P_i :	Pression partielle
P_i^0 :	Pression de vapeur
QM :	Débit massique
QV :	Débit volumique
S :	Soutirage
Y :	fraction molaire en phase vapeurs
m :	masse
n :	nombre de moles
N :	Débit molaire
XV :	pourcentage volumique / charge

indices:

i, HC :	relatif aux hydrocarbures
VE :	" " vapeurs d'eau
I :	" au numéro du plateau
J :	" " " " Soutirage
l :	liquide (phase)
v :	vapeur (")

INTRODUCTION

La demande en produits pétroliers ne cesse de croître. Cela s'explique par le large domaine d'utilisation du pétrole, si bien en tant que source d'énergie que matière première pour l'industrie pétrochimique.

Notre pays a commencé par implanter des raffineries de grandes capacités mais elles sont restées dépendantes de l'étranger en ce qui concerne la technologie et la disponibilité des produits additifs qu'on n'arrive toujours pas à produire. Dans notre pays, et à cause de l'insuffisance de l'industrie métallurgique, la notion de conception " DESIGN" se limite au calcul des paramètres de fonctionnement, lorsque l'on change de charge (caractéristiques, débits, ...). On ne rencontre de conceptions, en sens large, qu'à l'échelle laboratoire .

Notre travail , consiste à illustrer les étapes de calcul pour le dimensionnement d'une colonne de distillation sous vide .

La procédure à adopter est classique , nous nous sommes alors proposé d'introduire l'outil informatique , afin de faciliter les calculs , réduire le temps , améliorer les résultats et faire un premier pas dans l'établissement d'un logiciel qui sera de grande utilité dans la recherche en ce domaine .

Dans le but de toucher la réalité et de prendre compte de la taille et du fonctionnement des différents équipements faisant partie de l'unité de distillation sous vide , nous avons effectué un stage de deux semaines à la raffinerie d'ARZEU RA1/Z où nous avons été affectés à la nouvelle zone de production des huiles de base .

DEVELOPPEMENT DU RAFFINAGE DANS LE MONDE :

La distillation, comme opération de séparation et de purification a été utilisée pour produire des huiles essentielles, parfums, médicaments, alcools, liqueurs et autres, bien avant d'être appliquée au raffinage du pétrole.

Le progrès enregistré dans ce domaine, ces 30 dernières années, est orienté vers la conception d'équipements de plus en plus performants visant à :

- améliorer l'efficacité et la qualité des produits,
- contrôler les flux thermiques (récupération d'énergie),
- la conception de nouveaux systèmes de commande et de contrôle,

tout en tenant compte du côté économique.

L'avènement des ordinateurs a permis de résoudre beaucoup de problèmes de la distillation; le choix des modèles représentatifs permet de simuler et étudier les différentes étapes d'un procédé.

C'est à partir de 1950 que de nouveaux plateaux de grande performance firent apparition. On a été contraint, par la suite à normaliser les plateaux à calottes déjà existants mais en un modèle standard. Les colonnes à garnissage s'utilisent de plus en plus pour de faibles débits (faible diamètre) pour obtenir de meilleurs fractionnements surtout avec l'utilisation de garnissages légers et inoxydables (céramiques, plastiques, ...).

DEVELOPPEMENT DU RAFFINAGE EN ALGERIE :

Notre pays est classé parmi les pays producteurs de pétrole dans le monde. L'économie nationale s'est basée pendant de longues années sur les rentes du pétrole qui se livrait depuis les ports de BEJAIA, ARZEW et SKIKDA et dans l'oléoduc traversant la TUNISIE vers les pays industrialisés; la FRANCE, L'ITALIE, les U.S.A. ...

A l'état brut, le pétrole est pratiquement inutilisable d'où son faible prix. Celui-ci ne reflète pas son importance en tant que source d'énergie et matière première pour l'industrie moderne. Sa valorisation a suscité la construction de raffineries pour son traitement et sa séparation en coupes d'hydrocarbures de propriétés voisines en vue de recevoir la même utilisation.

Les grandes et importantes raffineries Algériennes sont situées sur le littoral (SKIKDA, ALGER, ARZEW); l'eau y est disponible en grandes quantités (nécessitant un dessalement) et le transport du brut par bateaux (tankers) ou son acheminement dans des oléoducs est plus facile et plus économique que le transport des produits finis .

L'exploitation du pétrole Algérien commença en 1957 par le gisement d'EDJELEH et la construction de la raffinerie de HASSI - MESSAOUD de capacité 173 500 t/an, en 1958 . Celle-ci produisait essentiellement de l'essence et du gas-oil.

Deux pipes reliant HROUDH-EL-HAMRA à BEJAIA (1959) et ARZEW (1965) de diamètres respectifs 24 et 28 inches, acheminaient du brut vers les ports pour exportation . En 1964 et 1972, sont entrées en service les raffineries d' ALGER (2 700 000 t/an) et d' ARZEW (2 500 000 t/an) .

Une autre raffinerie de grande capacité (15 000 000 t/an) a été installée à SKIKDA en 1980, elle possède deux (2) toppings. En 1983, la raffinerie d'ARZEW a connu une extension qui lui a permis d'augmenter sa production en huiles de base.

Dans le sud, une raffinerie de capacité 300 000 t/an a été construite à AIN-AMENAS alors que celle de HASSI - MESSAOUD a subi des extensions pour augmenter sa capacité à 1 760 000 t/an.

L'installation de ces raffineries dans notre pays a permis d'ouvrir la porte sur des industries pharmaceutiques et petrochimiques (Paraffines, peintures, _____ ...) , en aval.

DESCRIPTION DE LA RAFFINERIE D'ARZEW RA1/Z :

La raffinerie d'ARZEW couvre une superficie de 150 ha du plateau d'EL-MQ HGOUN . Elle est entrée en production en 1972 pour traiter 2 500 000 t/an de brut de HASSI-MESSAOUD et 295 000 t/an de brut réduit atmosphérique du GOLFE. C'est la seule raffinerie , dans notre pays , qui produit les huiles lubrifiantes. Les différentes unités de :

- * Distillation atmosphérique ,
- * Reforming catalytique ,
- * Récupération des gaz ,
- * Flash sous vide ,
- * Distillation sous vide ,
- * Désasphaltage au propane ,
- * Traitement des paraffines ,
- * Hydratation ,
- * Extraction au furfural ,
- * Déparaffinage au MEC-Toluène ,
- * Fabrication de graisses ,
- * Mélange et conditionnement des huiles ,
- * Traitement et conditionnement des paraffines ,
- * Mélanges et expéditions ,

sont partagées en zones de production (voir fig- 1-).

Elles ont été conçues pour produire chaque année :

- 15 000 t de propane ,
- 100 000 t de butane ,
- 250 000 t d'essence normale ,
- 200 000 t d'essence super ,
- 200 000 t de naphta ,
- 300 000 t de kérosène ,
- 700 000 t de gas-oil ,
- 600 000 t de fuel-oil ,
- 170 000 t d'huiles de base ,
- 2 500 t de graisses ,
- 5 000 t de paraffines ,
- 120 000 t de bitumes .

Les unités de la zone 7 (voir figure -2-) sont dimensionnées pour produire les 50 000 t/an d'huiles. Alors que celles de la zone 5 (extension 1983) peuvent produire 120 000 t/an en marche normale. Seulement, le problème d'approvisionnement en eau fait que ces unités sont fréquemment arrêtées surtout pendant les périodes d'intempéries (l'eau est chargée de boue). Lorsque les réserves d'eau s'épuisent, l'unité de topping et/ou celle du cracking, fonctionnent en régime réduit ou s'arrêtent complètement.

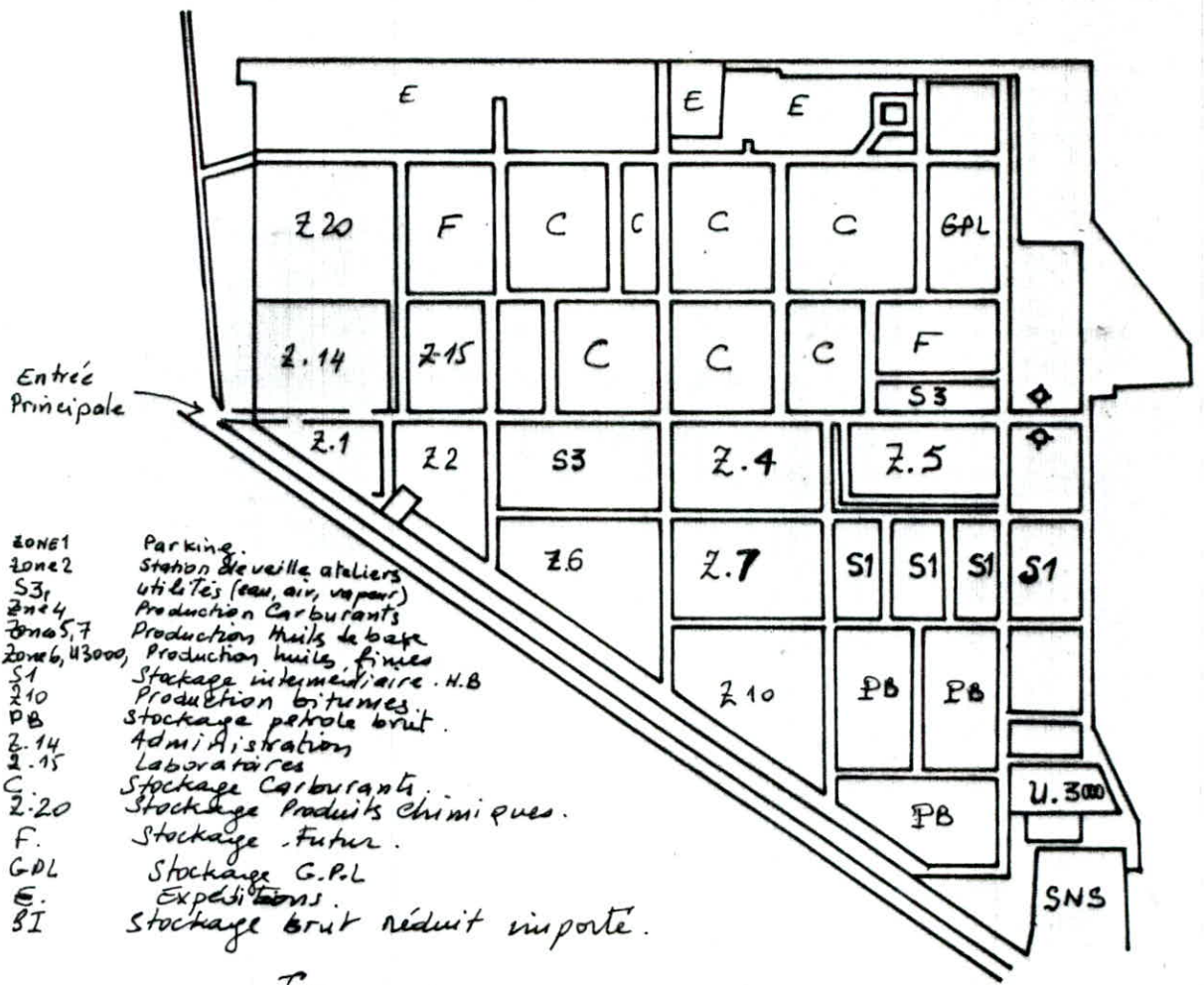


Figure - 1.
Plan de masse de la Raffinerie RA112.

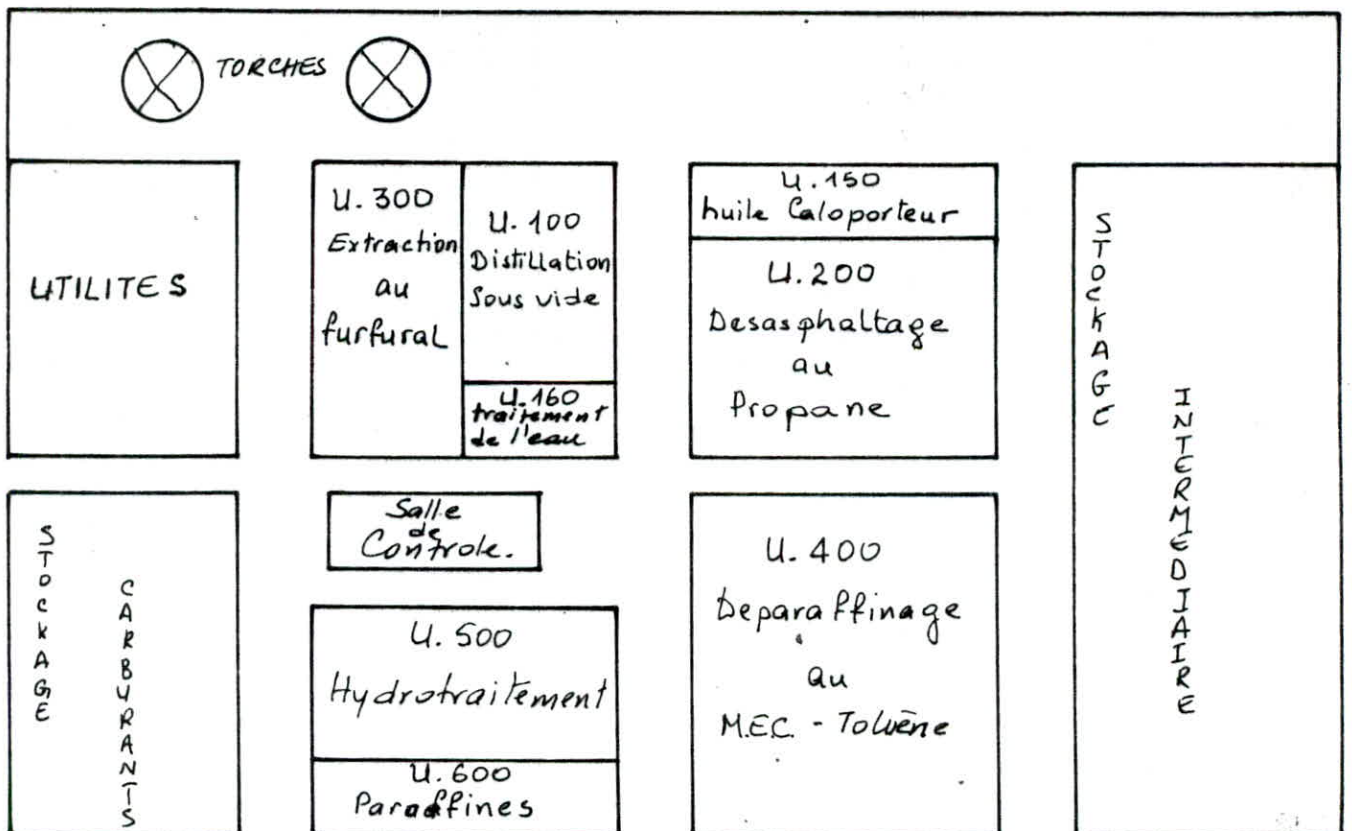


Figure 2. Plan de masse de la nouvelle zone de Production d'huiles de base.

CARACTERISTIQUES DES PRODUITS PETROLIERS :

On parle beaucoup de pétrole lourd ($d > 0,815$) ou léger ($d < 0,815$), néanmoins une classification plus scientifique définit d'abord les fractions caractéristiques :

. légère : distillant entre 250 et 275°C sous 1 atm ,

. lourde : distillant entre 275 et 300°C sous 3,5 kPa ,

et leurs types selon la densité comme suit :

base	fraction légère	fraction lourde
paraffinique	$d < 0,825$	$d < 0,876$
mixte	$0,825 < d < 0,860$	$0,876 < d < 0,933$
naphénique	$d > 0,860$	$d > 0,933$

La classe du pétrole dépend alors du type des deux fractions caractéristiques donnant les combinaisons suivantes :

- * Paraffinique.
- * Paraffinique mixte
-
- * Mixte-Paraffinique.
- * Mixte-Mixte
- * Mixte -Naphénique
- * Naphénique.
- * Naphénique-Mixte.

La caractérisation du pétrole permet d'évaluer les fractions que l'on peut soutirer et les opérations de traitement à lui faire subir.

Le brut Algérien est léger et peut être classé comme étant Mixte-Paraffinique. Il est souvent mélangé avec des condensats avant d'être envoyé par pipes aux raffineries du littoral, ceci permet d'augmenter le rendement, en fractions légères.

Le pourcentage en soufre étant très faible (0,3%), l'opération de désulfuration n'est pas nécessaire. La fraction lourde sert essentiellement à produire les huiles lubrifiantes et le Fuel-Oil pour l'utilisation domestique et industrielle.

Les principales caractéristiques du Brut Réduit Atmosphérique, Résidu Sous Vide, Gas-Oil Visqueux, et les coupes d'huiles de base sont résumées dans le tableau - 1 -; ci-après.

Caractéristiques	B.R.A	U.G.O	SP.O	M.U.O	U.O	R.S.U
Densité						
de	0.30		0.860	0.876	0.893	0.937
à	0.31		0.876	0.893	0.910	0.955
Viscosité à 38°C			11.8 ÷ 16.0	42 ÷ 60	166 ÷ 240	20.000 ÷ 50000
à 99°C			2.8 ÷ 3.3	5.5 ÷ 6.5	116 ÷ 13.8	120 ÷ 130
Point de flash						
de	140		≥ 171	≥ 204	≥ 241	≥ 300
à	220					
Couleur						
"Pour point"						
de	20		13	21	35	
à	25		15.6	23.3	37.8	≥ 40
U.I			72	87	76	

Les huiles lubrifiantes sont de différents types :

- Huiles isolantes: Elles ont la propriété de supporter de fortes différences de potentiel et sont utilisées pour les transformateurs et les condenseurs ,

- Huiles noires: Pour usages grossiers (essieux de wagon...),

- Huile de vaseline: Utilisée en pharmacie ,

- Huiles de coupe: Utilisées pour le travail (usinage) des métaux ,

- Huiles moteurs et machines: Ces huiles doivent:

* pouvoir assurer l'évacuation de la chaleur et des produits de l'oxydation (détergence) ,

* être stables thermiquement et résister à l'oxydation,

* avoir un point d'écoulement suffisamment bas et une volatilité très faible ,

* avoir une viscosité suffisante pour éviter l'usure excessive des surfaces en contact ,

* pouvoir maintenir ces propriétés le long de l'intervalle de température d'utilisation.

L'indice de viscosité repère empiriquement le comportement de l'huile par rapport aux deux huiles de référence:

- Huile de Pennsylvanie (paraffinique), de faible variation de viscosité : $VI = 100$,

- Huile du Gulf-Coast (naphténique), de forte variation de viscosité : $VI = 0$.

L'abaque de la figure - 3 - donne les indices de viscosité (V.I.) en fonction des viscosités à 210°F et 100°F.

I- / DISTILLATION :

I-1- / Généralités et définitions :

La distillation est une opération physique de séparation des constituants d'un mélange selon leurs températures d'ébullition. La différence de volatilité ou de tension de vapeur des constituants du mélange entraîne une différence entre les compositions des phases liquide et vapeur en équilibre thermodynamique, de façon que le rapport des concentrations légers/lourds soit plus grand en phase vapeur qu'en phase liquide.

Exemple:

Pour un mélange idéal de deux constituants A et B, où A est plus volatil que B, la volatilité relative de A par rapport à B s'écrit :

$$\alpha_{AB} = \frac{P_A^0}{P_B^0} = \frac{K_A}{K_B} \quad \text{avec} \quad \alpha_{AB} > 1.$$

Les équations d'équilibre liquide-vapeur s'écrivent :

$$\begin{aligned} Y_A &= K_A \times X_A \\ Y_B &= K_B \times X_B \end{aligned} \quad \implies \quad \frac{Y_A}{Y_B} = \alpha_{AB} \times \left(\frac{X_A}{X_B} \right)$$

Comme $\alpha_{AB} > 1$, on a: $\frac{Y_A}{Y_B} > \frac{X_A}{X_B}$

Le degré de séparation est alors limité du fait que la volatilité relative ne varie que peu avec la température et la pression. La distillation simple est alors une opération qui sépare les deux produits (condensat et résidu) après un seul équilibre représentant un étage théorique. Fig - I.1 -.

Pour augmenter le degré de séparation, on convient de recommencer l'opération avec chacun des produits.

