

16/95

الجمهورية الجزائرية الديمقراطية الشعبية
REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE

MINISTERE DE L'ENSEIGNEMENT SUPERIEUR
ET DE LA RECHERCHE SCIENTIFIQUE

ECOLE NATIONALE POLYTECHNIQUE

DEPARTEMENT DE GENIE CHIMIQUE

المدرسة الوطنية المتعددة التقنيات
BIBLIOTHEQUE — المكتبة
Ecole Nationale Polytechnique

PROJET DE FIN D'ETUDES

SUJET

**CONTRIBUTION A L'ETUDE
DES PETROLES BRUTS
ET DES OPERATIONS
UNITAIRES DE RAFFINAGE**

PROPOSE PAR

Professeur **G.E. CHITOUR**

PRESENTE PAR

SOUKEHAL Radia

BERRAHMOUNE Sofiane

PROMOTION

1995

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

الجمهورية الجزائرية الديمقراطية الشعبية

REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE

MINISTERE DE L'ENSEIGNEMENT SUPERIEUR
ET DE LA RECHERCHE SCIENTIFIQUE

ECOLE NATIONALE POLYTECHNIQUE

DEPARTEMENT DE GENIE CHIMIQUE

المدرسة الوطنية المتعددة التقنيات
المكتبة — BIBLIOTHEQUE
Ecole Nationale Polytechnique

PROJET DE FIN D'ETUDES

SUJET

**CONTRIBUTION A L'ETUDE
DES PETROLES BRUTS
ET DES OPERATIONS
UNITAIRES DE RAFFINAGE**

PROPOSE PAR

Professeur G.E. CHITOUR

PRESENTE PAR

SOUKENAL Radia

BERRAHMOUNE Sofiane

PROMOTION

1995

A la mémoire de mes grands-parents .

A mes parents pour leur soutien moral .

A mon adorable frère Mehdi .

A mon amie, soeur et confidente Leyla .

A So.....

A Karim .

A mon pays qui, j'espère séchera ses larmes de sang .

Radia

A ma mère pour son soutien moral .

A mon père , mes frères et soeurs.

A mes oncles et tantes.

A Zouzu.

A Rafika.

A tous mes amis . Selim . Khaled . Hakim

REMERCIEMENTS



Nos remerciements chaleureux s'adressent en premier lieu à monsieur le professeur C.E CHITOUR sans qui ce travail n'aurait pas pu se réaliser . Ses conseils éclairés et son soutien permanent ont été pour nous d'un apport décisif .

Nos remerciements vont également à Mme SOUABI présidente du jury , Mme MEZIANI , Mr BENNIDIR ainsi que notre invité Mr SATOR pour l'intérêt qu'ils ont porté à ce travail en acceptant de faire partie de notre jury .

Qu'il nous soit permis de remercier par ailleurs, pour leur dévouement et leurs encouragements qu'ils n'ont cessé de nous apporter durant notre progression au sein du département génie-chimique et dans l'accomplissement de notre travail :

- L'ensemble des enseignants du département génie-chimique de l'école nationale polytechnique .
- Mr BENZITOUNI, directeur général de NAPHTAL .
- Mr OULD-ALI , directeur général de la raffinerie d'ARZEW où nous avons eu le privilège d'effectuer un stage .
- Mr RAIS , chef du département technique de la raffinerie d'ARZEW .
- Mr OUIS, ingénieur en raffinage et chef de service du département technique de la raffinerie d'ARZEW .
- L'ensemble des travailleurs de la raffinerie d'ARZEW pour leur accueil chaleureux et leur soutien actif .

Enfin , nous n'oublierons pas toutes les personnes qui, à quelque degré que ce soit, ont contribué à la réalisation de ce travail .

INTRODUCTION :

Le but de notre travail est de présenter les opérations unitaires appliquées au domaine du raffinage du pétrole brut .

Dans une première étape, nous allons présenter le pétrole brut ; c'est à dire son origine, son mode de prospection et production . Nous verrons ensuite quelles sont les analyses préliminaires effectuées en laboratoire pour permettre de situer les performance des pétroles bruts, notamment par la connaissance de la composition .

Dans une deuxième étape, nous traiterons de l'opération unitaire principale d'une unité de raffinage : La distillation . Nous présenterons alors un calcul complet de la distillation du pétrole brut d'ARZEW (Arzew-blend) en dimensionnant la colonne de distillation ; hauteur et diamètre tout en traitant à travers son bilan thermique le train d'échangeurs qui lui sont associés ainsi que la capacité du four nécessaire pour évacuer les calories et préchauffer le pétrole avant son introduction dans la colonne de distillation .

Dans une troisième partie, nous présenterons toutes les autres opérations unitaires que l'on rencontre dans une raffinerie .

Nous terminerons en donnant à quelques opérations un exemple d'application dans le domaine des industries pétrochimiques .

SOMMAIRE DE LA PREMIERE PARTIE : GENERALITES SUR LE PETROLE BRUT

I - ORIGINE , PROSPECTION ET PRODUCTION DES PETROLES BRUT

I-1- Origine du pétrole	2
I-2- Prospection du pétrole.....	3
a- Méthodes géologiques	
b- Méthodes géophysique	
-Prospection gravimétrique	
-Prospection magnétométrique	
-Prospection sismique	
I-3-Production du pétrole	5
a-Généralités	
b-Les techniques de forage	
c-Production pétrolière	

II-COMPOSITION DU PETROLE ET DES FRACTIONS PETROLIERES

II-1-Préambule.....	8
II-2-Composition des pétroles bruts et des fractions pétrolières	8
a-Les hydrocarbures	
b-Les autres composés et les éléments métalliques	

III-ESSAIS PRELIMINAIRES SUR LE PETROLE ET LES PRODUITS PETROLIERS :

III-1-Préambule	10
III-2-Les méthodes d'échantillonnage	10
III-3-Mode opératoire et appareillage pour l'analyse du pétrole	10
III-4-Essais effectués sur l'analyse des pétroles bruts	10
a-La densité	
b-Distillation ASTM	
c-La tension de vapeur Reid (RVP)	
d-La viscosité	
e-La teneur en soufre	
f-Le point d'éclair	
g-Résidus de Carbone Conradson et Rambottom	
h-Teneur en eau et sédiments	
i-Teneur en sels	
j-Indice de neutralisation (indice d'acide ou indice de base)	
k-Indice de Brome	

IV-DIFFERENTES REPRESENTATIONS DE L'ANALYSE DES PETROLES BRUTS

IV-1- Préambule.....	13
IV-2-Courbe des propriétés instantanées (Mid % curve)	13
IV-3-Courbe propriétés-rendements (yield curve).....	14
IV-4-Coubes iso-propriétés (Contour charts ou iso-curves).....	15

V-MISE EN OEUVRE DU PETROLE BRUT

V-1-Préambule	16
V-2-Découpage et mise en oeuvre du pétrole brut	16

I-ORIGINE, PROSPECTION ET PRODUCTION DU PETROLE BRUT:

I-1-Origine du pétrole :

Le problème de la genèse des hydrocarbures, bien que très peu étudié, n'est pas encore parfaitement résolu. Différentes hypothèses ont été envisagées à ce sujet. Parmi elles, la théorie de l'origine minérale du pétrole, proposée par SABATIER et MOISSAN et qui supposent que l'eau en pénétrant par les fissures dans les profondeurs de la terre, entre en réaction avec les carbures de fer. Les hydrocarbures ainsi formés, remontent par les mêmes fissures vers les parties supérieures de l'écorce terrestre où elles se concentrent pour donner des accumulations de pétrole.

La théorie organique sur laquelle de nos jours pratiquement tous les chercheurs s'accordent pour accepter la théorie de l'origine organique serait la suivante :

Le pétrole, littéralement huile de roche, est fondamentalement un sédiment un peu particulier puisqu'il prend l'état fluide en naissant; comme le charbon, il se forme à partir de sédiments à grain fin, riches en matières organiques comme les vases. Sous l'effet de la compaction et l'augmentation de la température qui résulte de cet enfouissement, les matières organiques se transforment, dans une gamme de températures de l'ordre de 70 à 120 °C, en hydrocarbures, c'est à dire en corps formé essentiellement de carbone et d'hydrogène.