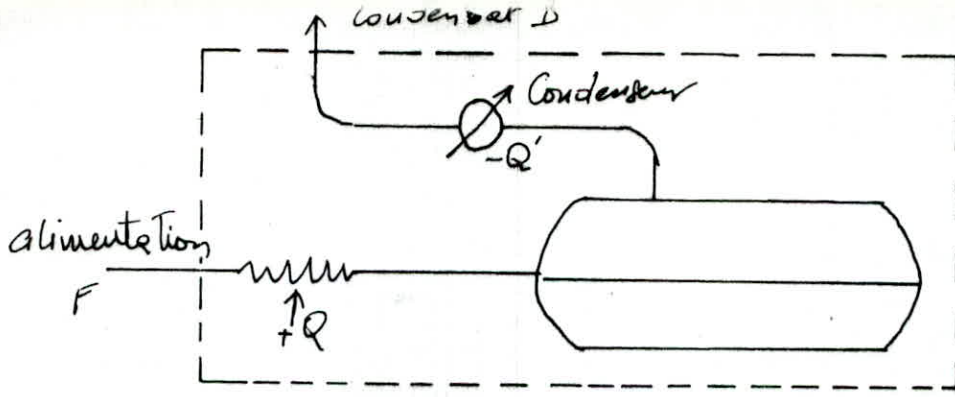


figure - I.1.
Distillation en un seul étage

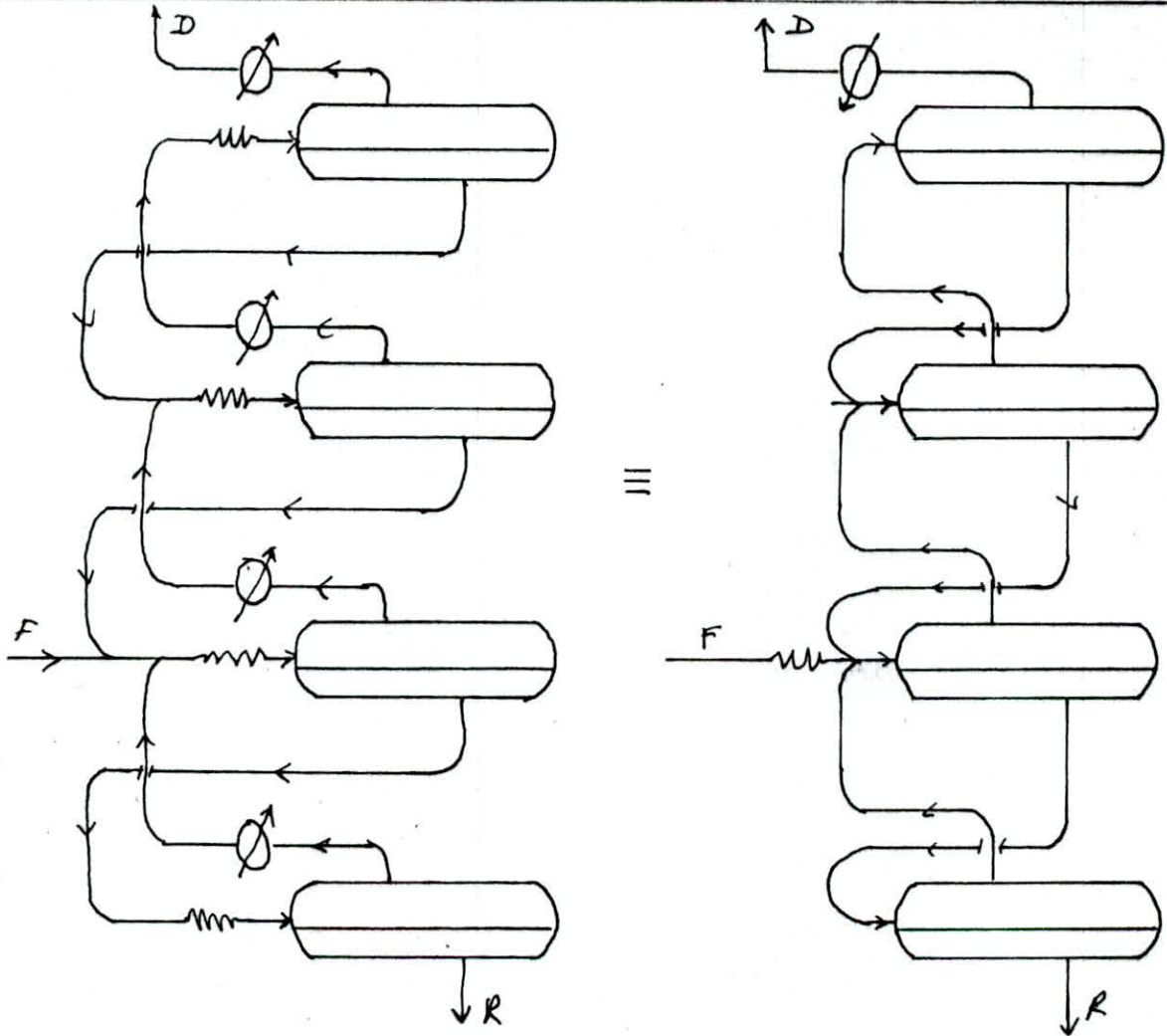


figure - I.2 -
Distillation en plusieurs étages.

On constitue, à chaque étape, de nouvelles fractions à distiller en ajoutant la tête d'une distillation à la queue de la précédente comme il est montré dans la figure - I.2 -.

Cette distillation est alors dite à plusieurs étages. Le nombre d'étages, ou bien plateaux théoriques, est fonction de la séparation voulue.

Au niveau de chaque plateau théorique "p", on réalise un contact intime entre les deux phases :

- * Liquide descendant de l'étage supérieur = L_{p-1} ,
- * Vapeur montant de l'étage inférieur = U_{p+1} ,

afin de permettre le transfert de matière menant les deux phases quittant ce plateau à un équilibre thermodynamique :

$$Y_{i,p} = K_{i,p} \times X_{i,p},$$

pour tout constituant "i" du mélange ($i = 1, N$).

Ce contact peut être :

- * continu, à contre courant sur la surface d'un garnissage. voir la figure - I.3.a -.

- * discontinu dans le cas de plateaux réels: on peut avoir
 - un contre courant, si le plateau ne possède pas de déversoir; les deux phases passent alors par les mêmes orifices. voir la figure - I.3.b -.

- des courants croisés, lorsque la vapeur barbotte dans le liquide qui descend de plateau en plateau par des déversoirs et des trop-pleins. voir la figure - I.3.c -.

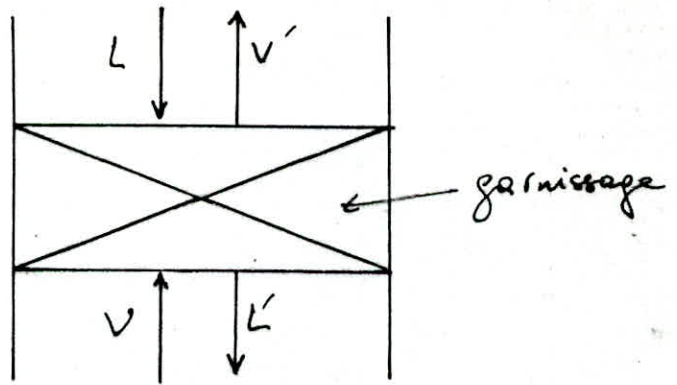
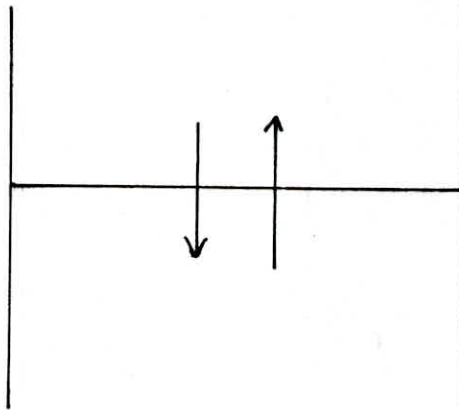


figure - I.3.a -
Contact continu en
Contre-Courant.



floteur
sans la valve

figure - C.3.b -
Contact discontinu
en Contre-Courant.

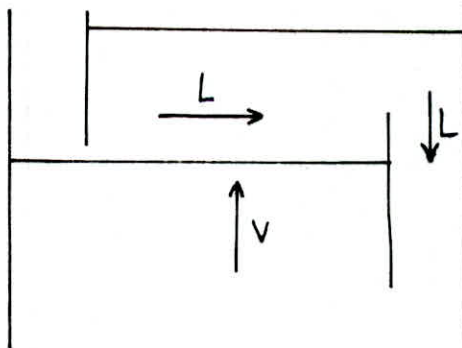


figure - C.3.c -
Contact discontinu
en Courants-croisés.

D'autres classifications tiennent compte :

1. du nombre de plateaux théoriques (un ou plusieurs étages),
2. de la pression opératoire (atm, s.v., superatm) ,
3. de la nature du contact (continu, discontinu) ,
4. de la présence d'azéotropie et utilisation de solvants extracteurs .

La forme la plus élémentaire est la distillation simple qui est discontinue et à un seul étage.

Pour l'analyse , les types de distillation les plus utilisées sont :

a. Distillation FLASH :

C'est une vaporisation simple menée en discontinu; la charge, après être chauffée sous pression est détendue dans une enceinte " ZONE DE FLASH " en mesurant le pourcentage vaporisé à différentes températures de la vapeur et sous la même pression, on trace la courbe de flash laquelle nous permet de fixer les températures de soutirage et prévoir la fraction de chaque coupe a soutirer.

Dans les colonnes de distillation , la zone de FLASH ou zone d'expansion s'interpose entre les sections de rectification et d'épuisement .

Une enceinte simillaire est utilisée pour séparer les gaz légers du pétrole brut avant que celui-ci ne passe dans le four , ceci permet d'alléger le four et d'optimiser le transfert de chaleur . Les deux flux se rejoignent à la sortie avant d'entrer dans la zone de FLASH de la colonne .

b. Distillation T.B.P :

Cette distillation vraie est caractérisée par sa haute sélectivité; Une colonne, à garnissage, surmontant un ballon, offre un grand nombre de plateaux théoriques. En tête, le dispositif permet d'avoir un taux de reflux important. Menée en discontinu, la sélectivité est telle qu'on a, pratiquement, passage successif des constituants à l'état vapeur au niveau de la tête de colonne. Il en résulte que la courbe températures_pourcentages vaporisés (tracée pour des intervalles de température très étroits) présente des paliers dont les longueurs sont proportionnelles aux pourcentages des constituants bouillant aux mêmes températures .

c / Distillation A.S.T.M. :

Menée dans un appareillage donné par la figure - I.5.a - La vitesse de chauffe et de condensation doivent être réglées selon les normes de l' "American Standardisation for Testing Materials".

La courbe A.S.T.M. se situe entre les courbes de flash et TBP du fait que son efficacité est intermédiaire.

d / Vaporisation progressive simple : (voir la figure -I.5.b -)

Le montage est similaire à celui de la distillation A.S.T.M. sauf que dans ce cas le bain d'huile maintient les deux phases en équilibre à la même température .

Elle met en oeuvre un seul équilibre liquide - vapeur .

figure - I.5. a -

Voir WHITHIER T.I.
page 6.

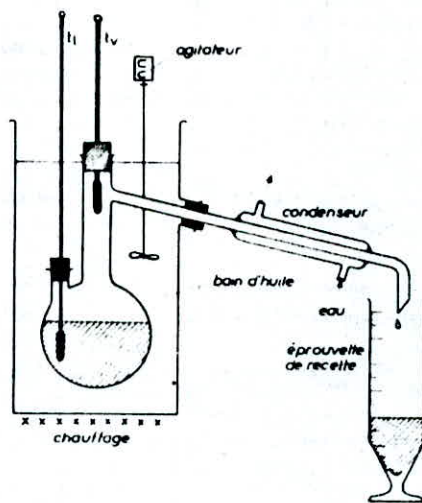


figure - I.5. b -

Comme la résistance au transfert de matière est plus importante en phase vapeur qu'en phase liquide, on assure le contact liquide-vapeur, dans le cas d'utilisation de plateaux réels, en dispersant la vapeur dans le liquide.

Ceci est facilité par la gravité (différence importante de densité) et l'énergie de pression de la vapeur.

Notons toutefois que la turbulence est favorable au transfert de masse, seulement l'efficacité diminue si l'entraînement est important; la phase liquide n'aurait pas le temps de se dégazer et les gouttelettes le temps de se déposer. Ce problème est étudié en hydrodynamique.

Selon que le mélange est binaire ou complexe, la distillation aura pour but :

- * d'enrichir le distillat en constituant le plus léger jusqu'à atteindre la pureté désirée (les deux constituants possédant des points d'ébullition suffisamment éloignés et ne présentant pas d'azéotropie).

- * d'obtenir des coupes d'hydrocarbures de propriétés suffisamment voisines pour être en mesure de recevoir la même utilisation comme le kérosène, les huiles de base ...

Les opérations de distillation sont très variées et la différence la plus significative reste le mode d'alimentation:

1. Discontinue : pour des fins d'analyse ou la distillation de produits en petites quantités ou spéciaux.

2. Continue : dans l'industrie où les quantités traitées sont considérables et les propriétés des produits ne doivent pas varier.

II- / DISTILLATION DU PETROLE BRUT :

La distillation est une opération de base dans l'industrie du raffinage . C' est aussi la méthode de séparation la plus utilisée que ce soit avant ou après les traitements chimiques . Les procédés connus sont fondés sur les mêmes principes . Cependant, les méthodes de calcul de conception ne sont que vaguement décrites . Les grandes compagnies qui de ^{par} leur grande expérience et de leur savoir faire détiennent encore les secrets de la conception des unités de grande taille .

Dans notre pays, le traitement du pétrole brut en entier nécessite trois types de colonnes de distillation ; selon qu'elles fonctionnent :

- sous pression atmosphérique : Par exemple, la distillation initiale du brut . Celle-ci donne , en tête , les gaz légers (propane, G.P.L. ...) . Sur les côtés, on soutire les différents carburants et solvants . Le résidu atmosphérique (B.R.A) est obtenu en fond de colonne . D' autres colonnes du même type servent à ajuster les propriétés des coupes soutirées .

- sous pression supèratmosphérique : De telles pressions sont utilisées lors du fractionnement des gaz pouvant servir à préparer les produits intermédiaires de première génération . Cette pression peut s'élever jusqu'à 120 atm .

- sous vide : On a recours à cette distillation car , sous pression atmosphérique , le seuil du cracking est inférieur à la température d'ébullition du B.R.A . De ce fait, on ne peut le fractionner en ses différentes coupes .

Pour les raffineries ne possédant pas de colonnes de distillation sous vide (cas de la raffinerie d' ALGER), le B.R.A. est mélangé au Gas-Oil pour obtenir du Fuel-Oil à utilisation domestique comme sous produit.

La distillation sous-vide est aussi utilisée pour traiter des mélanges de composés nobles pouvant s'altérer avec une nouvelle chauffe. L'utilisation des vapeurs d'eau (aussi des gaz inertes mais pas souvent) à basse pression permet de diminuer la pression partielle des hydrocarbures, ce qui permet d'atteindre facilement de plus hautes températures (375°C) sans risque de crackage.

La distillation sous vide du B.R.A. sert à préparer :

1. Les charges de craqueurs thermiques et catalytiques :

On obtient dans ce cas deux longs distillats et un résidu sous vide. Le fractionnement n'est pas poussé et ne demande de stripping que, parfois, pour le R.S.U. lorsqu'on veut ajuster son point de flash et l'utiliser pour obtenir du Fuel-Oil.

2. Les charges nécessaires à l'obtention des huiles de base :

Le B.R.A. est fractionné essentiellement en trois coupes d'huiles (SPindle-Oil, Mi-Visquous-Oil et Visquous-Oil), le Gas-Oil lourd (Vacuum Gas-Oil) et le Résidu Sous Vide (R.S.U.) donnant la 4e coupe d'huiles de base (Bright-Stock) après désasphaltage. Les vapeurs de stripping sont injectées au fond de la colonne de distillation sous vide et au fond de chaque stripper.

L'obtention de pressions réduites dans les installations industrielles se fait par utilisation de systèmes de vide (Éjecteurs-condenseurs) et de la vapeur d'eau dite de stripping.

Cette eau de stripping a deux buts essentiels :

- * Réduction de la pression partielle des hydrocarbures ,
- * Apport d'énergie de vaporisation à transmettre par brassage intensif tout en évitant les surchauffes locales .

Une explication de l'effet des vapeurs de stripping a été donnée par Gourevich [1], nous la résumons dans ce qui suit : La bulle de vapeur d'eau pénètre dans la phase liquide sous une certaine pression, en montant, elle subit une dilatation isotherme entraînant la vaporisation de constituants du produit pétrolier à l'intérieur de la bulle jusqu'à atteindre sa pression de vapeur à la température du milieu. La pression totale s'en trouve alors augmentée et entraîne de nouveau la dilatation de la bulle. Ceci continue jusqu'à l'arrivée de la bulle à la surface du liquide .

III- / EQUIPEMENTS :

Généralement, les procédés de distillation nécessitent les mêmes équipements :

- * Colonnes de fractionnement ,
- * Colonnes de stripping (strippers) ,
- * Fours ,
- * Echangeurs .
- * Condenseurs ,
- * Pompes et conduites ,
- * Bacs de stockage ,
- * Instrumentation .

III.1 / Colonnes de fractionnement:

Ce sont des enceintes cylindriques (viroles) renfermant soit des plateaux réels disposés avec un certain espacement , soit un garnissage maintenu sur des plateaux supports.

On trouve, souvent, des plateaux filtres empêchant la montée des produits lourds ou salissants.

Ces colonnes sont disposés verticalement et reposent sur des jupes. Quelques colonnes à plateaux possèdent à certains niveaux, des garnissages servant à augmenter le transfert de chaleur à l'intérieur .

Lors de la conception d'une colonne, on doit tenir compte de facteurs dépendant :

- 1* du système et des constituants du mélange.
- 2* de l'hydrodynamique,
- 3* des caractéristiques physiques de la colonne et
- 4* du mode d'opération.

a. Facteurs du système :

- diamètre approximatif de la colonne : Il est lié à la capacité de la colonne et doit répondre à des considérations économiques.

- Moussage : Apparaît lors de la distillation de produits lourds, huileux et pendant l'injection de l'eau de stripping.

- Dépôts solides : ils peuvent compromettre l'efficacité des colonnes et ordonner des arrêts de la production.

- Corrosion : la paroi et les accessoires internes de la colonne sont exposés à la corrosion par des acides aux températures opératoires.

- Les échanges de chaleur : la température doit être fixée à certains niveaux de la colonne. On emploie des reflux circulants permettant de récupérer de l'énergie.

- Les pertes de charge : Le passage de la vapeur à travers les couches liquides et les orifices engendre des pertes de charges qu'il faut minimiser.

- la rétention du liquide : Une faible rétention du liquide dans la colonne facilite le processus de contrôle.

b. Considérations physiques :

- Maintenance : Des systèmes facilitant le nettoyage et des réparations à l'intérieur de la colonne doivent être prévus comme les trous d'hommes ...

- Poids de la colonne : Il influe sur le choix des matériaux. On utilise de plus en plus des matériaux légers présentant une grande résistance.

- Soutirages : Des plateaux accumulateurs doivent être placés à différents endroits pour permettre les soutirages . Certains plateaux accumulateurs, à soutirage total, sont placés pour empêcher tout reflux interne, ils sont dits à cheminées .

- Dimensions et couts : Le facteur économique est prédominant dans les études de conception. Les colonnes à plateaux sont généralement plus hautes que les colonnes à garnissage .

c / Le mode opératoire *

Les temps de séjours sont variables d'un procédé à un autre. Il faut tenir compte de la flexibilité .

III-1 / Colonnes à garnissage *

Connues depuis longtemps , elles demeurent cependant moins utilisées que les colonnes à plateaux. Elles sont plus utilisées pour produire des distillats de grande pureté et lorsque le diamètre estimé est inférieur à la pour des causes économiques.

Elles présentent des avantages dont on cite :

- Le garnissage empêche la formation des mousses .
- L'emploi des céramiques et plastiques est plus économique que les métaux passifs à la corrosion.
- Les pertes de charge sont très faibles
- La rétention est très réduite.

et des inconvénients :

- Dépôt de saillissures .
- Soutirages difficiles ou impossibles .
- Poids excessif.
- Faible flexibilité .
- Faible efficacité lorsque le diamètre est important.

La colonne renferme , comme accessoires :

- Le garnissage .
- Les plateaux supports .
- Les distributeurs de liquide ,

et présente des ouvertures d'entrée et sortie des fluides et des trous d'hommes .

Garnissages :

On en trouve une grande variété :

- Anneaux : Rachig , Pall
- Selles .

Les anneaux Pall sont très utilisés . Les plus récents, en métal ou en plastique, ont des surfaces latérales évidées . cela permet d'obtenir une fraction de vide superficiel plus élevée tout en conservant la même surface volumique . De plus leurs formes favorisent la formation des gouttes .

III.12 / Colonnes à plateaux :

Plus utilisées que les colonnes à garnissage , elles présentent des avantages lorsque le diamètre est supérieur à 1m :

- Les dépôts solides ou saillissures sont moins importants et leur nettoyage est facilité par les trous d'homme lorsque l'espacement interplateaux est suffisant .

- Il est très facile de régler la température par les reflux circulants .

- Le poids de la colonne est faible .

- Les soutirages latéraux s'opèrent par utilisation de plateaux accumulateurs .

- La flexibilité (souplesse) offerte est importante surtout avec l'emploi d'éléments de barbotage bien conçus.

Leurs inconvénients résident dans :

* Le moussage : On doit prendre en considération ce facteur qui est défavorable pour l'efficacité.

* La corrosion : On doit utiliser un revêtement interne pour la colonne et employer des accessoires non corrodables.

* La perte de charge n'est pas à négliger surtout en opérant sous de basses pressions.

Les plateaux sont, souvent disposés avec un espacement régulier.

Les plateaux portant des filtres empêchent la montée des saillissures dans les étages supérieurs. On utilise aussi des reflux de lavage au dessus de la zone de flash.

Les plateaux de fractionnement portent des éléments de barbotage ayant pour rôle de mettre en contact les deux phases :

a- En contre-courant : Les deux phases passent par les mêmes orifices comme on le voit sur la figure -III.1-. Le plateau ne porte pas de déversoir et sa conception est simple, modique. Il a l'avantage de résister à l'encrassement seulement il manque de souplesse.

b- En courants croisés : La surface du plateau est divisée en cinq zones : (voir la figure -III.2. -)

A : Zone active.

B : Zone des trop-pleins.

C : Zone de distribution.

D : Zone de dégazage.

E : surface perdue à la périphérie.

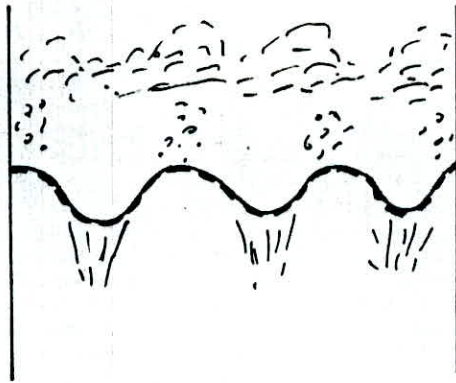
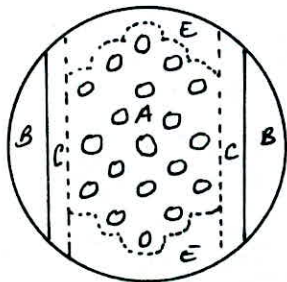
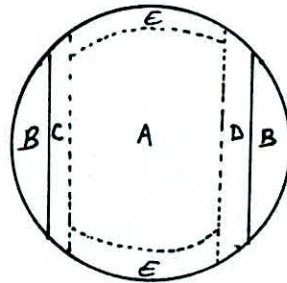


figure - III. 1 -
plateau sans déversoir.



plateau
à Calottes



plateau
perforé ou
à clapets.

figure - III. 2 -
Zones du plateau.

Ces plateaux portent des dispositifs dits trop-pleins qui gardent grâce à un déversoir un certain niveau de liquide sur le plateau et une queue qui plonge dans le liquide du plateau inférieur obligeant la vapeur à passer à travers les éléments de barbotage et la couche de liquide sur le plateau. D'autres barrages sont dressés dans la zone active afin de diminuer l'effet du gradient d'écoulement.