Les phases liquides correspondent au pétrole, les phases gazeuses constituent le gaz naturel principalement représenté par le méthane (CH_4), et des produits solides plus ou moins complexes formant les bitumes et les asphaltes.

Au contact de l'air et des eaux météoriques, le pétrole est soumis à des phénomènes d'altération, en particulier de biodégradations sous l'effet de certaines bactéries. Les fractions légères disparaissent et il reste un produit lourd, noir et pâteux : les bitumes.

Si par contre les hydrocarbures sont arrêtés dans leur course souterraine par des roches imperméables, ils peuvent s'accumuler en amont de ces barrières naturelles et former des accumulations. On qualifie ces pièges par leurs caractéristiques structurales (piège anticlinal, par faille, par dôme de sel, etc.) ou sédimentaires (piège par biseau, récif, etc.). Figure [1]

Les gisements de pétrole renferment souvent en profondeur du gaz associé, qui se sépare du pétrole au cours de l'exploitation. Les gisements de gaz peuvent renfermer des hydrocarbures gazeux un peu plus lourds que le méthane qui se condensent au cours de l'extraction (les condensats ou gazoline).

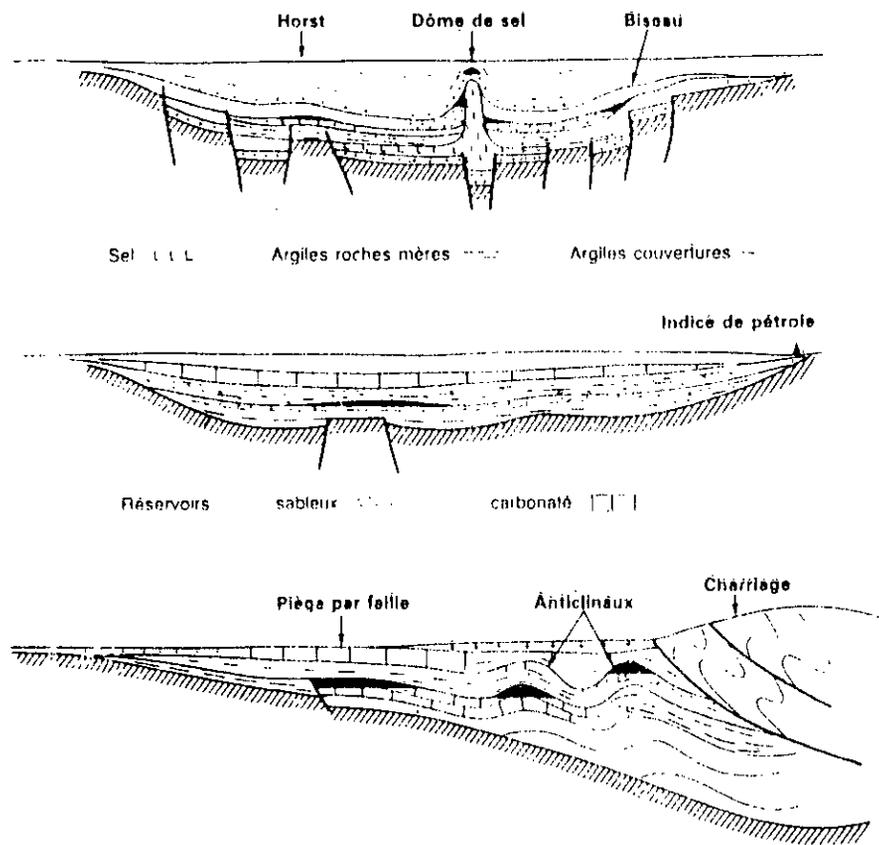


Fig. 1 : Coupes de bassin sédimentaire montrant les principaux critères pétroliers

I-2-Prospection du pétrole (Exploration pétrolière):

Les gisements de pétrole sont prospectés par des méthodes indirectes, faute d'avoir trouvé jusqu'à présent une approche directe permettant de reconnaître directement la présence de gisements plus ou moins profonds d'huile et / ou de gaz . Ces méthodes d'approche indirectes se subdivisent en méthodes géologiques et méthodes géophysiques .

a- Méthodes géologiques:

Le rôle de la géologie dans la prospection pétrolière a fortement évolué depuis le début des recherches .