Le plateau peut présenter une ou plusieurs passes. Une passe (ou circulation) est une région du plateau comprise entre les points d'arrivée (points d'une même rangée) du liquide et le premier déversoir rencontré. On distingue alors des plateaux jusqu'à 4 passes. Les plateaux à demi-passe possèdent leur déversoir sur le même côté. D'autres plateaux permettent une circulation radiale ou centrifuge. (voir la figure -V.3-)

III.3 / Types des plateaux

Les plateaux se différencient par le type des éléments de barbotage. On parle alors de plateaux à calottes, à clapets, perforés, uniflux, à jets directionnels ...

III.3.a / Plateaux à calottes :

Très anciens, ils ont été utilisés avant 1950 en un seul modèle standard. Ce n'est qu'en 1956 que Bolles publia une étude détaillée sur leur fonctionnement et leurs calculs. Cela au moment où les autres types faisaient apparition.

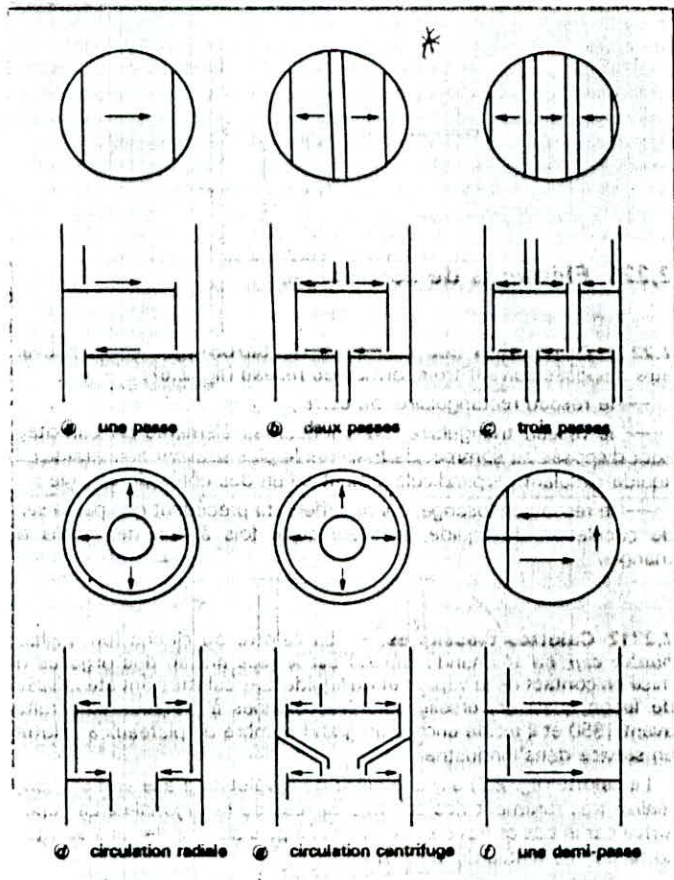


figure - III.3 -

Circulations sur un plateau.

Ce type de plateaux présente plusieurs inconvénients à savoir

- * le cout élevé des calottes et leur poids,
- * la capacité de la colonne est réduite,
- * l'efficacité est faible,
- * la rétention est moyenne .

Le tableau - II.1 - compare les différents types de plateaux.

III.2.b / Plateaux à clapets :

C'est le type de plateaux le plus performant: le clapet est plus léger, moins cher, plus facile à installer qu'une calotte et permet:

- * d'augmenter la capacité,
- * d'avoir une bonne efficacité,
- * réduire les pertes de charge en réduisant le gradient de liquide,
- * minimiser les coûts de maintenance.

La particularité de ces plateaux est la mobilité des éléments de barbotage; la soupape (ou couvercle) étant tarée, le soulèvement dépend de la pression exercée par les vapeurs et la hauteur du liquide surmontant le clapet.

La figure -III.5- donne le schéma détaillé d'un clapet.

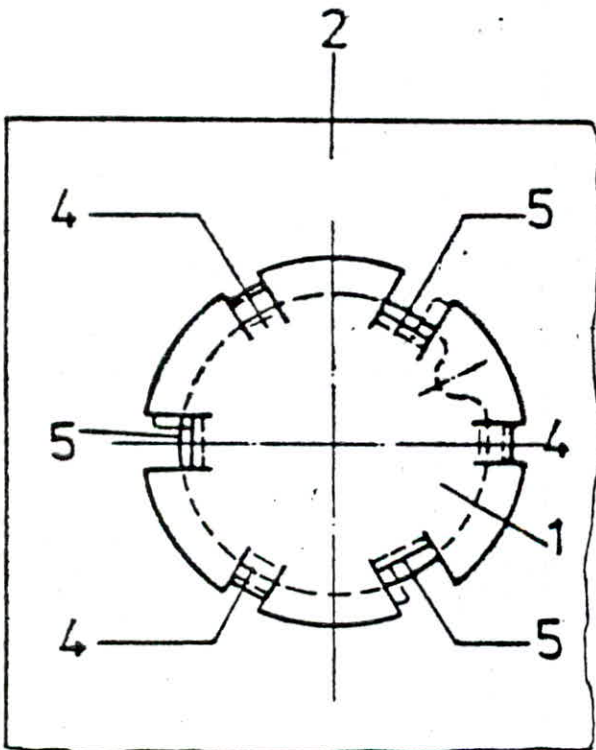
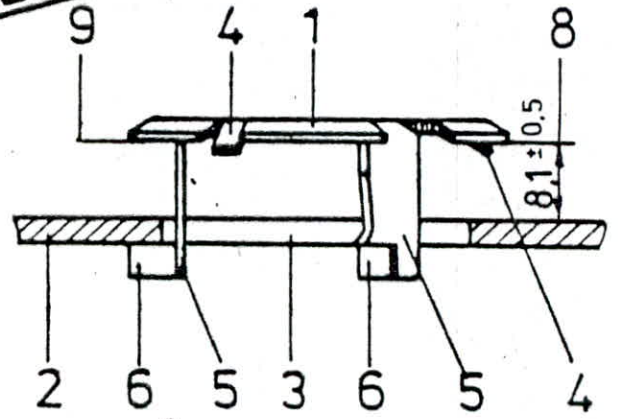
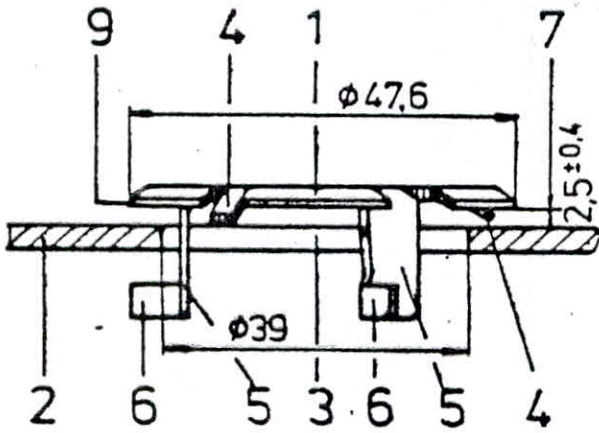
Dans les colonnes de distillation sous vide, les plateaux à clapets sont les plus utilisées pour les avantages cités ci-dessus et surtout parcequ'ils n'occasionnent pas de grandes pertes de charge.

Ce type de plateaux est très compétitif avec les plateaux perforés que nous décrivons dans ce qui suit.

№ F.W. 6260 - 110 266

Ballast-Einheit V-1
BALLAST-UNIT

VESSLS -
~~LES~~ COMMENTAIRES
LE: 24-9-79 PAR: ~~23~~



- 1 Ballast-Einheit
BALLAST-UNIT
- 2 Bodenblech
TRAY FLOOR
- 3 Dampfdurchtritt
VAPOR PORT
- 4 Anfangs-u. Öffnungsbegrenzung
INITIAL ORIFICE CONTROL
- 5 Fuß Ballast-Einheit
BALLAST UNIT VANE
- 6 Max.-Öffnungsbegrenzung
MAXIMUM ORIFICE CONTROL
- 7 Anfangs-Öffnungsquerschnitt
INITIAL VAPOR ORIFICE
- 8 Max.-Öffnungsquerschnitt
MAXIMUM VAPOR ORIFICE
- 9 Rand für Zentripetalen Dampf-Austritt
CENTRIPETAL DISCHARGE ORIFICE LIP.

4 NOV 1979

**CERTIFIED
FINAL**

CENTRIPETAL DISCHARGE ORIFICE LIP.

figure - III.5 -

früher GL 31-1

GL 20-3

III.3.c / Plateaux perforés à déversoir :

Il est de construction très simple et modique. Son inconvénient majeur est son manque de flexibilité.

La figure -III.4- illustre le fonctionnement simple d'un plateau perforé à déversoir.

tableau -III.1-

Plateau	capacité	Souplesse	Efficacité	côût
à calottes	3	2	3	3
perforé	2	3	2	1
à clapets	1	1	1	1

III.4 / Echangeurs :

Dans les raffineries, ils permettent de récupérer une partie de l'énergie calorifique que la charge prélève aux fractions sortant de la colonne de distillation. On y utilise deux types d'échangeurs :

III.4.1 / Echangeurs tubulaires :

Les deux fluides circulent en contre-courant dans les deux tubes coaxiaux (le plus corrosif dans le tube intérieur).

- * Leur utilisation est limitée aux produits sales.
- * Une bonne efficacité est obtenue à faible débit.
- * La longueur est cependant limitée.
- * Ils occupent un grand espace comparé à la surface d'échange offerte.

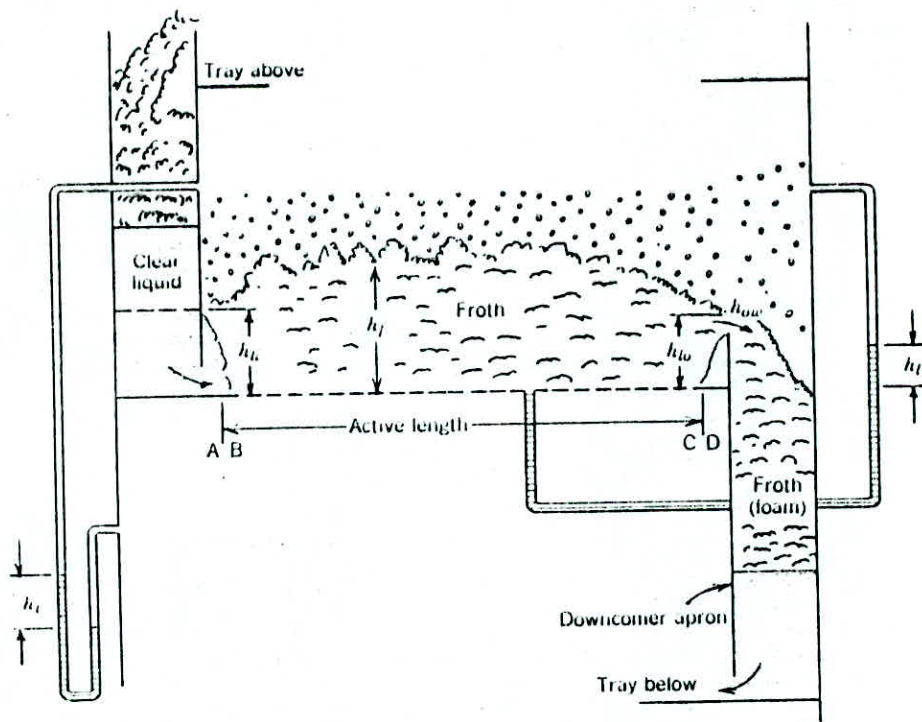


figure - III. 4 -

fonctionnement d'un
plateau perforé à déversoir.

III.4.2. / Echangeurs à faisceaux-calandre :

Leur utilisation est très fréquente dans les raffineries : le produit le plus salissant (brut) circule dans les faisceaux et les distillats dans la calandre réduisant ainsi les dépôts de salissures (défavorable pour le débit et le coefficient de transfert de chaleur).

Des chicanes sont disposées dans la calandre afin d'allonger le chemin du fluide côté calandre et assurer la rigidité des faisceaux. L'entrée et la sortie des tubes sont disposées sur le même bout de l'échangeur donnant ainsi deux passes côté tubes.

III.5 / Systeme de vide :

A l'échelle industrielle, le maintien du vide (basse pression) se fait en condensant les vapeurs à différents niveaux de la colonne et si nécessaire dans les condenseurs externes. Les incondensables sont aspirés depuis la tête de colonne par des éjecteurs à vapeur d'eau (moyenne pression). La figure -II.6.- illustre le fonctionnement des éjecteurs dans les systèmes de vide industriels. Les incondensables de la colonne (y compris les vapeurs d'eau injectées dans le four, au fond de la colonne et dans chaque stripper) passent dans un précondenseur sous l'effet de l'aspiration produite au niveau de la série d'éjecteurs. Les vapeurs condensées descendent dans une jambe barométrique constituant la garde hydraulique et donnant sur un séparateur. Les vapeurs non condensées passent dans les éjecteurs où elles sont mises en contact direct avec de la vapeur moyenne pression.

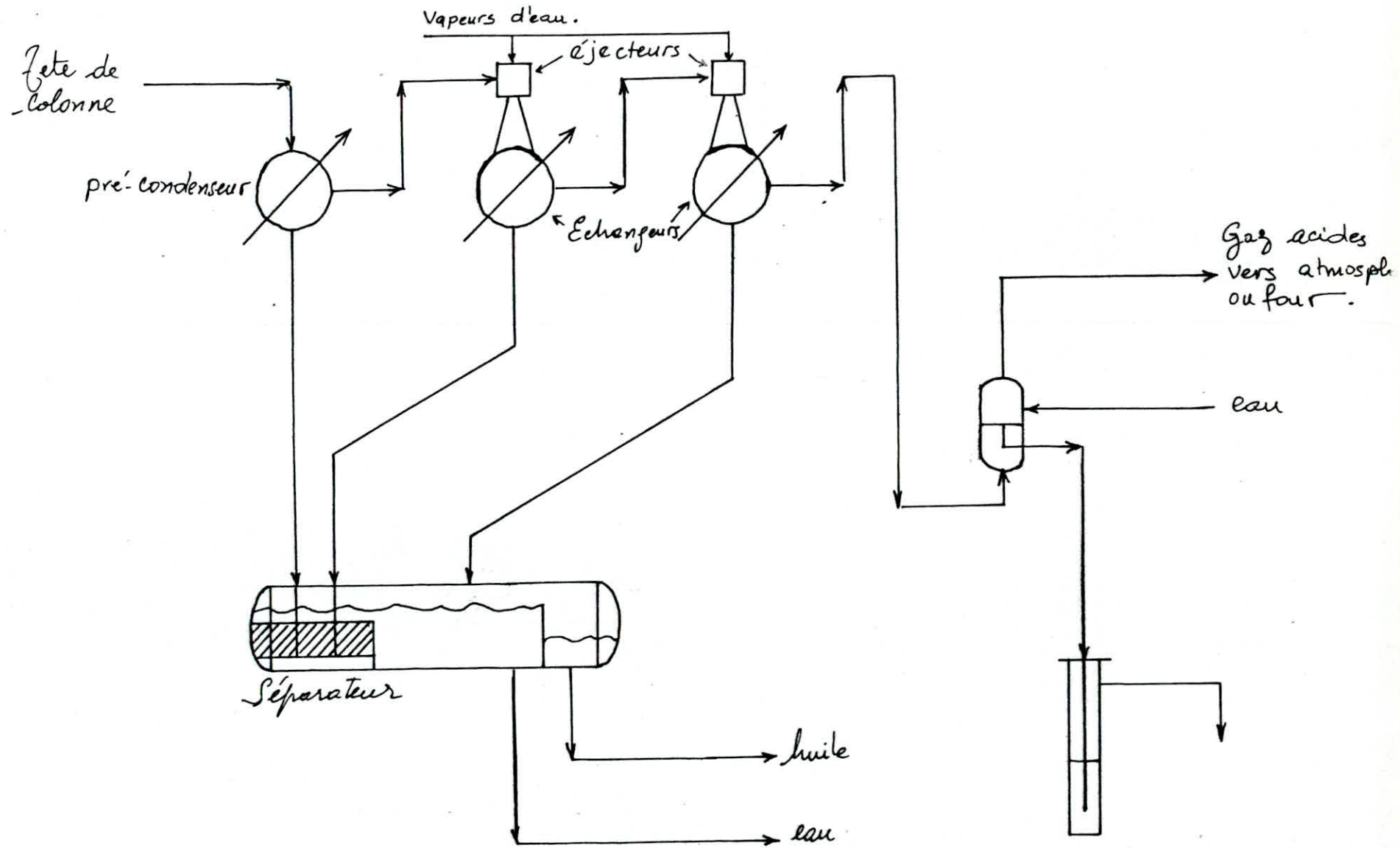


figure - III.6 - Système de vide industriel.

Une autre série de condenseurs - éjecteurs condense une autre partie et les plus incondensables sont dispersés dans l'atmosphère ou envoyés aux fours spéciaux.

Ce système de conception simple consomme de la vapeur (B.P.) selon la fraction d'hydrocarbures quittant la tête de la colonne et le degré du vide désiré.

III.6 / Strippers:

Ce sont des colonnes assurant la désorption des constituants les plus légers afin d'ajuster le point de flash des coupes de distillats. Certains ne présentent pas de zone de rectification ; l'alimentation arrive au premier plateau de tête .

En distillation atmosphérique du pétrole brut, comme en distillation sous vide, on a trois strippers. Ceux-ci sont disposés l'un au dessus de l'autre en une seule colonne placée à proximité de la colonne de distillation.

Les plateaux utilisés sont souvent à clapets.

L'injection de vapeurs de stripping permet en fait de baisser la tension de vapeur des hydrocarbures facilitant ainsi leur évaporation.

IV / SCHEMA TECHNOLOGIQUE :

IV.1 / Procédé de production d'huiles de base :

Le procédé consiste à séparer les fractions huileuses du B.R.A. dans l'unité de distillation sous vide et leur faire des traitements physicochimiques - chimiques pour obtenir les huiles dites de base. Le schéma de la figure **IV.1** illustre les opérations de cette chaîne de production.

* L'unité " 100 " de distillation sous vide :

De cette unité sortent trois coupes d'huiles; SPindle (SPO), Mi-Visqueuse (MUO) et la Visqueuse (VO), le Gas-Oil sous vide (VGO), le résidu sous vide ainsi que des coupes intermédiaires moins importantes ; le Slop Cut léger (SCL), le Slop Cut Lourd (SCL) et l'huile noire.

* L'unité " 200 " de désasphaltage au propane :

Le résidu sous vide passe dans l'unité de désasphaltage au propane pour fournir la 4^{ème} coupe d'huile ; le Bright stock (BS). Le propane est utilisé comme solvant pour l'huile, les asphaltes précipitent. Ces quatre coupes SPO, MUO, VO, et BS doivent passer l'une après l'autre et selon un programme dans les trois unités suivantes :

1. L'unité " 300 " d'extraction au furfural :

Utilise le procédé IEXACO. Son but est d'améliorer l'indice de viscosité en éliminant les aromatiques par extraction au furfural. Le raffinat est strippé pour éliminer toute trace de furfural. Celui-ci est régénéré à partir de l'extrait.

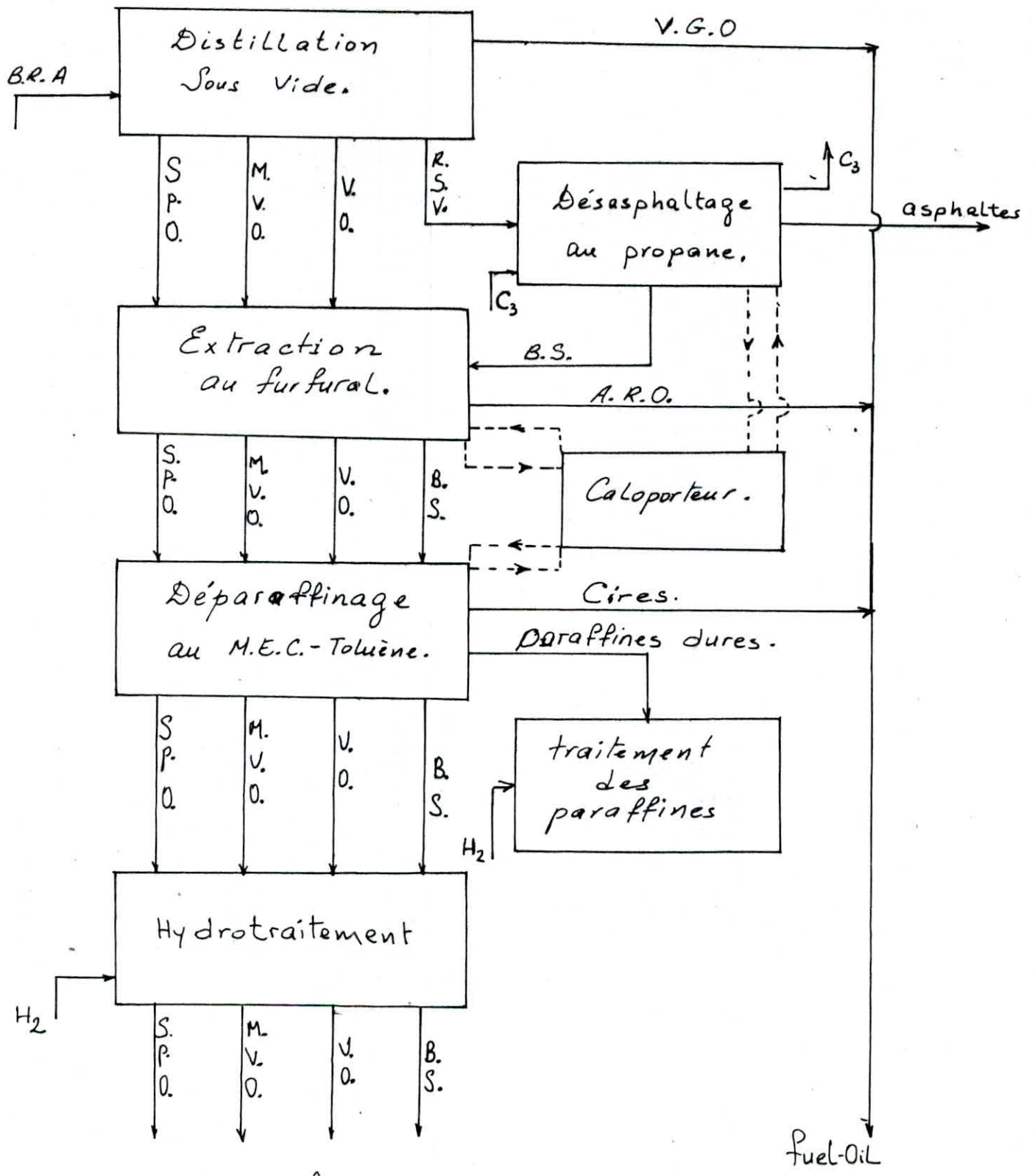


figure - IV.1 -
Schéma technologique.