La « règle anticlinale » d' I.C WHITE, constituait alors la règle d'or de la recherche pétrolière et de nombreux gisements restaient à découvrir dans des régions plissées dont l'étude géologique de surface pouvait à elle seule conduire à des succès. Cependant, cette règle n'est applicable que dans le cas des structures favorables (dômes) .

Les études géologiques ont pour but de reconnaître sur le terrain, quand des affleurements (point où la roche constituant le sous sol apparaît à la surface) existent, l'architecture des couches et les différents faciès lithologiques que l'on peut penser rencontrer en profondeur.

Lorsque la zone étudiée est masquée sous des terrains de recouvrement récents, on exécute parfois de petits sondages de reconnaissance « core drills » et des sondages stratigraphiques plus profonds.

Les études géologiques sont généralement complétées par l'analyse photogéologique de vues aériennes pour les reconnaissances générales à partir des photographies prises par satellites . L'analyse photogéologique permet principalement de reconnaître les grands traits de l'architecture des couches, mais aussi de certaines variations de faciès, sans parler des conditions de surface, comme les zones d'affleurement et les voies de pénétration .

b- Méthodes géophysiques:

Les études géophysiques ont pour principal objectif de déceler l'architecture profonde des terrains, et dans une certaine mesure, de préciser quelques caractéristiques lithologiques des couches en profondeur .

Les déformations de l'écorce terrestre, dont la connaissance est la base de la localisation des pièges pétroliers, déforment à leur tour les champs de forces naturelles ou provoquées et introduisent dans leur répartition des irrégularités appelées anomalies dont l'interprétation permet de remonter à la structure géologique de la région .

Plusieurs méthodes furent élaborées dans les prospections géophysiques , dont les trois plus classiques :

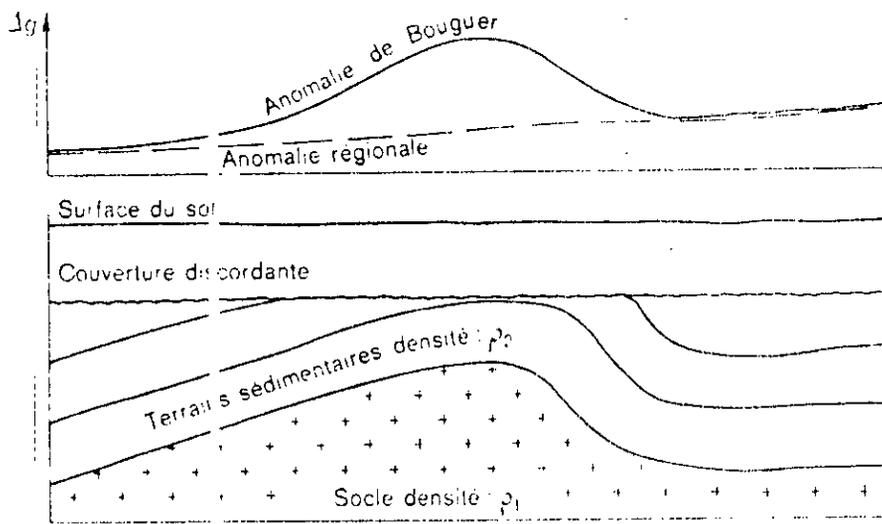


figure [2] : Prospection gravimétrique

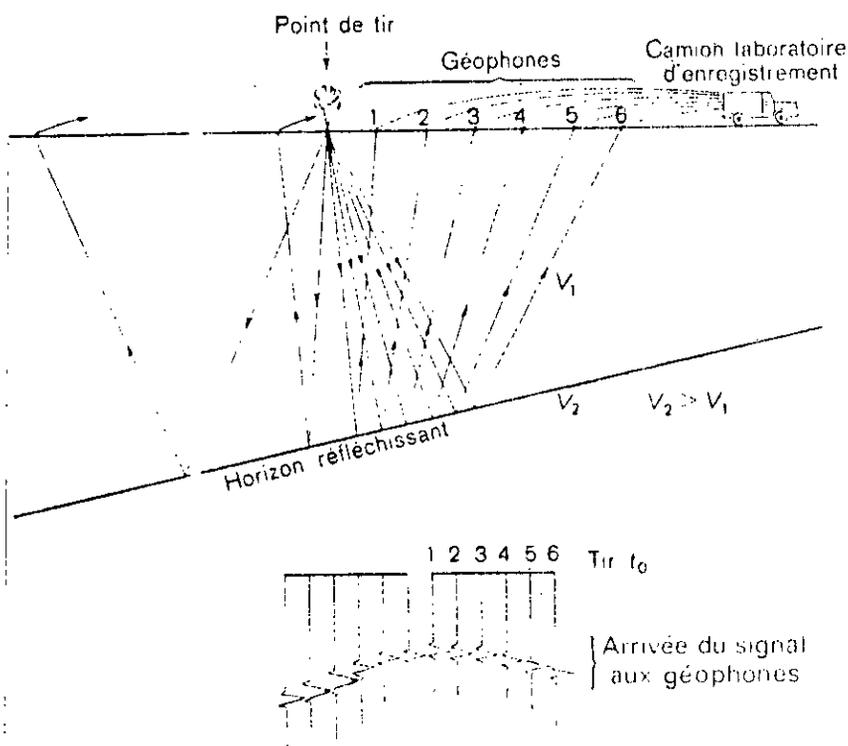


figure [3] : Méthodes sismiques

Prospection gravimétrique :

Cette méthode a pour objet de déterminer , à partir de la surface du sol, les différences de densité des assises du sous sol par la mesure des variations locales du champs de la pesanteur .

Un amas important et profond de roches basiques très denses, une remontée de substratum cristallin d'un bassin sédimentaire ou encore un anticlinal peu profond de calcaire compact, provoqueront à des échelles différentes, des augmentations locales de la pesanteur .

Au contraire, l'existence d'une fosse renfermant une grande épaisseur de grès et de marnes ou celle d'un dôme de sel , se traduiront par des diminutions locales de la pesanteur .

Enfin une faille à fort rejet séparant deux compartiments constituées par des terrains de densité différentes sera matérialisée par une anomalie alignée suivant cette faille .

Toutes ces variations du champs de la pesanteur sont traduites sur des cartes par des courbes d'iso-anomalies comparables aux courbes de niveau des cartes topographiques . Figure [2]

Prospection magnétométrique :

L'enregistrement continu, par avion, du champ magnétique est très utilisé dans les stades de grandes reconnaissances . La photo aérienne donne une image géologique globale qui permet d'éliminer les effets proches de la surface et de donner des résultats dont il est possible de tirer une image du fond du bassin .

L'hypothèse fondamentale d'interprétation est que le remplissage sédimentaire des bassins n'est pas ferromagnétique, sauf anomalie qu'il est possible d'identifier et que toutes les variations de champ magnétiques enregistrées sont dues à des variations des propriétés magnétiques des roches du socle non sédimentaire du bassin . Figure [3]

Prospection sismique :

Les méthodes sismiques consistent à provoquer, en un point déterminé du sol, un ébranlement et à mesurer les temps de propagation des ondes élastiques ainsi créés pour traverser des épaisseurs plus ou moins grandes de terrain et revenir , à la suite de réflexion ou de réfraction, à la surface du sol .

Les temps de propagation des ondes étant fonction de l'élasticité et de la densité des roches, il est important de connaître ces deux facteurs . Pratiquement on les traduit directement et conjointement en vitesses, celle-ci variant avec les différents types de roches . En règle générale, on admet pour un même ensemble de roches, que les vitesses augmentent avec la profondeur .

Dans la plupart des cas, l'ébranlement destiné à provoquer des ondes à travers les assises du sous sol, est produit par une charge de dynamite placée au fond d'un forage de petit diamètre ayant quelques mètres ou dizaines de mètres de profondeur. Dans certaines conditions, l'explosion peut être provoquée au-dessus du sol « tir en l'air » ou en mer « tir en mer ». Enfin, l'ébranlement peut également être déterminé par la chute brutale d'un poids de plusieurs tonnes sur la surface du sol « méthode dite du weight dropping ».