* une batterie d'échangeurs " E-101..E-106 " de préchauffe de la charge par les produits.

* un système de génération de vapeurs d'eau sous basse pression " D-105, et E-107..E-113 ".

* une boucle de circulation d'eau tempérée " D-108, E-125 et E-117..E-122 " qui refroidit les produits à la température de stockage.

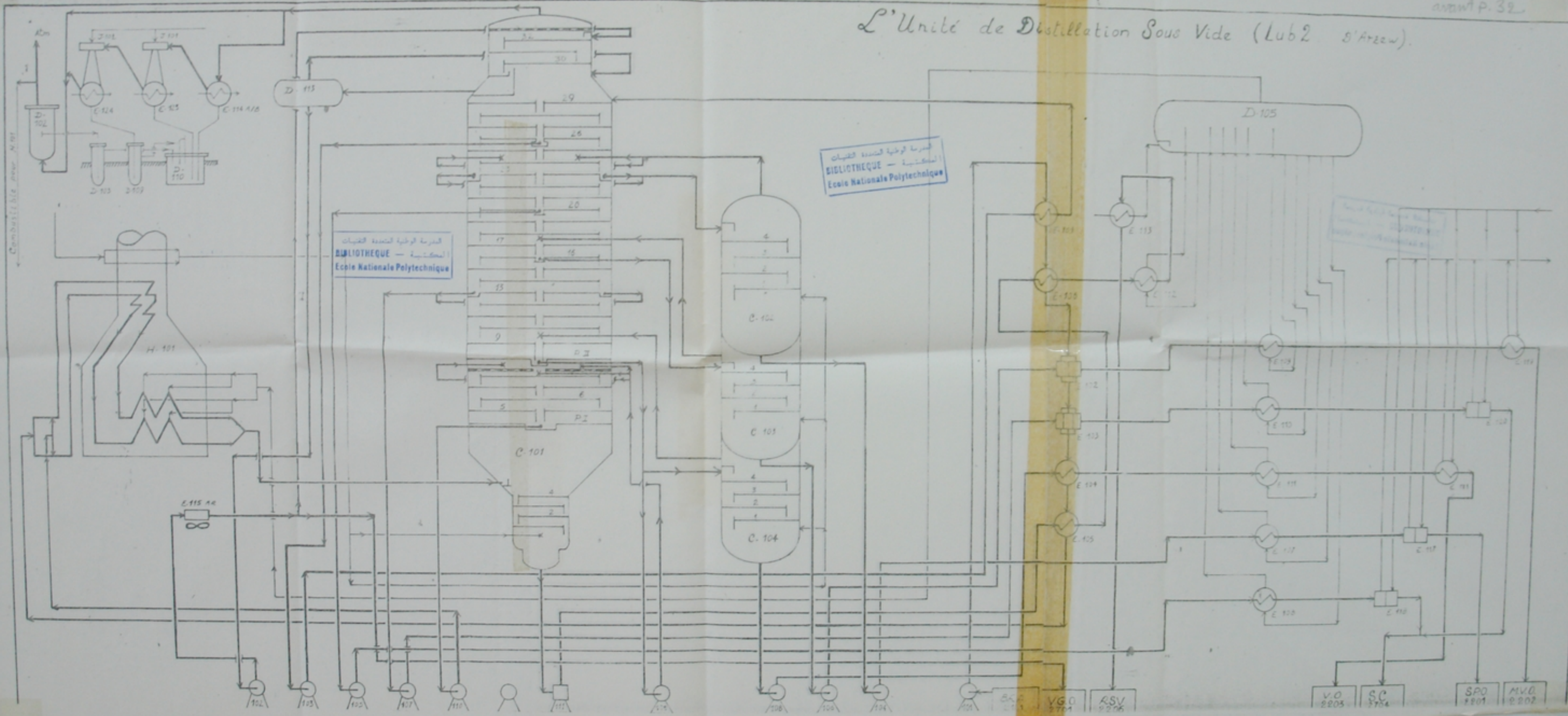
IIJ.2.2 / Circuits principaux :

voir le schéma du procédé dans la figure - IIJ.2 -

a / Préchauffe de la charge : La charge est puisée dans le bac de stockage " TK-2101 " à l'aide de la pompe " P-101 A/B " précédé d'un filtre " F-101 A/B ". Elle passe ensuite dans une série d'échangeurs ou elle se chauffe progressivement jusqu'à atteindre une temp de 240 à 260°C. L'énergie thermique y est prélevée respectivement au reflux circulant , RSU , MUO , SCL , UO et une seconde fois au RSU.

b / Four et chauffe de la charge : La charge entre en deux passes dans le four sous vide. Elle est accélérée par injection de la vapeur d'eau dite de vitesse. Ceci dans le but de réduire son temps de séjour dans le four et limiter le cokage. Le four est du type cabine à faisceaux horizontaux , il est alimenté en Fuel-Gas. Les gaz de combustion sont conduits dans la cheminée ou ils doivent surchauffer les vapeurs de stripping (basse pression).

L'Unité de Distillation Sous Vide (Lub 2 S'Arzew)



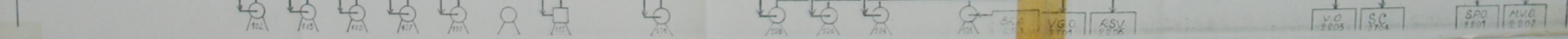
المكتبة - المكتبة
BIBLIOTHEQUE - المكتبة
Ecole Nationale Polytechnique

المكتبة - المكتبة
BIBLIOTHEQUE - المكتبة
Ecole Nationale Polytechnique

المكتبة - المكتبة
BIBLIOTHEQUE - المكتبة
Ecole Nationale Polytechnique

Commissariat aux Pétroles

Commissariat aux Pétroles



c / colonne de distillation sous vide :

voir la figure - III.3 -

D'une hauteur totale de 39,83 metres , un volume de 754 m³, elle renferme :

- * 28 plateaux de fractionnement à clapets de types A3 et U4,
- * 02 plateaux accumulateurs à soutirage total,
- * 02 filtres.

disposés dans les trois zones :

1. zone de flash : La charge, après rencontre des deux passes sortant du four , y est introduite tangentiellement (cela évite aux parois internes l'erosion) à une température moyenne de 375°C.

2. zone d'épuisement : possède quatre plateaux de fractionnement de diamètre interne de 2,08 metres. Elle est prolongée vers le bas par une zone sans plateaux de diamètre externe de 0,70 metres. Cette reduction de diamètre permet de reduire le temps de séjour des constituants lourds dans la colonne. La vapeur d'eau de stripping est injectée en dessous du plateau 1.

Le résidu sous vide est aspiré par la pompe P-111 A/B à une température de 357°C. Il passe dans les échangeurs E-105 A/B (282°C), E-106 (239°C), E-112 (160°C) et E-113 (124°C) où il doit céder son énergie en deux temps à la charge et à l'eau de chaudière. Le RSU peut prendre trois directions :

- * vers le stockage.
- * vers la ligne de recirculation à l'entree du four.
- * vers le fuel.

3. zone de rectification : Les plateaux à soutirage total à cheminées sont disposés l'un au dessus de la zone de flash l'autre entre le filtre et le plateau 9. Le diamètre est de 5,48 mètres jusqu' au plateau 13, et 5,46 metres jusqu'au plateau 29 et 3,97 metres pour les plateaux de tête. Le second filtre est placé au dessus du plateau 32. Les circuits principaux de cette zone sont décrits dans ce qui suit :

. Circuit Gas-0il :

Le UGO est condensé par le reflux circulant entre les plateaux 30 et 32. Le liquide sortant du plateau 30 coule dans le ballon D-113 d'où il est repris par la pompe P-102 A/B avant d'être refroidi dans l'aéroréfrigérant E-115 AR. Une partie du UGO est renvoyée dans la colonne comme reflux circulant supérieur, le reste est envoyé au stockage sous controle de niveau du D-113.

. Circuit Spindle :

L'huile Spindle est soutirée au plateau 23 et est envoyée en tête du stripper C-101 (à 265 °C) dans lequel est injectée de l'eau de stripping sous basse pression à 313 °C. Le distillat SPD strippé est aspiré depuis le fond de cette colonne et est conduit vers les échangeurs afin de prendre la température de stockage (80 °C). Alors que les légers revaporisés sortent avec les vapeurs, en tête, pour être renvoyés dans la colonne C-101 au plateau 22.

. Circuit Slop Cut léger :

Le SCl est aspiré du plateau 20 par la pompe P-105 A/B. Ne subissant pas d'opération de stripping, il est refroidi par l'eau de chaudière avant d'aller aux bacs de stockage.

. Circuit Huile Mi-Visqueuse :

Le distillat UGO ou SAE-10 est soutiré du plateau 16 pour être envoyé vers le stripper C-103 à 310°C. La vapeur entre en bas de la C-103 dans les mêmes conditions que pour SPO. Les vapeurs récupérées en tête sont renvoyées dans la colonne au dessus du plateau de soutirage. Le produit strippé est aspiré par la pompe P-106 A/B et passe dans des échangeurs avant d'atteindre les bacs de stockage. Une ligne de recirculation au stripper est prévue pour les démarrages, arrêts et rétablissement du niveau dans la C-103.

Partie - Calculs

I / TRACE DES COURBES :

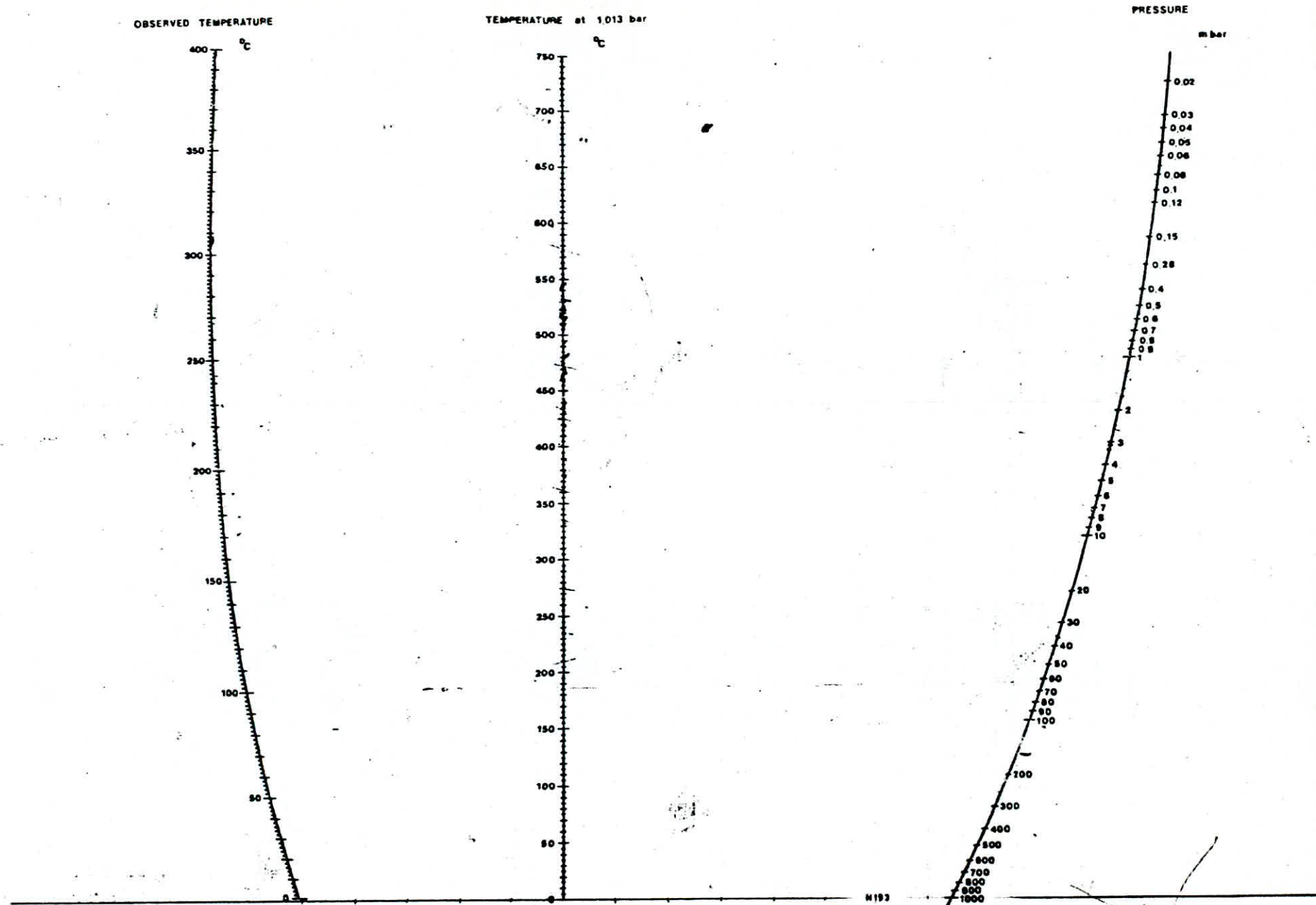
La caractérisation d'une charge pétrolière nécessite la connaissance de sa courbe de distillation vraie. Celle-ci est obtenue expérimentalement lorsque l'on dispose du matériel nécessaire. Faute de quoi, on fait recours aux abacques d'EDMISTER, publiés en 1959, qui permettent d'obtenir les températures I.B.P. et Flash correspondant à 00, 10, 30, 50, 70, 90 et 100% à partir de la courbe A.S.T.M. Cette dernière étant facile à mettre en oeuvre et moins onéreuse, surtout si l'on doit travailler sous des pressions réduites.

Des abacques fournis par VAN WINKLE [1] nous permettent de déterminer les courbes de flash à partir des courbes A.S.T.M.

Les courbes de flash sont introduites afin de nous donner les températures de soutirage des coupes car elles sont les plus proches de la réalité.

Nous avons élaboré un programme informatique (Listing joint en annexe {1}) dont deux procédures ASTM-TBP et ASTM-FC transforment les températures ASTM respectivement en des températures I.B.P. et FLASH. Ces procédures exploitent les courbes des abacques rapportées dans les figures - C.2 -, - C.3 -, et - C.4 -; chaque courbe est représentée par une équation polynomiale du cinquième degré. Les coefficients de ces équations ont été obtenus grâce à des calculs de régression menés à l'aide du logiciel " GRAPHER " et introduits au début des procédures de calcul respectives.

Ce programme facilite les calculs. La précision est liée aux erreurs de lecture, sur les abacques utilisées, des points qui nous ont permis de trouver les coefficients.



Temperature/pressure conversion for petroleum hydrocarbons

figure - C.1 -

Les calculs peuvent être menés pour la distillation sous vide et pour la distillation atmosphérique.

Les données de température, de densité et de pression sont introduites dans la procédure DONNEES (1.3), elles correspondent au brut réduit d'ARZEW et ses coupes d'huiles de base (pour la distillation sous vide) et au brut de HASSI-MESSAOUUD (pour la distillation atmosphérique).

Pour changer de charge, on doit rectifier les valeurs des données dans la procédure DONNEES.

I.1 / Obtention des courbes de distillation A.S.T.M. :

Les données utilisées ont été prises d'un rapport du laboratoire de la raffinerie d'ARZEW datant de Mai 1985.

Le document montre la contamination d'une coupe d'huiles semi-finie par des légers au niveau des bacs de stockage (2).

La distillation menée est du type A.S.T.M. D-1160, effectuée sous 4.0 et 5.5 mmHg. Les températures relevées sont converties en des températures sous 760 mmHg. Cette conversion peut être effectuée par la procédure CONVERT-TEMPERATURE (1.4) basée sur l'abacque de la figure - C.1 - . Le tableau - C.1 - rapporte les températures A.S.T.M. sous pression atmosphérique pour le brut réduit atmosphérique et les quatre coupes U60, SPO, MUO et UO.

Tableau - C.1 -

XU vaporise	COUPE				
	BRA	UGO	SPO	MUO	UO
PI	242	237	270	330	339
2.5	302	262	306	364	423
5.	330	271	323	376	436
10	367	281	338	390	449
15	388	285	346	400	457
20	403	287	350	408	463
25	419	291	356	413	468
30	433	293	359	417	472
35	446	294	362	417	477
40	460	298	365	420	483
45	473	299	368	423	486
50	489	301	372	426	491
55	507	305	374	429	496
60	526	307	376	432	500
65	548	308	379	436	505
70	572	309	382	439	510
75	-	312	385	446	516
80	-	316	388	451	523
85	-	319	391	453	531
90	-	324	396	458	541
95	-	329	402	462	-
97	-	-	404	466	-
99	-	339	-	-	-
PF	-	342	410	472	-

Leurs courbes A.S.T.M. sont représentées sur la figure - C.2 -.

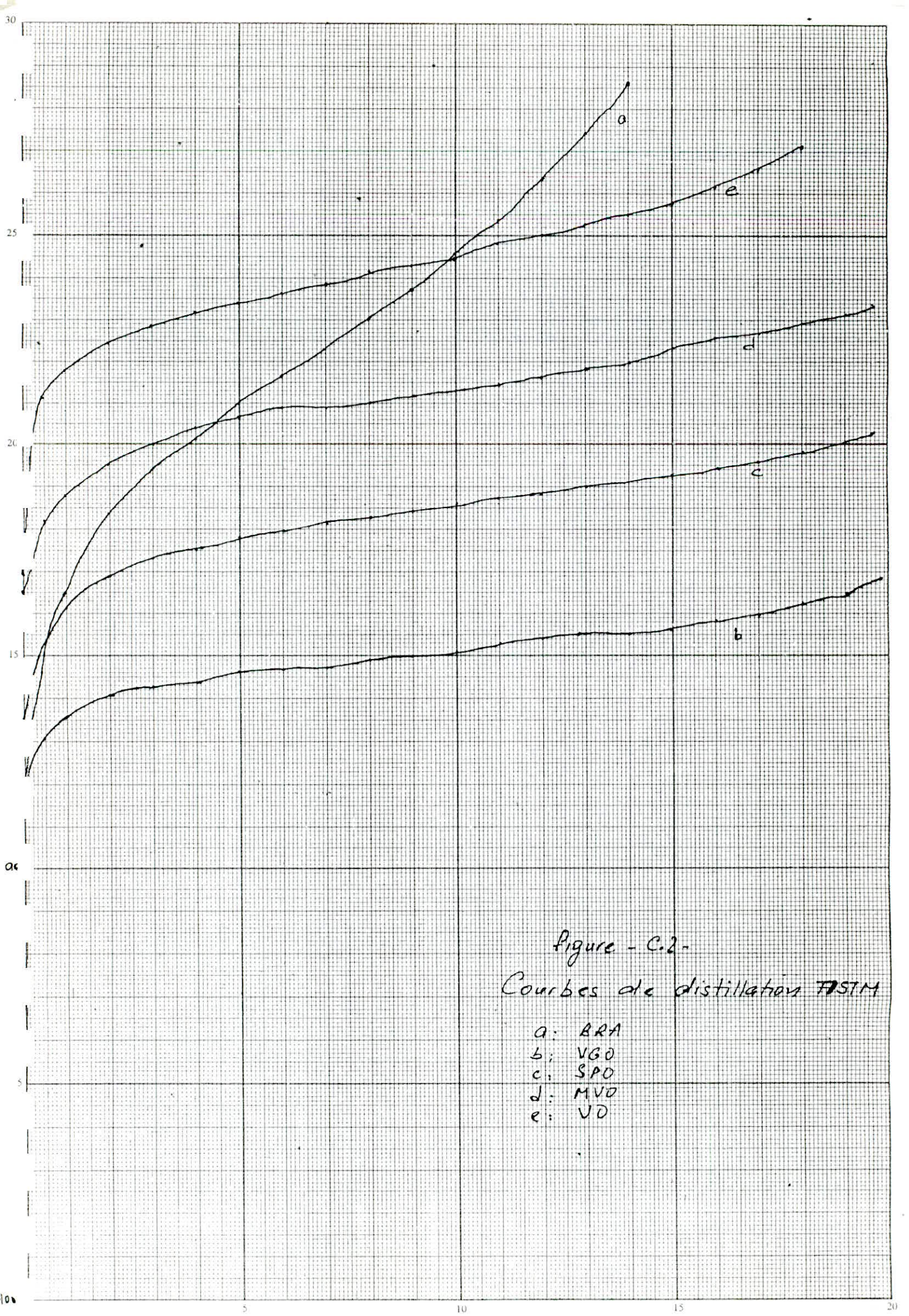
Les calculs sont effectués par la procédure ASTM-TBP (1.1).

On remarque que les températures pour 90 et 100XU ne sont pas disponibles pour la charge, cela est dû à la limite imposée par le phénomène du cracking. Si l'on poursuit la distillation au delà de cette limite, les températures devront être corrigées.

PAUL HUGGENS [24] propose la relation :

$$T = T + \exp(-3.6542 + 0.01089 * T),$$

La correction se fait sur les températures A.S.T.M.



La température limite du cracking est relevée, durant l'opération de distillation sous vide, au moment où la température s'arrête de croître et la pression augmente brusquement.

(à cause de l'évaporation rapide des hydrocarbures légers).

Des échantillons ont été ramenés de la zone de production.

Nous avons procédé au Centre d'Etudes et de Recherche des HYDROcarbures (C.E.R.HYD) à une analyse incomplète [3] et nous nous sommes trouvés contraints d'adopter les données du laboratoire de la raffinerie d'ARZEW.

I.2 / Courbes de distillation I.B.P. :

La méthode fait appel aux abacques d'EDMISTER :

- L' un repris par WATKINS [2] donnant les températures initiale, 50%, et finale de la courbe I.B.P. en fonction des points A.S.T.M. respectifs . (voir la figure - C.3.a -)

- L' autre repris par P. WUITHIER [3], donne la différence de température I.B.P. entre deux points successifs (10, 30, 50, 70 et 90%) en fonction des différences A.S.T.M. entre les mêmes points.

A partir du point 50% sont, alors, déterminés successivement les autres points (30, 10, 70 et 90%). Les résultats sont rapportés dans le tableau - C.2 - et représentés dans la figure - C.4 -.

Tableau - C.2 -

XU vaporisé	BRA	UGO	SPO	MUO	UO
PI	218	213	251	316	325
10	385	267	330	388	461
30	460	290	364	429	498
50	524	304	385	445	527
70	613	316	400	464	554
90	-	336	419	497	597
PF	-	352	432	510	-

Températures en degrés centigrades.

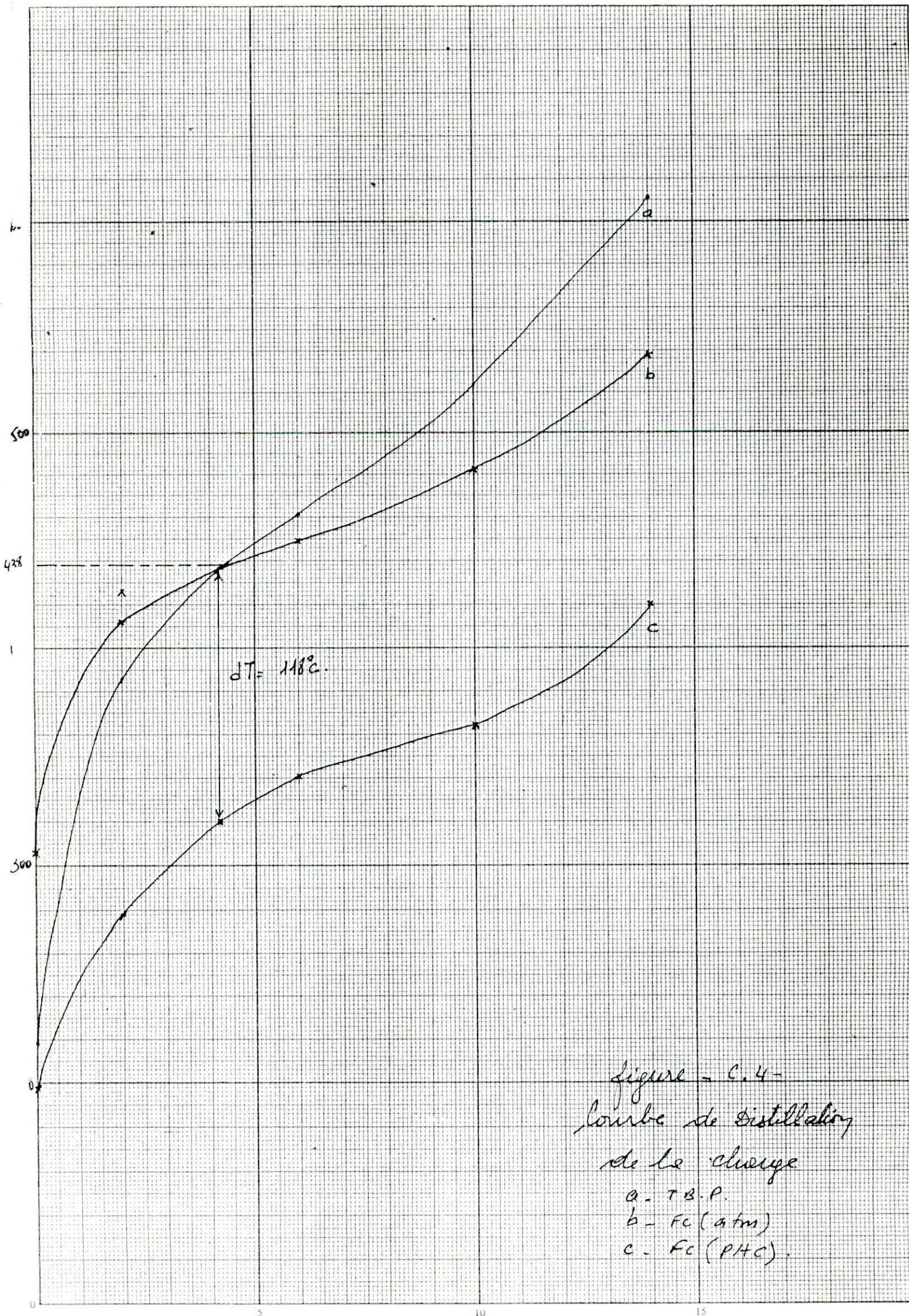
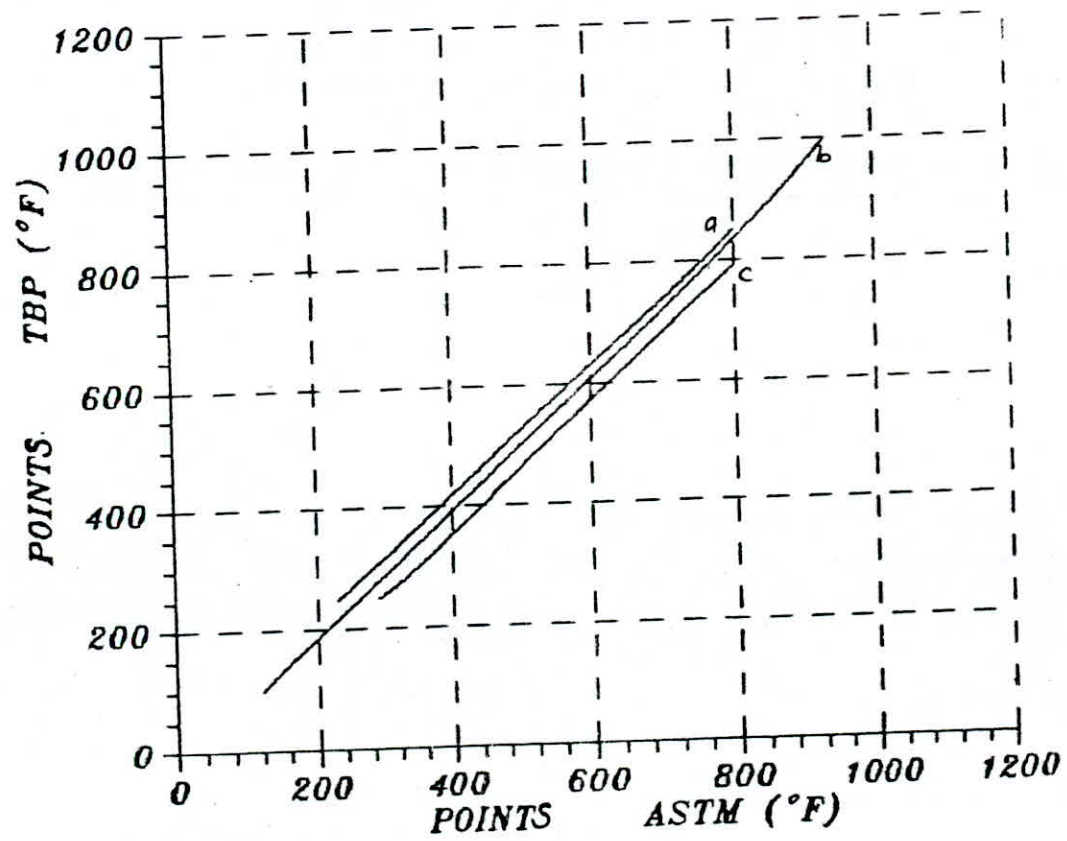


figure - C.4 -
 Courbe de distillation
 de la charge
 a - T.B.P.
 b - Fc (atm)
 c - Fc (PHC).



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

figure - C.3.a -
 D'après les abacques de WATKINS

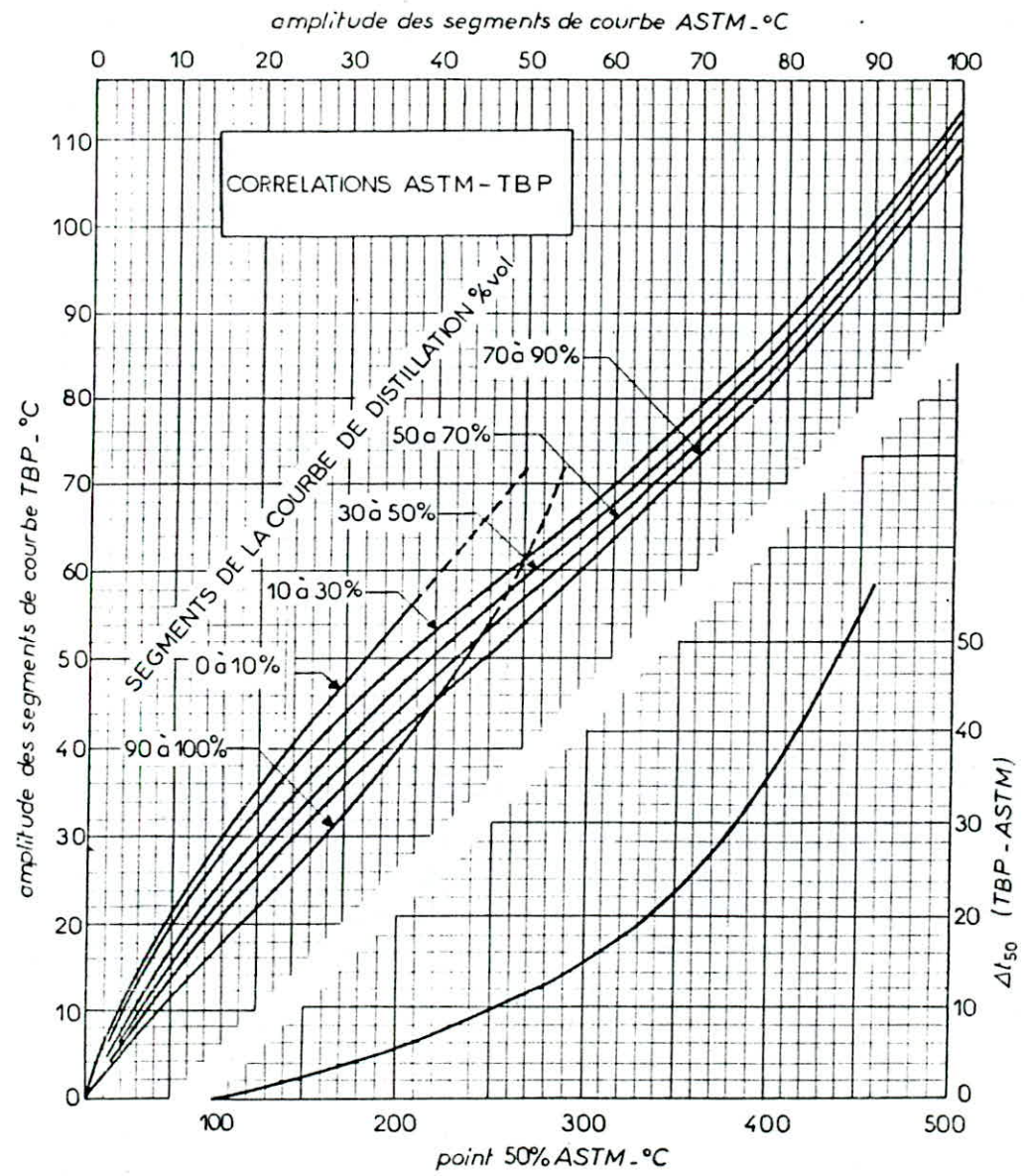


figure - G.3.6 -

I.3 / Courbes de vaporisation flash :

La méthode adoptée est celle de VAN WINKLE [1] , elle consiste à :

a. déterminer les températures non corrigées en fonction des températures A.S.T.M. pour 00, 10, 30, 50, 70, 90 et 100% à partir de l'abacque de la figure - C.5.a - .

b. déterminer la correction pour chaque point en fonction de la pente à partir de l'abacque de la figure - C.5.b - ;

on doit prendre la pente :

* 00-30% : pour corriger le point 00%.

* 10-70% : pour corriger les points 10, 30, 50, 70 et 90%.

* 70-90% : pour corriger le point 100%.

c. obtenir les points de flash en ajoutant les corrections aux valeurs trouvées en "a".

Les résultats obtenus par la procédure ASTMFC (1.2) sont donnés dans le tableau - C.3 - et représentés dans les figures - C.6 - .
a,b,c

Tableau - C.3 -

XU vaporisé	BRA	U60	SP0	MU0	U0
PI	303	277	322	385	399
10	413	301	363	419	483
30	449	307	377	438	496
50	481	310	382	438	505
70	538	413	386	445	516
90	-	320	386	448	529
PF	-	322	395	451	-

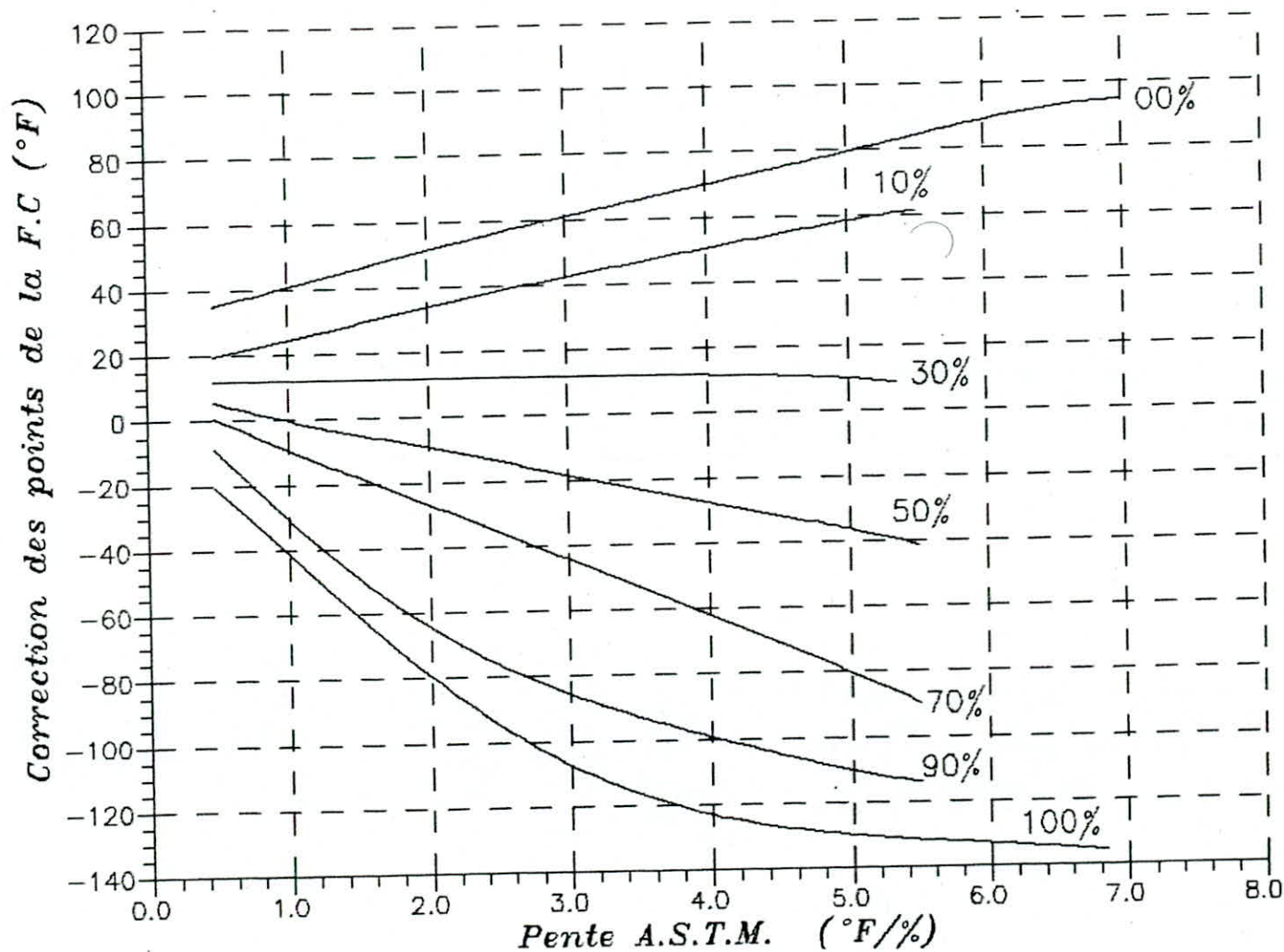


figure - C. 5. a -
 von WUITHIER [4]
 page 412.

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 - C. 5. b -

VGO.

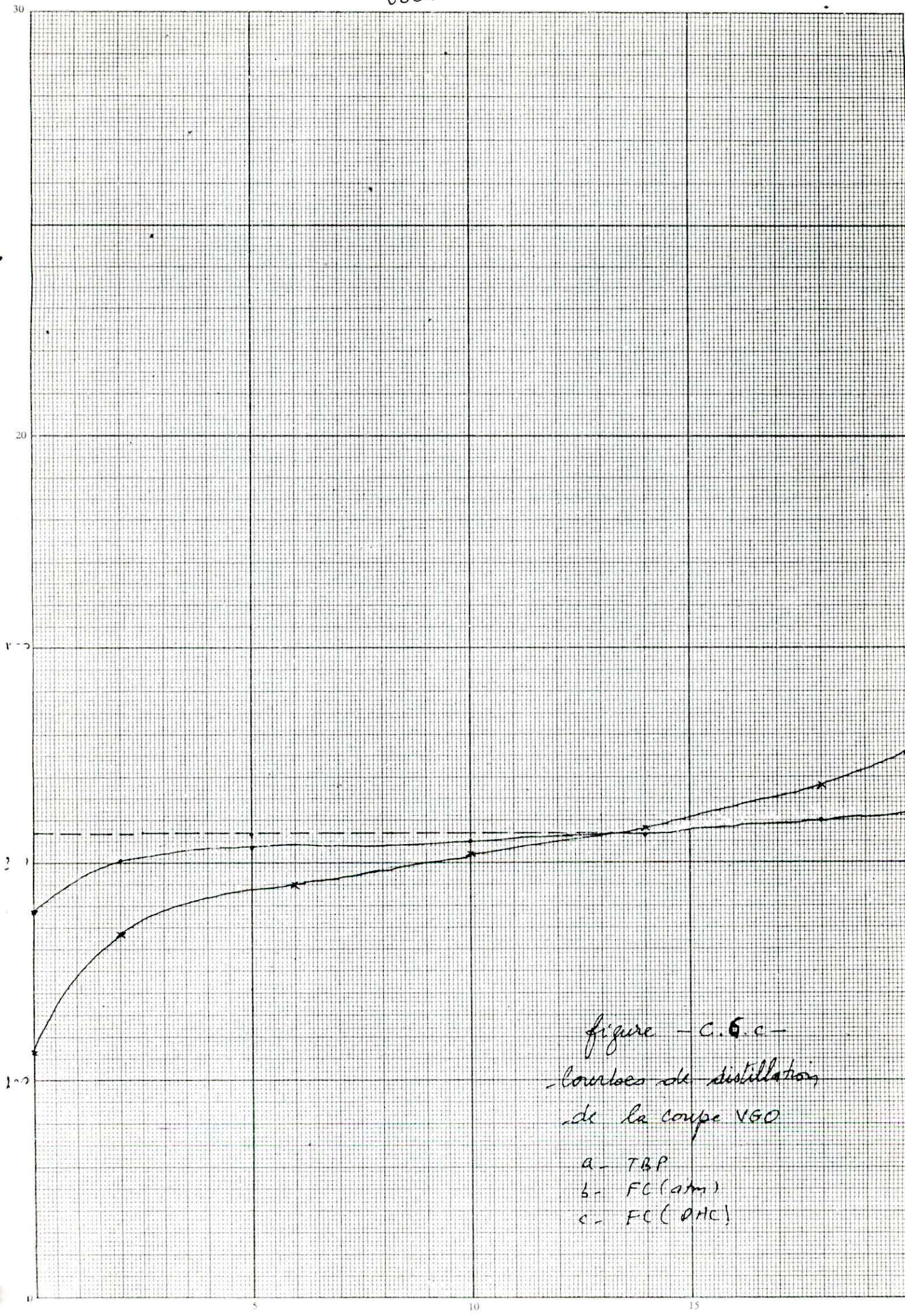
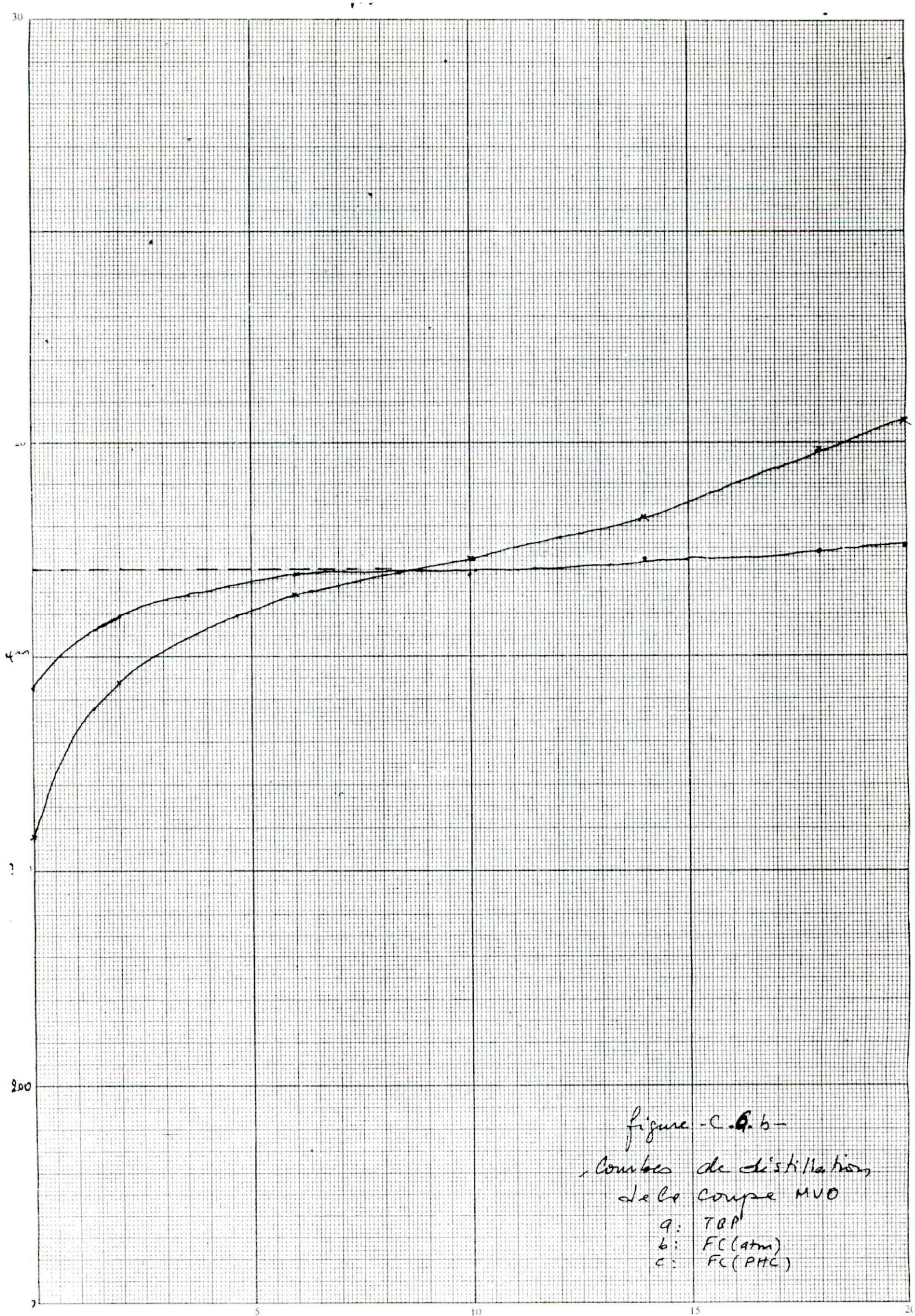


figure - C.6.c -
- courbes de distillation
de la coupe VGO
a - TBP
b - FC(atm)
c - FC(DHC)



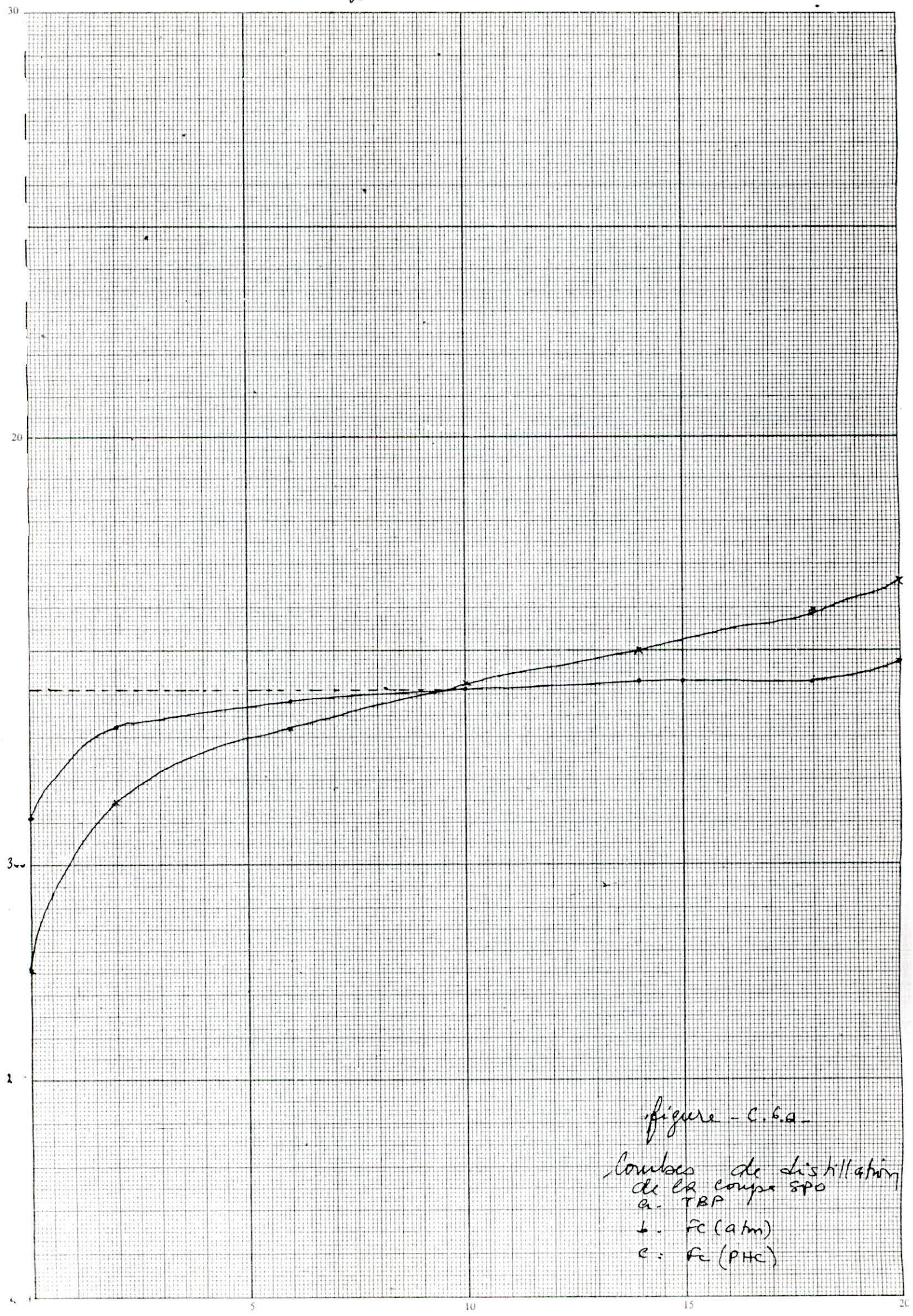
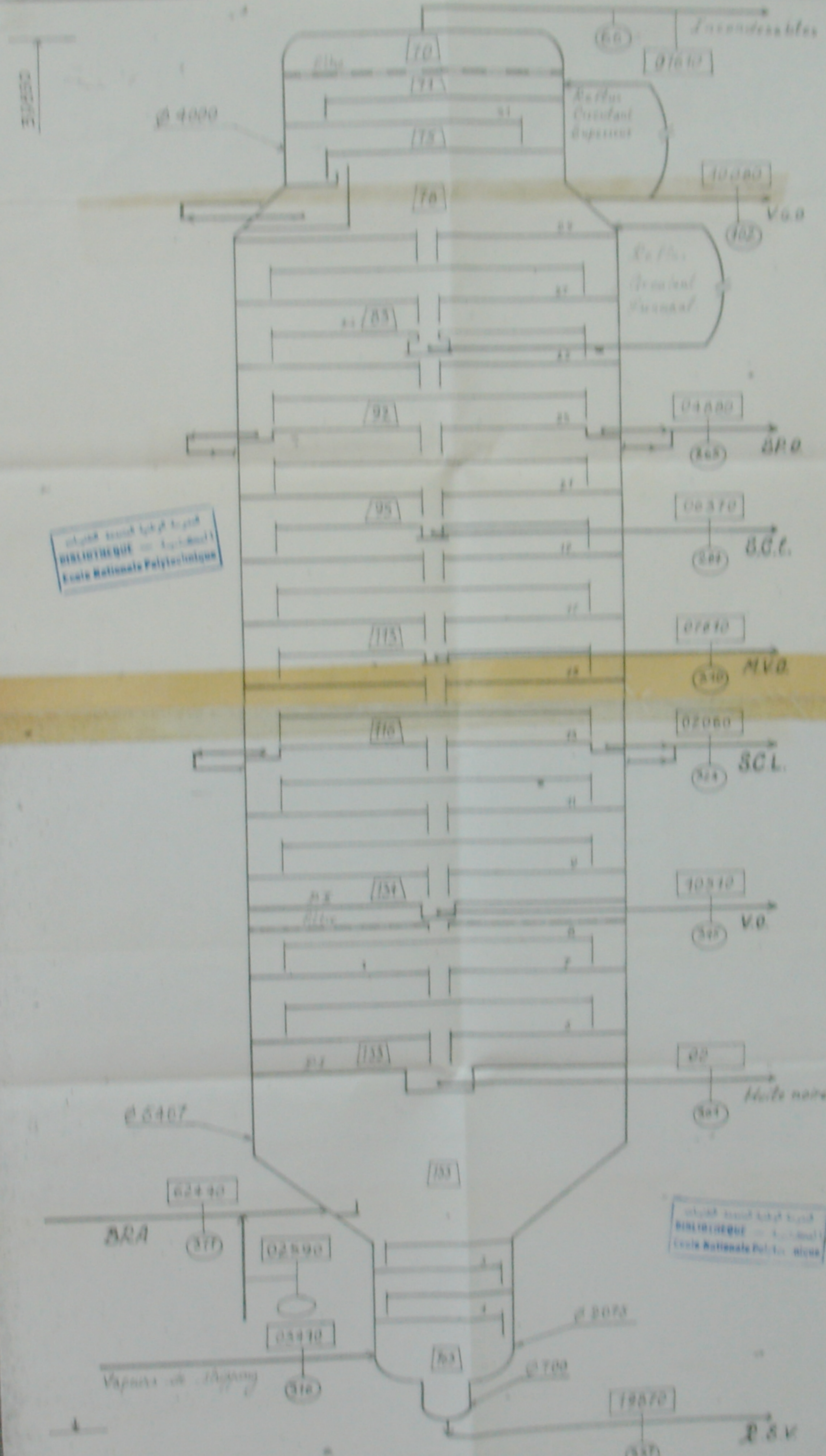


figure - C.6.a
Courbes de distillation
de la coupe 800
a. TBP
b. f_c (atm)
c. f_c (PHC)



المكتبة المركزية للجامعة
 BIBLIOTHÈQUE - Centrale
 Ecole Nationale Polytechnique

المكتبة المركزية للجامعة
 BIBLIOTHÈQUE - Centrale
 Ecole Nationale Polytechnique

- Température (°C)
- Pression totale (mmHg)
- ▭ Débit massique (kg/h)

Colonne de Distillation Sous Vide
 RA1/2 - Lub 2.

Jean M. El-Hadi

19/04/74
 10h00 p. 1/1

Le tracé de la courbe de flash sous une autre pression (pression partielles des HC) se fait en repérant d'abord le point d'intersection des deux courbes flash (atm) et TBP (Ce point représente un mélange dont les propriétés peuvent être assimilées à celles du corps pur de même température d'ébullition). On se réfère ensuite à l'abacque de la figure - C.1 - pour déterminer la température d'ébullition de ce corps pur sous la pression partielle.

Les autres points de la courbe flash sont obtenus en retranchant aux températures la différence =

$$dT = T(atm) - T(PHC)$$

II / CALCUL DES PARAMETRES DE MARCHE DE LA COLONNE :

La détermination des conditions de marche de la colonne nécessite la connaissance de quelques propriétés moyennes des deux fluides à différents niveaux de la colonne, donc, sous différentes conditions de température et de pression.

II.1 / Calcul des propriétés moyennes des fractions :

II.1.a / Températures moyennes :

Les températures moyennes volumique, pondérée et cubique sont calculées à partir de la courbe A.S.T.M.

1. TMUOL : température volumique moyenne :

P.WUITHIER [3] donne la relation :

$$TMUOL = (ASTM (10\%) + 2 * ASTM (50\%) + ASTM (90\%)) / 4 \quad (1)$$

Seulement, elle ne peut être appliquée lorsque la température ASTM(90%) n'est pas donnée. Nous suggérons alors la relation :

$$TMUOL = (ASTM (30\%) + 2 * ASTM (50\%) + ASTM (70\%)) / 4 \quad (2)$$

laquelle donne une approximation satisfaisante comme on le remarque dans le tableau - C.4 - suivant :

Tableau - C.4 -

Fraction	Equation	(1)	(2)
UGO		301.75	301.00
SPO		369.50	371.25
MVO		425.00	427.00
UO		493.00	491.00

2. TMPON et TMCUB : températures pondérée et cubique moyennes.

On utilise les abacques de la figure - C.7 - données par WUTHIER. Les équations utilisées dans la procédure TEMP_MOYENNES (1.5) donnent les mêmes résultats mais en utilisant la pente 10-90%. Ces équations ont été prises du programme " PETRPROP " [5], elles s'écrivent sous la forme générale :

$$TMPON = TMUOL + DELTAT ,$$

$$DELTAT = A1 + A2 * LN (TMUOL) ,$$

$$A1 = a + b * S + c * S^2 ,$$

$$A2 = aa + bb * S + cc * S^2 \text{ et}$$

$$S = \text{pente } 10-90\% .$$

Les résultats obtenus sont donnés dans le tableau - C.5 - .

Tableau - C.5 -

Propriété	Coupe					
	BRA	UGO	SPD	MUO	UO	GAZ
TMUOL (C)	496	302	370	425	793	-
TMPON (C)	488	301	369	424	492	-
TMUOL (C)	472	300	367	422	489	135
MM	361	232	303	373	482	133
Kuop	12.3	11.6	11.8	11.9	12.1	-

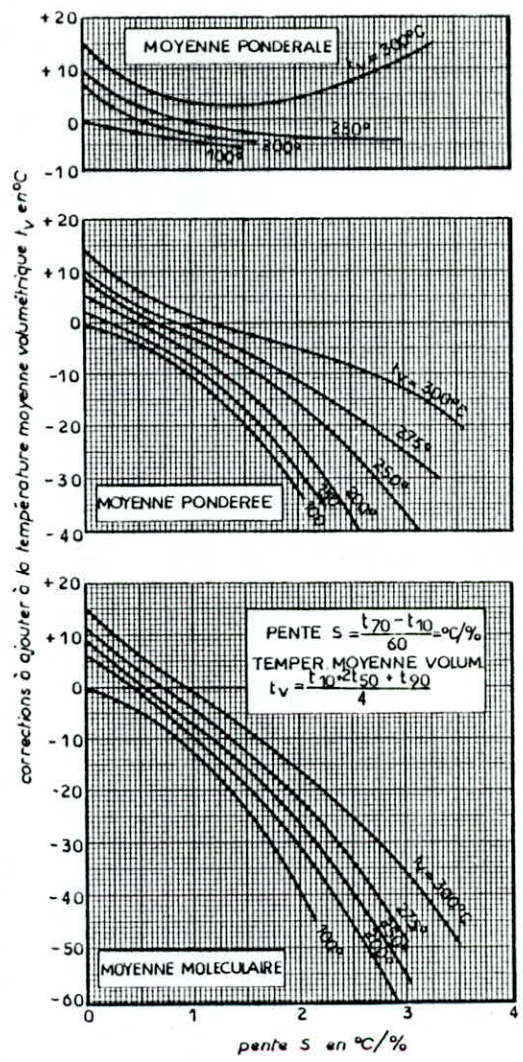


figure - C.7-

II.1.b / Masse moyenne - Kuop :

La masse moyenne de la charge est obtenue à partir de la relation de KRAIG [5] :

$$MM = 44.29 \cdot d / (1.03 - d)$$

. Celle des fractions est obtenue à partir de la relation :

$$MM = 204.38 \times \exp(.00218 \times (T+459)) \times \exp(-3.07 \times d) \times (T+459.7)^{118} \times d^{1.18}$$

et le Kuop à partir de la relation :

$$kuop = (T(^{\circ}R))^{1/3} / d.$$

Ces calculs sont menés par la procédure .

II.2 / Pression dans la colonne :

a. Pression totale :

Elle doit être fixée en tête de colonne :

le facteur économique limite le degré du vide à cause de la consommation en vapeurs d'eau dans les éjecteurs et de la capacité des échangeurs à condenser sous basse pression.

La pression à différents niveaux de la colonne est déterminée en ajoutant les pertes de charges admises occasionnées par les obstacles le séparant de la tête de colonne. Ces pertes de charges sont dues au passage de la vapeur à travers les éléments de barbotage et les colonnes de liquide le surmontant. WATKINS [2] donne dans le tableau - C.6 - suivant les pertes de charge admises pour chaque type de plateau.

Tableau - C.6 -

SECTION	P (mmHg)	
Plateaux a cheminée		
- tours de Fuel	6	8
- tours de Lub	1	2
Plateau de fractionnement	2	5
Grid section	1	2
filtres		1

Le tableau - C.7 - donne les pressions totales aux différents niveaux de la colonne.

$$\text{Perte de charge moyenne} = PP_{\text{moy}} = PP / N$$

La colonne renferme : * 32 plateaux de fractionnement,
* 02 plateaux accumulateurs et
* 02 filtres.

d'où $N = 36$.

La perte de charge totale PP est la différence de pression entre les deux bouts de la colonne .

Nous adoptons les données réelles de la colonne de distillation sous vide d'ARZEW (LUB_2).

$$PP = 165 - 70 = 95. \text{ mmHg} ,$$

$$PP_{\text{moy}} = 95 / 36 = 2.6 \text{ mmHg} .$$

b. Pressions partielles :

Les hydrocarbures donnent avec l'eau des mélanges idéaux.

La pression totale s'écrit alors :

$$P = P_{HC} + P_{VE} \quad \text{et} \quad P_{HC} = Y_{HC} * P ,$$

$$\text{avec} \quad Y_{HC} = \frac{n_{HC}}{n_{HC} + n_{VE}}$$

$$\text{ou encore} \quad Y_{HC} = \frac{N_{HC}}{N_{HC} + N_{VE}}$$

N_{VE} est la somme des débits molaires des vapeurs d'eau injectées jusqu'alors,

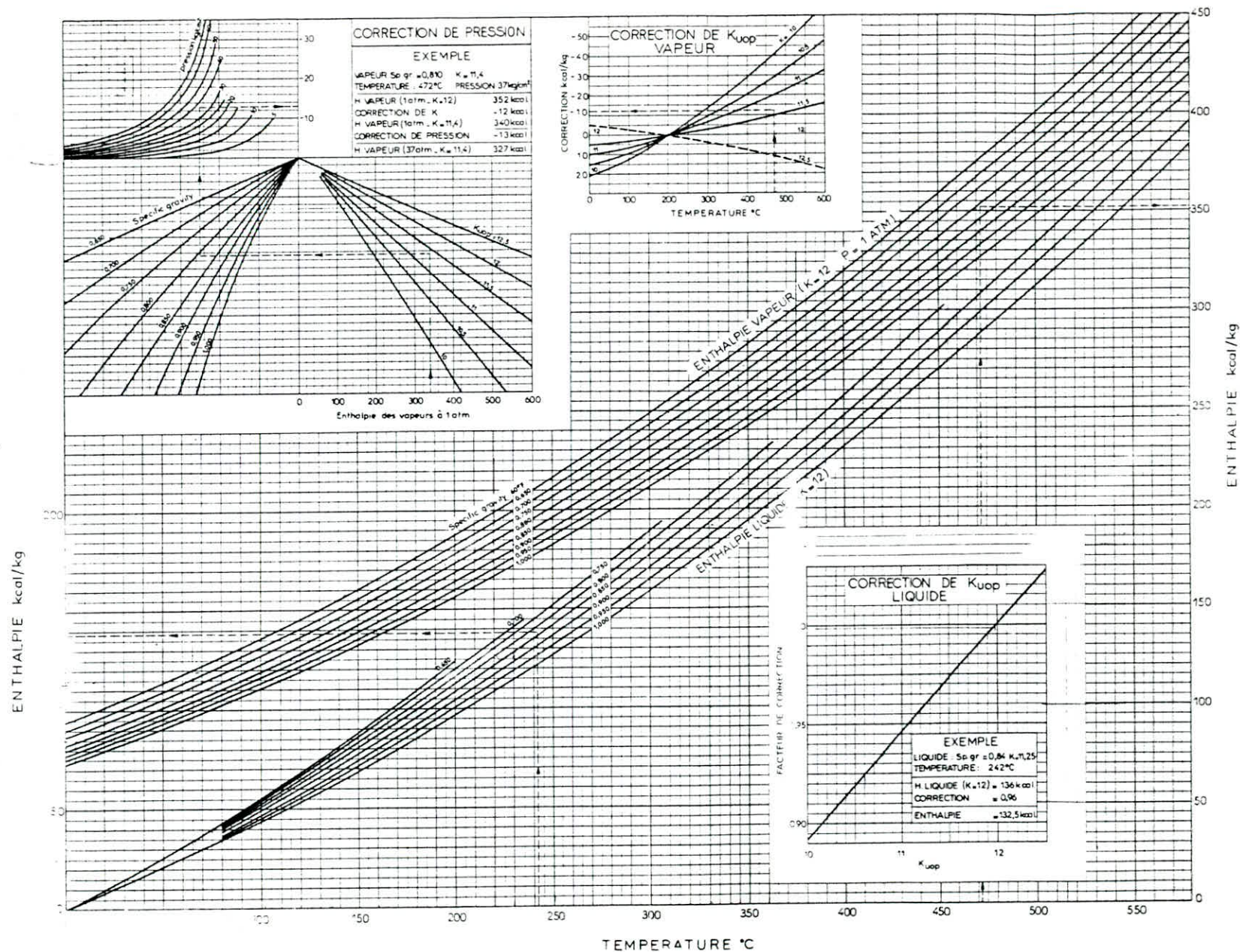
N_{HC} est la somme des débits molaires des soutirages supérieurs augmentée du débit molaire du reflux interne quittant le plateau en question. C'est en fait le débit molaire des hydrocarbures le traversant en phase vapeur :

$$N_{HC} = N_S + N_R$$

$$N_R = MR / MM \quad \text{et} \quad MR = UR * d$$

Les propriétés d'un reflux dans une zone sont assimilées à celles du soutirage supérieur.

Les données enthalpiques des hydrocarbures sont lues sur l'abacque de la figure - C.8 - et celles des vapeurs d'eau sur le diagramme de Mollier (figure - C.9 -).



— Abaque général d'enthalpie des fractions pétrolières. —

figure - C.8 -

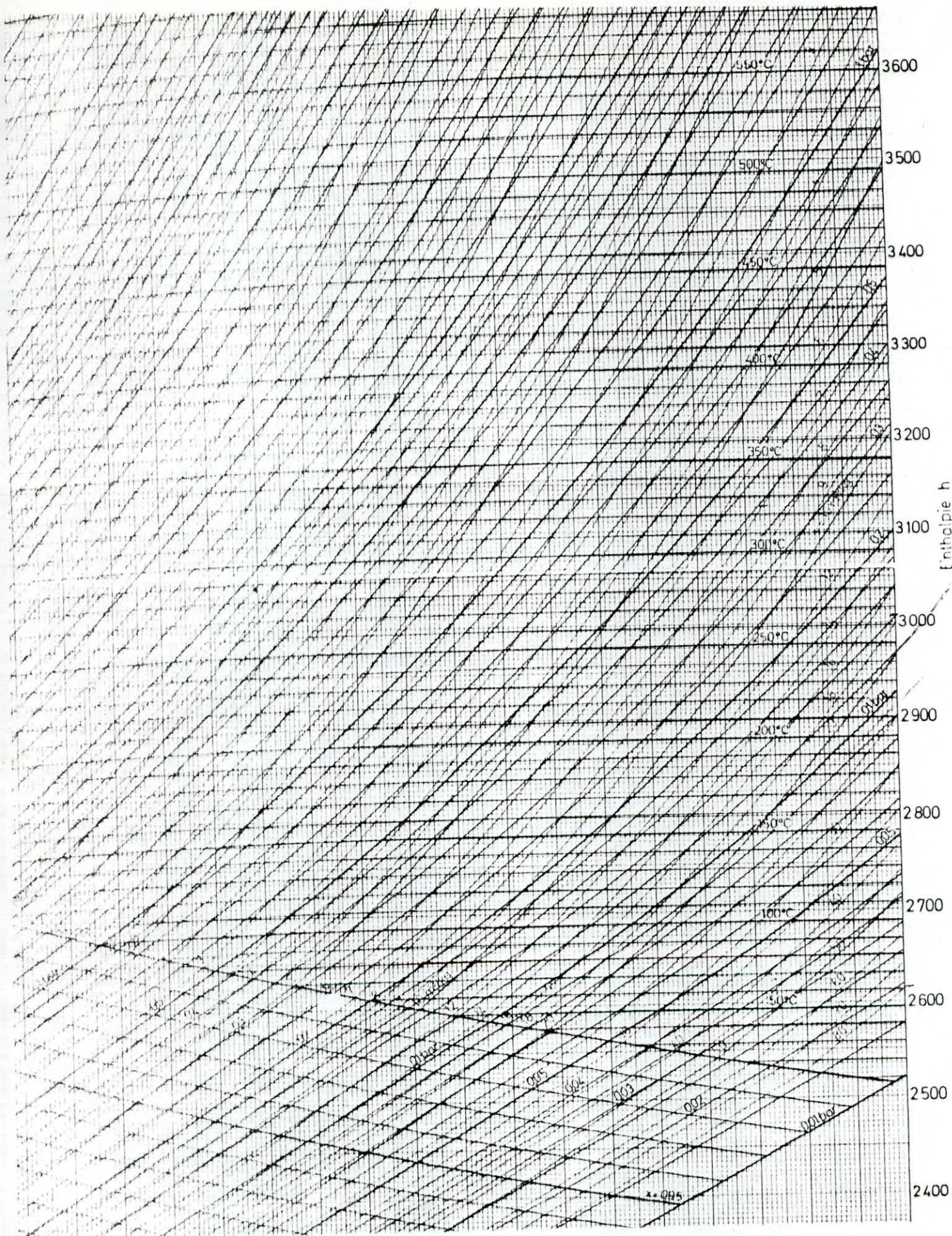
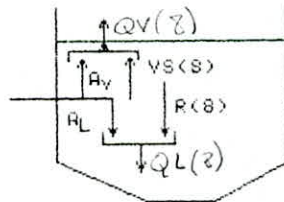


figure - C.9 -
 Diagramma de Mollier [6]

Tableau - C.8 -

section coupe	débit m ³ /h	d	débit t/h	MM	NS(I) knole/h	ΣNS(I)	UE t/h	QUE	
1	GAZ	01.91	0.555	01.06	133	07.99	7.99	6.55	
2	UGO	11.52	0.875	10.08	232	43.45	51.44	6.55	
3	SPO	05.50	0.888	04.88	303	16.11	67.55	0.08	6.47
4	SCL	07.26	0.878	06.37	338	18.85	86.40		6.47
5	MUD	08.40	0.906	07.61	373	20.40	106.80	0.21	6.26
6	SCL	02.31	0.892	02.06	427	04.82	111.62		6.26
7	UO	11.40	0.922	10.51	482	21.81	133.43	0.26	6.00
8	BRA	69.30	0.901	62.44	309	202.70		2.59	6.00
9	RSU	21.00	0.946	19.87	-	78.76		3.41	3.41

1. Zone de flash :



$$\sum S(S) = Av + US(S) - R(S)$$

Av = pourcentage initialement vaporisé; 70 %U ,

$US(S)$ = pourcentage revaporisé par stripping; 4 %U ,

$\sum S(S)$ = somme des soutirages supérieurs; 69.7 %U ,

d'où $R(S) = 4.3$ %U de la charge,

$$RU(S) = 69.3 * 4.3 \% = 2.99 \text{ m}^3/\text{h},$$

$$RM(S) = 2.99 * 0.922 = 2.76 \text{ t/h},$$

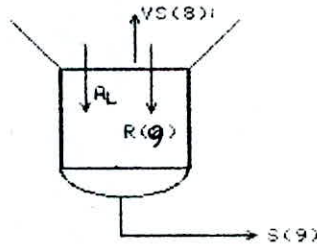
$$RN(8) = 2760 / 482 = 5.73 \text{ kmol/h,}$$

$$NHC(8) = 5.73 + 133.43 = 139.16 \text{ kmol/h,}$$

$$YHC(8) = 139.16 / (139.16 + 333.33) = 29.5 \% ,$$

$$PHC(8) = 29.5 \% * 155 = 46 \text{ mmHg.}$$

2. Fond de colonne :



bilan = $S(9) = R1 + R(9) - US(8)$

$$US(8) = 69.3 * 4\% = 2.77 \text{ m}^3/\text{h} ,$$

$$MUS(8) = 2.77 * 0.922 = 2.55 \text{ t/h} ,$$

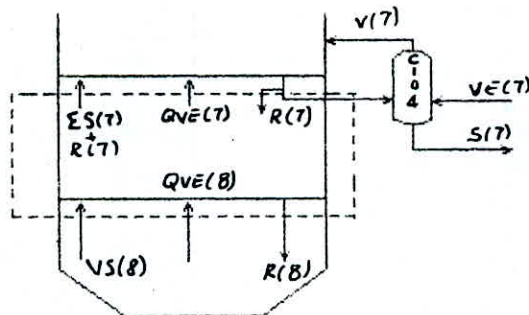
$$NUS(8) = 2550 / 482 = 5.30 \text{ kmol/h} ,$$

$$YHC(9) = 5.3 / (5.3 + 189.44) = 2.72 \% ,$$

$$PHC(9) = 5 \text{ mmHg} .$$

Pour les sections suivantes, nous établissons les bilans thermiques .

3. Soutirage U0 (section ?) :



* pour le stripper C-104 :

ENTREE				SORTIE			
	t/h	kcal/kg	th/h		t/h	kcal/kg	th/h
S(?)	10.51	201	2123	S(?)	10.51	182	1913
U(?)	0.65	206	134	U(?)	0.65	250	163
SP(?)	11.16	-	2257	UE(?)	0.26	758	197
UE(?)	0.26	745	194				

* pour la section :

ENTREE				SORTIE			
	t/h	kcal/kg	th/h		t/h	kcal/kg	th/h
RU	42.78	270	11551	$\Sigma S(?)$	42.57	260	11068
US(B)	2.55	257	655	R(?)	R(?)	213	$213 * R(?)$
R(?)	R(?)	201	$201 * R(?)$	R(B)	2.76	201	555
UE(?)	6.00	775	4548	UE(?)	6.00	758	4548
	$16754 + 201 * R(?)$				$16171 + 213 * R(?)$		

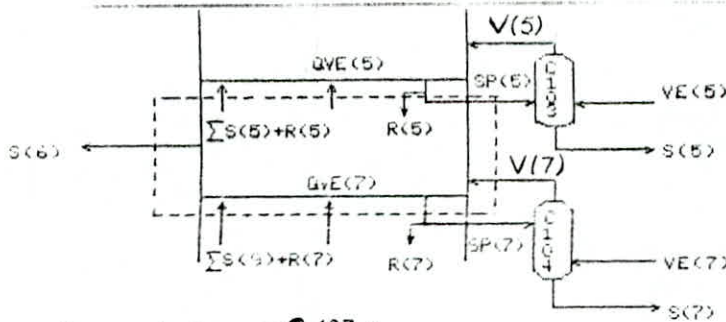
d'où $R(?) = 48.58 \text{ t/h}$,

$NR(?) = 100.79 \text{ kcal/h}$,

$YHC(?) = 41.3 \%$,

$PHC(?) = 54. \text{ mmHg}$.

3. Soutirage 1100 (section 5) =



* pour le stripper C-103 :

ENTREE				SORTIE			
	t/h	kcal/kg	th/h		t/h	kcal/kg	th/h
S(5)	7.61	177	1347	S(5)	7.61	164	1248
U(5)	0.47	180	85	U(5)	0.54	222	120
SP(5)	0.08	177	1432	UE(5)	0.21	757	159
UE(5)	0.21	743	156				

* pour la section :

ENTREE				SORTIE			
	t/h	kcal/kg	th/h		t/h	kcal/kg	th/h
$\Sigma S(7)$	42.57	260	11068	$\Sigma S(5)$	30.00	228	6840
R(7)	48.58	213	10348	R(5)	R(5)	225	225 * R(5)
R(5)	R(5)	177	177 * R(5)	R(7) + SP(7)	59.74	202	2257
U(7)	0.65	250	163	S(6)	2.06	179	369
UE(7)	0.26	745	194	QUE(5)	6.26	741	4639
QUE(7)	6.00	758	4550				
26323 + 177 * R(5)				14105 + 225 * R(5)			

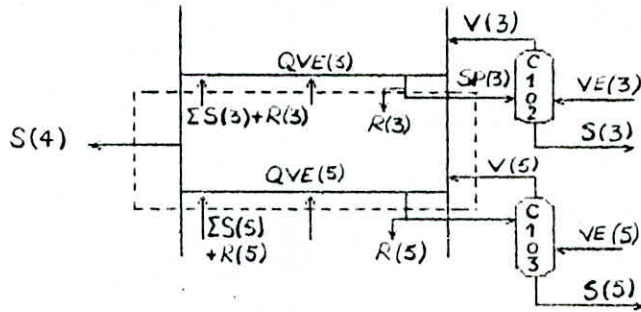
d'où $R(5) = 254.54 \text{ t/h}$,

$NR(5) = 254.54 \text{ kmol/h}$,

$YHC(5) = 69.4 \%$,

$PHC(5) = 78. \text{ mmHg}$.

4. Soutirage SP0 (section 3) =



* pour le stripper C-102 :

ENTREE				SORTIE			
	t/h	kcal/kg	th/h		t/h	kcal/kg	th/h
S(3)	4.88	148	722	S(3)	4.88	141	688
U(3)	0.31	149	46	U(3)	0.31	201	62
SP(3)	5.19	148	768	UE(3)	0.08	722	58
UE(3)	0.08	743	156				

* pour la section *

ENTREE				SORTIE			
	t/h	kcal/kg	th/h		t/h	kcal/kg	th/h
S(5)	30.00	228	6840	S(3)	16.02	205	3284
R(5)	254.54	225	57272	R(3)	R(3)	200	200 * R(3)
R(3)	R(3)	148	148 * R(3)	R(5) + SP(5)	262.62	177	46484
U(3)	0.47	222	120	S(4)	6.37	162	1032
UE(5)	0.21	757	159	QUE(3)	6.47	719	4654
QUE(5)	6.26	741	4636				
69030 + 148 * R(3)				55454 + 200 * R(3)			

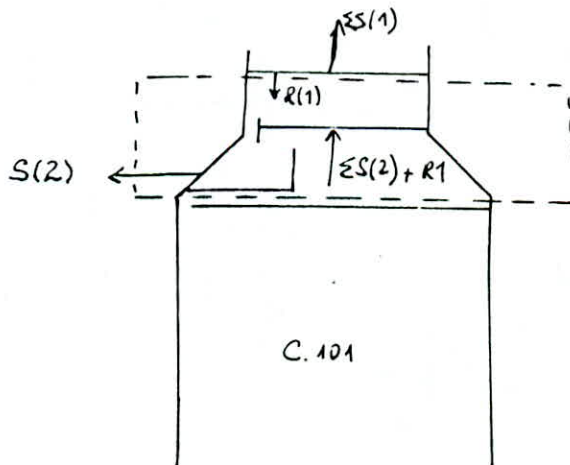
d'ou $R(3) = 261.00 \text{ t/h}$,

$HR(3) = 861.39 \text{ kcal/h}$,

$YHC(3) = 72.1 \%$,

$PHC(3) = 66. \text{ mmHg}$.

5. Soufflage UG0 (sections 2) :



ENTREE				SORTIE			
	t/h	kcal/kg	th/h		t/h	kcal/kg	th/h
$\Sigma S(2)$	11.14	122	1359	$S(1)$	1.06	125	133
$R(1)$	$R(1)$	33	$33 * R(1)$	$R(1)$	$R(1)$	104	$104 * R(1)$
$QUE(2)$	6.55	644	4215	$S(2)$	10.08	49	494
				$QUE(1)$	6.55	626	4100
$5574 + 33 * R(1)$				$4727 + 104 * R(1)$			

d'où $R(1) = 11.92$ t/h , $NR(1) = 51.38$ kmol/h ,

$YHC(1) = 22.0$ % , $PHC(1) = 17.$ mmHg .

Tableau - C.7 -

Plateau	fonction	T (°C)	P (mmHg)	PHC(mmHg)
tete	sortie incondensables	66	70.	
32	reflux UG0	66	71.	
30	soutirage UG0	102	75.	17.
29	reflux principal	137	78.	
26	sortie reflux principal	232	83.	
23	soutirage SP0	265	92.	66.
20	soutirage SC1	284	95.	
16	soutirage MU0	310	113.	78.
13	soutirage SCL	324	116.	
P-II	soutirage U0	345	134.	54.
Z.F.	alimentation	377	155.	46.
Fond	sortie RSU	357	165.	06.

II.3 / Température dans la colonne :

En tête de colonne, la température choisie doit permettre la condensation, sous la pression partielle des hydrocarbures, des hydrocarbures légers de la fraction U60 sans que les vapeurs d'eau ne se condensent.

Nous adoptons la donnée réelle de la colonne de Lub_2 (RA1/Z).

$$T = 66^{\circ}\text{C} ,$$

Dans la zone de flash, on doit adopter une température donnant le taux de vaporisation choisi (70%). Sa détermination se fait à partir de la courbe de flash du BRA tracée sous la pression partielle des hydrocarbures. La méthode utilisée donne une température de 325°C . La température réelle est de 375°C pour un taux de vaporisation inconnu. Nous pouvons mener des calculs itératifs pour retrouver le taux exact.

La température d'un soutirage est la température du point initial de la courbe flash, de la fraction soutirée, tracée sous la pression partielle des hydrocarbures.

Les températures à différents niveaux de la colonne sont portées sur le tableau - C.7 -.

III / DIMENSIONS DE LA COLONNE :

Le dimensionnement d'une colonne de distillation consiste à déterminer :

a. Le nombre de plateaux théoriques :

Les calculs deviennent de plus en plus compliqués que le mélange est plus complexe.

Pour les mélanges binaires ou non complexes, on utilise les méthodes de PONCHON & SAVARIT, MCCABE & THIELE, GILLILAND ... qui sont rapportées par WUITHIER [3].

Lorsqu'il s'agit du pétrole ou d'une fraction pétrolière on se réfère à la bibliographie qui fixe le nombre de plateaux pour chaque section.

Des calculs très fastidieux peuvent être menés en assimilant chaque coupe à un corps pur de propriétés moyennes déterminées à partir de la T.B.P mais le nombre de plateaux ne pourra pas être amélioré sensiblement et aboutissent aux recommandations données dans la bibliographie.

b. Le diamètre de la colonne :

Son calcul est basé sur des considérations hydrodynamiques à savoir

- _ l'équation d'orifice.
- _ l'équation des déversoirs
- _ le gradient du liquide sur le plateau.
- _ les pertes de charge.
- _ section des descentes.
- _ l'entraînement des gouttelettes par la vapeur.
- _ l'efficacité du plateau.
- _ l'engorgement.

Les méthodes de calcul se basent sur les facteurs déterminants tels que l'entraînement.

Les méthodes de J. FAIR ET GLITSH sont introduites à travers le programme écrit en GWBASIC (5) par Mr Ali AKLI .

Comme les débits de la phase vapeur changent considérablement d'une zone à une autre, voir tableau - C.9 - , nous devons faire les calculs pour plusieurs sections.

c. La hauteur de la colonne

Les espaces interplateaux sont choisis avant la détermination du diamètre.

La hauteur de la colonne est la somme de ces espacements augmentée des hauteurs des bouts de la tour.

III.1 / DETERMINATION DU DIAMETRE :

Pour chaque section on détermine la quantité liquide sur le plateau et le débit vapeur le traversant.

On détermine les masses volumiques de la phase liquide à différents niveaux, en utilisant l'abaque donnée par WUIHIER à la page 80 du T-I [3].

Le tableau suivant rassemble les débits liquide et vapeur au niveau de chaque section .

Section	Q _{M_L} (t/h)	Q _{M_V} (t/h)	ρ _L [*] (kg/m ³)	ρ _V [*] (g/m ³)
Z.F	21.49	51.3	750	
R.S.V.	19.87	5.96	760	
V.O.	51.34	97.15	730	
M.V.O.	262.62	290.90	712	0.525
Sp.O.	266.19	283.49	720	
V.G.O	11.92	7.61	810	

La section MVO se présente comme étant la plus chargée.

La masse volumique de la phase vapeur à la température opératoire est calculée à partir de la relation :

$$\rho_v = \frac{P \cdot MM}{R \cdot T}$$

Pour le MVO.

MM : masse moléculaire de la phase vapeur elle est donnée par la moyenne pondérée des masses moléculaires des fractions sorties en dessus et la vapeur d'eau.

$$MM = \frac{\sum_{i=1}^5 [NS(I) \times MM(I)] + NVE(5) \times 18}{\sum_{i=1}^5 NS(I) + NVE(5)}$$

$$MM = \frac{1.06 + 10.08 + 4.88 + 6.37 + 7.61 + 6.26}{106.8 + 347.78} \cdot 10^3$$

$$MM = 80.$$

$$f_v = \frac{113}{760} \times 80 / (0.082 \times (273 + 370))$$

$$f_v = 0.525 \text{ kg/m}^3$$

Nous utilisons la méthode de Nelson [4] pour le calcul du diamètre.

$$* U_v = \frac{22.4 \times \sum NS'(S) \times (273 + T(S))}{273 \times 3600 \times PAc(S)}$$

$$\sum NS'(S) = \sum NS(S) + NVE(S)$$

$$= 360.62 + 347.78 = 708.4 \text{ kmole/h}$$

$$U_v = 91.7 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$* U_c = 8.47 \cdot 10^{-5} \times C_{max} \times \sqrt{\frac{P_c - P_v}{S_v}}$$

$$C_{max} = 1443.7 \quad [26]$$

$$\text{donc : } U_c = 4.5 \text{ m/s}$$

$$\text{et. } \Phi = \sqrt{\frac{4 U_v}{\pi U_c}} \quad [4]$$

$$\Phi = 5.10 \text{ m}$$

On prend généralement le même diamètre pour la section de rectification (y compris la zone de flash). Le diamètre se rétrécit seulement pour la section de tête, car le débit vapeur y est faible.

$$\Phi_{\text{tête}} = 3.97 \text{ m}$$

(Donnée réelle).

Le diamètre réel de la colonne est de 5.46 m. Le diamètre trouvé est légèrement inférieur, cela peut s'expliquer par le fait que la colonne a été initialement calculée pour plus de 100% de charge en plus de la marge de sécurité. Et que les diamètres sont normalisés, on préfère, alors, prendre le diamètre juste supérieur.

Pour la section au fond, on prend :

$$D_{\text{fond}} = \frac{\Phi}{2} \quad [26]$$

$$D_{\text{fond}} = 2.55 \text{ m.}$$

III.2 / hauteur de la colonne :

$$H = \sum_{i=1}^3 H_i \quad (\text{voir figure - Co 10 -}).$$

avec: $H_1 = D_{\text{ête}}/3 = 1.32 \text{ m.}$

$H_2 = 4 \times T = 3.04 \text{ m.}$ (T: espace interplateaux = 0.76 m donnée réelle).

$H_3 = (D - D_{\text{ête}}) / (2 * \tan 30) = 0.98 \text{ m.}$

$H_4 = 25 * T' = 22.88 \text{ m}$ (T': espace interplateaux = 0.925 m donnée réelle).

$H_5 = 0.315 \text{ m}$

(équivalent à un espacement interplateaux)

$$H_6 = \frac{D - D_{\text{fond}}}{2 \tan 30} = 2.21 \text{ m.}$$

$$H_7 = 4 * T' = 3.04 \text{ m} \quad (T'' = 0.76 \text{ m})$$

$$H_8 = h_8' + h_8''$$

$$h_8' = 2'' \times \frac{QURSV}{\Phi^2 \text{ fond}}$$

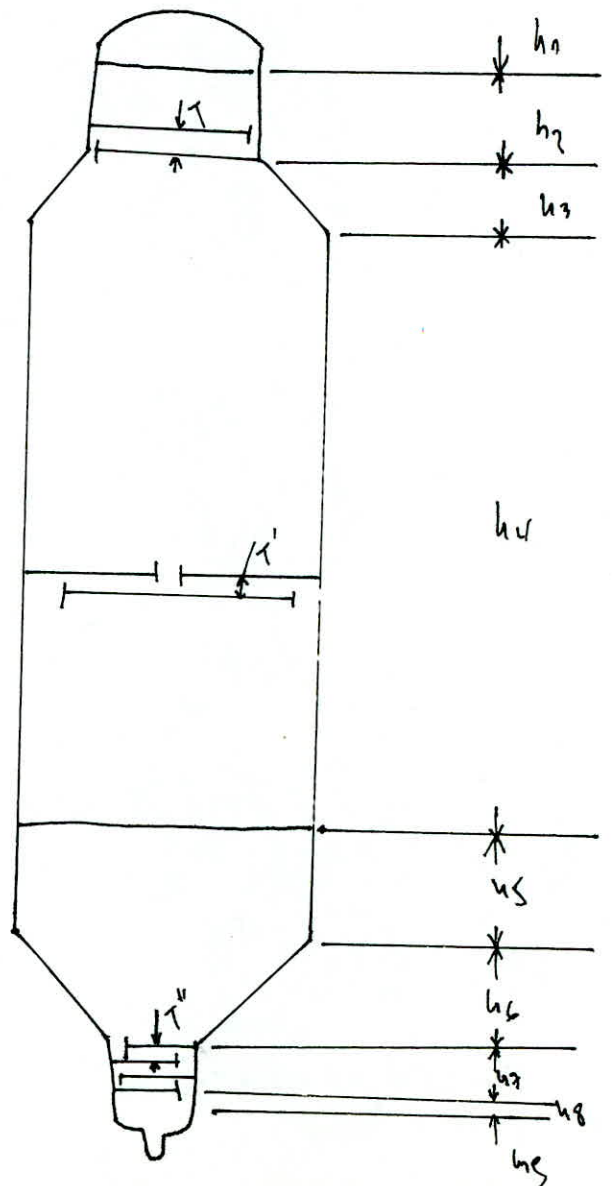
$$h_8' = 2' \times \frac{23.78}{60'} \cdot \frac{1}{(2.547)^2}$$

$$h_8'' = 6' \times \frac{23.78}{60'} \cdot \frac{1}{(2.547)^2}$$

$$H_8 = 0.49 \text{ m}.$$

$$H_9 = 0.11 \text{ m au minimum.}$$

D'où, la hauteur totale doit être supérieure ou égale à 35,1 m.



SECURITE DE L'UNITE

L'unité de distillation sous vide traite le brut réduit atmosphérique (produit lourd), elle consiste à produire des fractions pétrolières huileuses.

Cette opération est réalisée par la mise en œuvre d'un ensemble d'équipements (four, colonnes, échangeurs, ballons, pompes et bacs de stockage) soumis à des conditions de haute température et faible pression.

Cependant, un système d'intervention et de surveillance est plus que nécessaire pour la protection du personnel et des équipements.

L'installation (ensemble des équipements) se trouve en plein air et fonctionne en continu donc les risques d'incendie et d'explosion ne sont pas à écarter. La marche continue de l'installation impose un personnel travaillant en équipe de 3 temps (jour et nuit), selon les statistiques internationales la majorité des accidents surviennent durant le poste de nuit, compte tenu de la baisse de vigilance conséquente de la fatigue pesant sur le personnel de service.

Les causes des accidents sont nombreuses et seules la compétence et la discipline du personnel, le respect des règles d'exploitation et sécurité, le choix du matériau, la qualité de l'exécution du montage et réparation des équipements, concourent à éviter des situations dont les conséquences sont parfois catastrophiques.

Par ailleurs, des moyens fixes de lutte contre l'incendie existe sur l'installation :

Lances monitors a eau, extincteurs a mousse et a poudre, reseau maille d'eau sous pression de 10 bars a l'aide des pompes. En plus des moyens mobiles completent ce systeme de securite generalise a toutes les unites et comprend 8 camion au total dont quatre de 7000 l d'emulsion, deux de 4500 kg de poudre a CO et deux de 4500 kg mixtes.

PREVENTION DES ACCIDENTS

- * Chaque agent de cette unite doit connaitre parfaitement l'emploi des appareils de lutte contre l'incendie.
- * Chaque agent est tenu de respecter les regles de securite en portant une tenue de protection et de respecter les normes d'hygiene.
- * Toute action sur l'appareillage devra etre murement reflechit, toute precipitation devra etre exclue.
- * Les operateurs, en dehors des inspections periodiques du materiel controlent constamment l'etat des appareils dont ils ont la surveillance; ils signaleront immediatement a leur chef direct les defectuosite ou fuites qu'ils constateront.
- * Les operateurs releveront regulierement les parametres permettant le controle du fonctionnement de l'unite tels que: niveaux, pression, temperature et intensite des moteurs electriques, ainsi qu'ils assureront le maitien de l'ordre et de proprete sur l'unite.

SECURITE DES EQUIPEMENTS

A/ FOUR .

1) Préparatifs à l'allumage :

- Vérifier la fermeture correcte des vannes d'alimentation en combustion (gaz) des brûleurs.
- Contrôler à l'explosimètre l'atmosphère de la chambre de combustion dans les sections du four.
- Vaporiser à la vapeur d'eau la chambre de combustion pendant environ 10 minutes minimum.
- Avant l'exécution de ces opérations interdire toute flamme nue à proximité du four.
- Disposer le circuit combustible et s'assurer que le produit circule bien dans le serpentin.
- Procéder à l'allumage des pilotes ensuite au brûleur principal.
- Inspecter la flamme de chaque brûleur et procéder au réglage à l'aide du comburant (air).
- En cas d'échec ne procéder à un essai d'allumage qu'après avoir vérifié qu'il n'y a aucun mélange explosif dangereux dans le foyer (chambre de combustion) et ce, à l'aide de l'explosimètre.

2) Fonctionnement du Four :

- Contrôler l'état de la flamme dans le foyer de combustion.
- Contrôler l'état des tubes du serpentin et s'assurer qu'il n'y a pas de points rouges (points chauds).
- Contrôler les températures de peau des tubes.

B/ Echangeurs de chaleur :

La chaleur nécessaire au changement d'état des produits pétroliers est fournie par le four, néanmoins pour récupérer, économiser en partie cette chaleur, on prévoit dans le processus de fabrication entre les produits chauffés et les produits froids, des échangeurs de chaleur. Les avaries et accident possibles sur ces équipements ont pour origine :

- Montage inadéquat .
- Corrosion et / ou érosion .
- Encrassement .
- Contraintes thermiques : dues aux arrêts ou au démarrage de l'installation.

Ainsi cela engendre des fuites internes aux joints, l'éclatement des tubes avec pour conséquence le mélange des fluides par la différence de pression.

C/ POMPES CENTRIFUGES :

Les pompes constituent les équipements tournants permettant de véhiculer les produits chauds ou froids à cet effet des précautions lors de leurs fonctionnement sont à prendre :

- Contrôler l'état des éléments constituant l'équipement tournant (Moteur-pompe).
- Vérification périodique des températures aux paliers.
- S'assurer de la lubrification régulière des paliers.

DANGERS DES HYDROCARBURES .

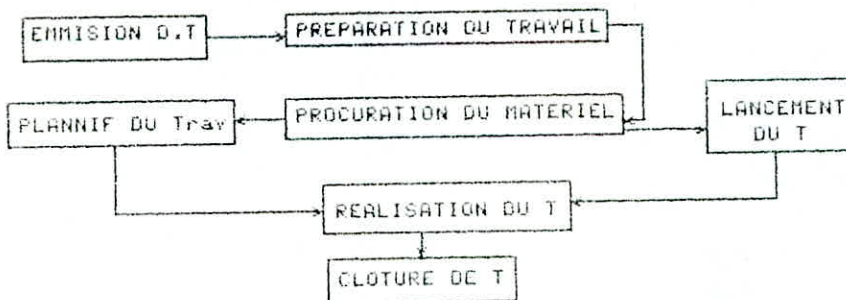
Le pétrole brut et les produits pétroliers exigent des précautions particulières pour leur manipulation. Aux différentes températures, le pétrole et les produits pétroliers dégagent des vapeurs susceptibles d'être à l'origine d'explosion, d'incendie, asphyxie. Les vapeurs de pétrole provoquent l'asphyxie par l'absorption de celle-ci par voies respiratoires; elles traversent les alvéoles pulmonaires et se fixent sur le sang (diminution de la concentration d'oxygène). Cette asphyxie se manifeste lorsque la concentration des vapeurs d'hydrocarbures est supérieure à la valeur admissible (2 % volumique); Il est formellement déconseillé d'évoluer dans une atmosphère avec une concentration des vapeurs dépassant la teneur admissible et ce, sans masque.

ORGANISATION

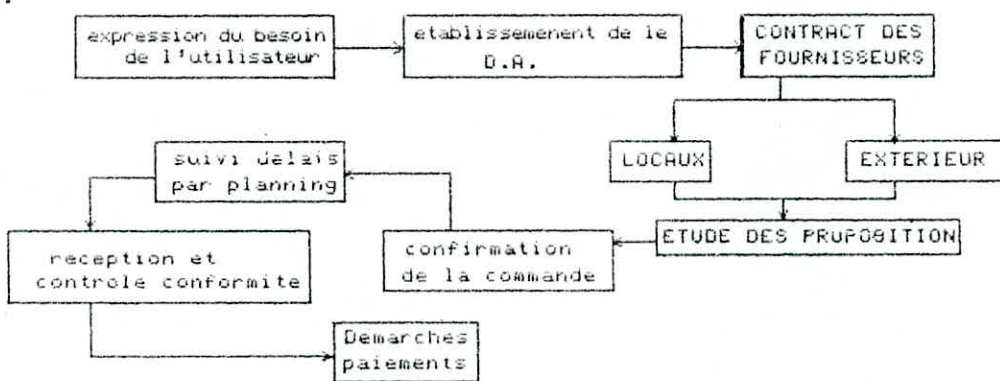
1) La finalite premiere de la raffinerie en generale, et de l' unite de fabrication des huiles en particulier est de produire en continue a l'aide d'un ensemble d'equipements statiques et tournants fonctionnants sous des conditions de pression et de temperature. Cette marche en continue entraine une usure d'equipements causee par des phenomenes d'erosion ou de corrosion et autres problemes techniques. Ceci engendre par ailleurs des arrêts accidentels de l'equipement, pour ce faire, la raffinerie est dotee d'une fonction maintenance qui a pour tache d'assurer un entretien permanent des machines afin que l'objectif de production soit atteint. Cette fonction maintenance axe ses efforts sur trois types d'entretiens :

- Accidentel .
- preventif .
- Arrêt programme .

La fonction maintenance pour realiser l'entretien dans son ensemble sont organise en services, obeissant au schema de travail suivant:



2) Pour son bon fonctionnement et déroulement des activités de la maintenance, la raffinerie est dotée d'une fonction approvisionnement qui assure la fourniture étudiée en pièces de rechanges pour les équipements et des produits chimiques, ainsi que les additifs pour la fonction production. L'activité de la fonction approvisionnement est assurée par des services la composant et assurant leurs tâches suivant le schéma :



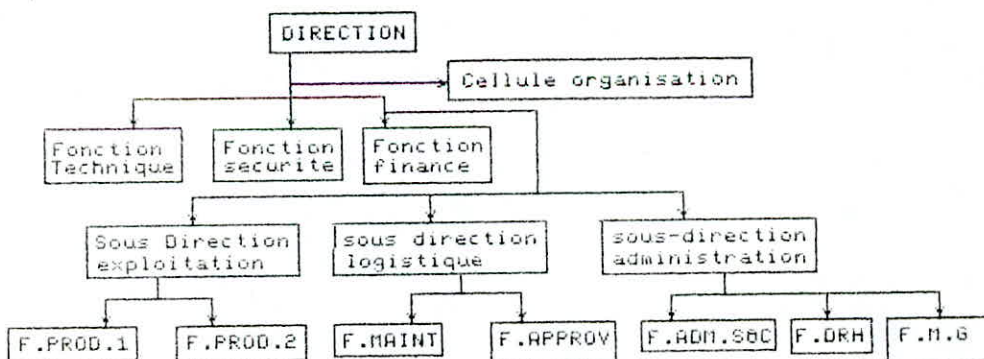
Base sur des prévisions annuelles la fonction approvisionnement exprime une demande d' A G I (Autorisation Globale d'Import) qui lui permet d'honorer toutes les demandes de matériel à l'extérieur.

3) Dans un souci de contrôle, d'optimisation et d'amélioration la raffinerie dispose d'une fonction technique composée de services assurant ces tâches par le contrôle de qualité des produits, inspection et contrôle des équipements, ainsi que les études des préoccupations techniques et modifications.

4) Pour sa production dans des conditions de securite requises, la raffinerie dispose d'une fonction securite structuree a son tour en services assurant deux grandes taches : Intervention et prevision. Dont tous les moyens de lutte contre l'incendies, accidents de travail et maladies professionnelles sont mis a leur disposition pour mener a bien cette activite de grande importance pour une raffinerie qui est un outil de production de produits petroliers a peu feu continu.

5) Pour son exploitation optimale, la gestion de son personnel la raffinerie est dotee d'une fonction administrative et moyens generaux lui permettant d'assurer toutes les prestations d'ordreadministratif et services generaux.

Ainsi l'organisation de la raffinerie d'arzew peut etre representee sous forme de schema assurant les liaisons et relation entre les differentes activites aeuvrant pour un objectif commun " la production dans les meilleures conditions de securite et meilleur cout ".



ORGANIGRAMME

C O N C L U S I O N

Nous sommes arrivés au terme de ce travail à déterminer les dimensions d'une colonne de distillation sous vide .

Notre séjour à la raffinerie d'ARZEU (nouvelle unité de production des huiles de base) nous a permis d'assister au fonctionnement de l'unité de distillation sous vide et à recueillir les données permettant de vérifier nos résultats .

Nous avons insisté dans notre travail sur l'élaboration de procédures informatiques qui pourront être liées pour établir un logiciel de dimensionnement .

Bien qu'elle date de très longtemps, la distillation reste toujours d'actualité (c'est une opération de base en Génie-Chimique et en Petrochimie) . Elle constitue un axe de recherche visant à améliorer les procédés et la qualité des distillats pétroliers .

Ce sujet mérite d'être poursuivi dans nos études . Nous insistons, pour cela, sur l'importance des contacts avec les unités de production à travers les stages , les visites ...

ANNEXE 2

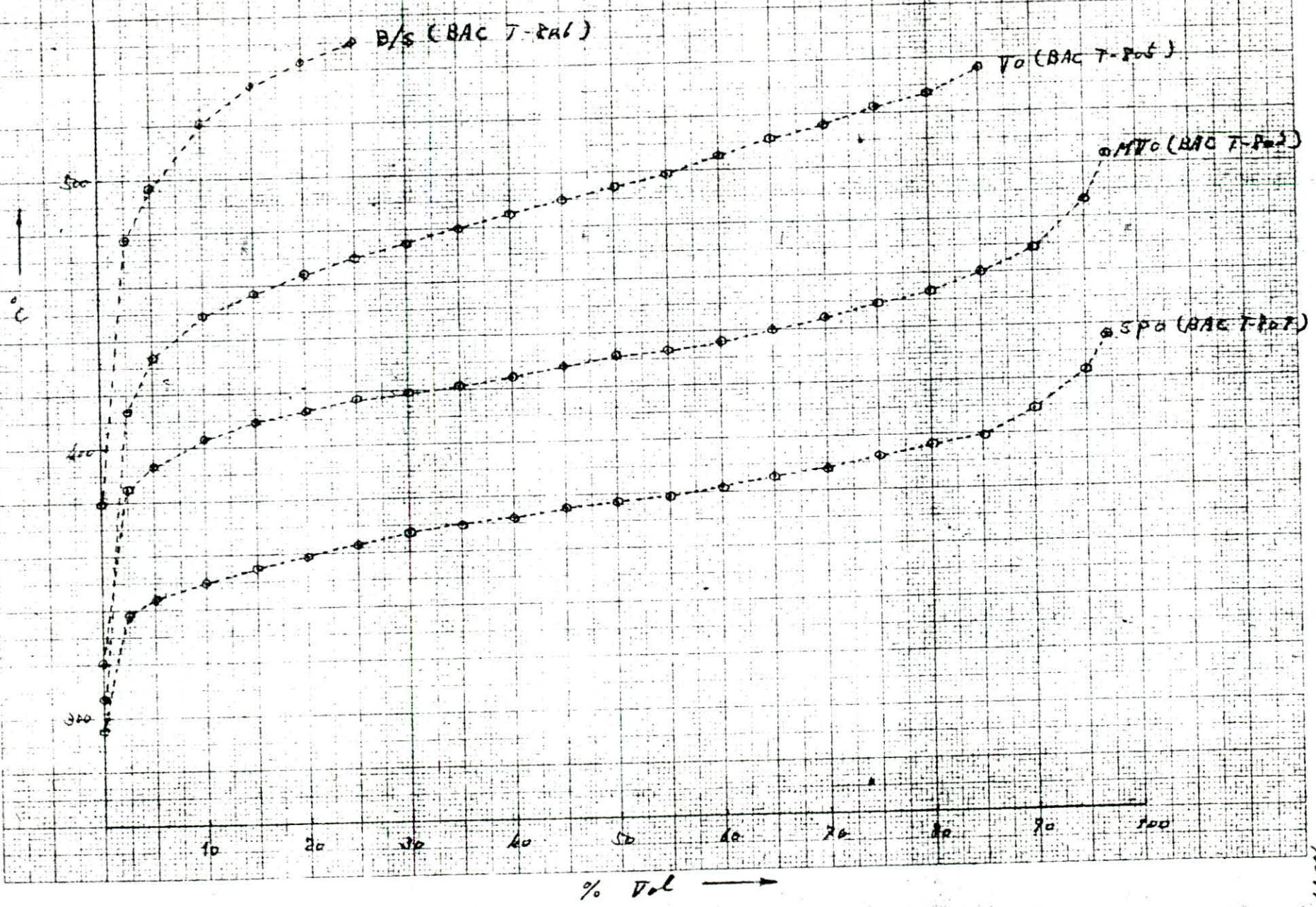
Nous rapportons dans cette annexe les resultats de la distillation ASTM des coupes d'huiles .

XU	Sp0	MU0	U0
IBP	296	320	407
2.5	338	385	414
5	344	393	434
10	350	403	449
15	355	409	457
20	359	413	464
25	363	417	470
30	367	419	475
35	370	421	480
40	372	424	485
45	375	428	490
50	377	431	494
55	379	433	499
60	382	436	505
65	385	440	511
70	388	444	516
75	392	449	522
80	396	453	527
85	399	460	536
90	409	469	
95	423	487	
97	436	503	
	448		

La figure jointe dans cette annexe montre une inversion entre le point initial de la coupe U0 et du point final de la coupe MU0 ce qui est originellement illogique .

une seconde verification a ecarte la supposition d'erreurs d'essai en donnant les memes resultats et montre une difference de 25 ° C entre les points initiaux de distillation des deux coupes MU0 et U0. La conclusion du rapport soupconait une insuffisance du procede de reflux dans l'ancienne unite causant une mauvaise separation des legers .

Fig-2 Results of Distillation with Trade



A N N E X E 3

Laboratoire de raffinage du C.E.R.HYD, le 05/05/1991

Distillation ASTM D-1160 du Brut Reduit Atmospherique d'ARZEW .

Densite : 0.897 a 21.2 C

Les temperatures relevees sous 2. mbar et converties en temperatures sous 760. mmHg sont rapportees dans le tableau suivant.

%U vaporise	T(atm)
PI	245
5	305
10	335
11	345
12	350
14	355
16	368
18	370
19	375
20	377
21.5	382
24	387
27	395
29	398
30	402
32	405
36	410
39	417
43	425
48	430
50	433
52	440
58	443
60	445
62	448
66	452
70	460
71	462
75	465
80	470
80.5	472
85	475

Une comparaison de cette distillation avec celle effectuée en 1985 à la raffinerie d'ARZEW montre une variation considérable de la charge (densité plus faible et températures de 50% et 70% plus basses, ce qui n'est pas logique car il s'agit toujours du même Brut de HASSI-MEESAUD réduit dans la même unité, TOPPING (zone 4) de la raffinerie d'ARZEW. Notons bien que l'ajout des condensats n'influe en rien sur la qualité ou les propriétés du B.R.A.

Ou qu'on n'a pas pu opérer une distillation avec les coupes d'huiles, nous avons opté pour les données de la raffinerie d'ARZEW .

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

- [1] VAN WINKLE
Distillation, Mc Graw Hill, London 1967.
- [2] R. N. WATKINS
Petroleum refinery distillation,
Gulf publishing company, Houston Texas 1973.
- [3] P. WUITHIER
Le Pétrole - raffinage et Génie Chimique, Tome I et II,
2e édition Technip, Paris 1972.
- [4] P. WUITHIER
La distillation dans l'industrie du pétrole, Technip
Paris 1973.
- [5] I. GOUREWITCH
Raffinage du pétrole Tome I, Ecole supérieure Moscou.
- [6] R. KLING
Thermodynamique générale et applications, Technip Paris 1980.
- [7] Ronald W. ROUSSEAU
Hand book of séparation process technology,
Wiley-Interscience, New York 1987.
- [8] G. ROBINSON
Elements of fractional distillation , 4e edition Mc Graw Hill
New York 1958.
- [9] HENGSTEBECK
Distillation principes and design procédures, R.C.P
London 1966.
- [10] R.J. HENGSTEBECK
Petroleum processing, Mc Graw Hill London 1959.
- [11] X. NORMAND
Leçons sommaires sur l'industrie de raffinage du pétrole,
Tome I et II Technip, Paris 1977.
- [12] J. PERRET - P. WUITHIER
Pétrole brut et fractions pétrolières Technip Paris 1972.
- [13] A. CHAUVEL - P. LEPRINCE
Manuel d'évaluation économique des procédés, Technip
Paris 1976.
- [14] Projet de fin d'étude R. CHEMINI
Contribution à l'évaluation technico-économique d'un complexe
de raffinage E N P 1988.

- [15] Memoire de fin d'étude M. GHERRAMOU
Distillation sous vide Huiles de base, I N H 1986.
- [16] LYGEROS - MAGOULAS
Column flowding and entrainment, Hydrocarbon processing
Nov 1986.
- [17] FREDENSLUND - GMEHLING
Calcul sur ordinateur des colonnes de distillation,
Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev. 16 N 4 1977.
- [18] H. DHULESLA
Equation fits A.S.T.M Distillation, Hydrocarbon Processing
Sept 1984.
- [19] PLANG - G. SZALAMAS - G. CHIKANY
Modeling of a crude distillation column, Com. Chem. Eng
Vol 15 N 2 1991.
- [20] Techniques de l'ingenieur
Distillation - colonnes à plateaux : Technologie
Jean - Charles CICILE.
- [21] Techniques de l'ingenieur
Distillation - colonnes à plateaux : Hydrodynamique
Dimensionnement, Jean - Charles CICILE.
- [22] J.R. BACHURST - J.H. HARKER
Process plant design, American Elsevier P. C New York 1973.
- [23]
- [24] PAUL HUGGENS.
*'Petrprop', programme informatique
écrit en GWBASIC, pour le calcul des
propriétés des fractions pétrolières.
1982, revu et amélioré 1987.*
- [25]
*Manuel Opérateur
Département PII, Service HBT (RAM2)
Juillet 1985.*
- [26] S. MOUSTAFAEV, G. OTMANINE,
Calcul de Topping, INH BOUMERDES 1976
- [27] A. DRABKINE, V. PROSKOURIAKOV,
*La chimie du pétrole et du gaz
MIR. 1983.*
- [28] S.E. CHITOUR, *Correlations du le pétrole brut et les
fractions pétrolières, Tome II.
OPU, 1983.*