Les ondes de retour réfléchies ou réfractées, sont reçues sur des appareils appelés sismographes ou géophones, placés sur le sol en nombre variable et à des distances plus ou moins grandes des lieux d'explosion suivant la méthode sismique employée et la profondeur des assises que l'on cherche à reconnaître.

A terre, une équipe sismique coûte en moyenne entre 20.000 et 40.000 FF par kilomètre, pour un rendement de 50 à 200 km par mois. En mer, le prix de revient est de l'ordre de 2500 à 3000 FF par kilomètre, mais le rendement mensuel atteint 2000 à 2500 km.

Ces différentes études de prospection, conduisent à implanter un forage d'exploration encore appelé « wildcat ». Celui-ci est exécuté par un appareil descendant au bout d'un train de tige, un trépan, outil coupant qui creuse le trou. Les déblais étant remontés au fur et à mesure par la boue de forage et étudiés par le géologue qui reconstitue ainsi la succession des roches traversées et analyse les indices de pétrole et de gaz pouvant s'y trouver.

I-3- Production du pétrole :

a-Généralités sur le forage :

Si les indices d'hydrocarbure sont décelés par une des méthodes précédentes, on procède à des essais d'exploitation traduits par l'implantation de forage de production.

Le forage consiste à réaliser un puit de diamètre décroissant (de 90 à 15 cm) jusqu'aux couches supposées pétrolifères et d'en obtenir, au moindre prix, les meilleurs débits.

On peut distinguer deux sortes de forages :

- Les forages d'exploration destinés à reconnaître des terrains neufs, sur lesquels le foreur possède peu de données, qui sont bien entendu les plus coûteux et les plus difficile.

- Les forages de développement destinés à augmenter la production d'un gisement ou à modifier les caractéristiques de celle-ci par injection d'eau, de gaz, etc. Ces sondages effectués dans un terrain déjà connu posent en général beaucoup moins de problèmes.

Les travaux de forage et d'exploitation représentent des investissements très importants : un forage, à une profondeur de 2500 à 3500 m, coûte à terre de 10 à 40 millions de francs (150 000 à 350 000 FF/ jour), en mer de 30 à 120 millions de francs. Une plate-forme de production, en acier ou en béton, par une profondeur

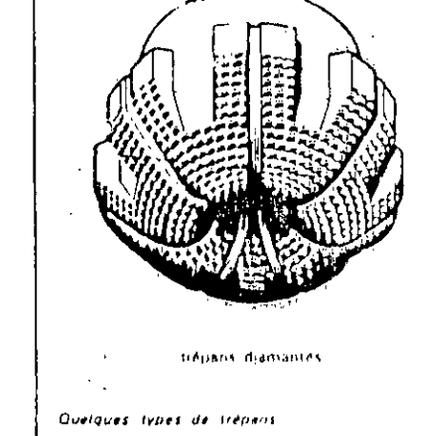
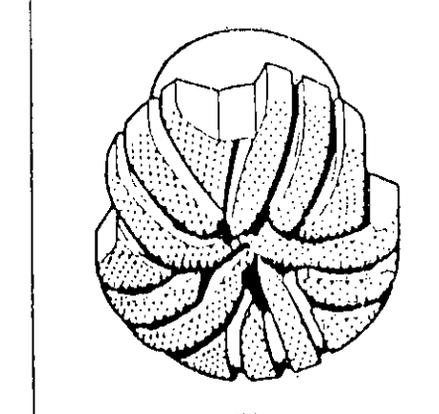
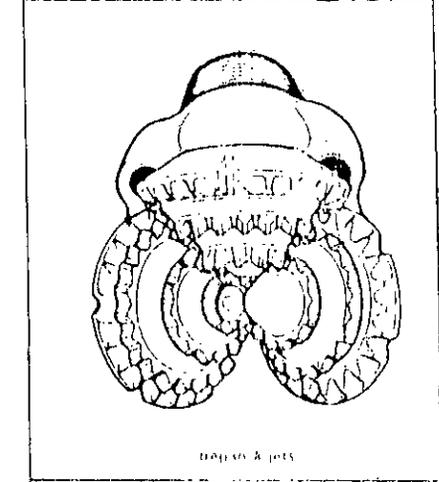
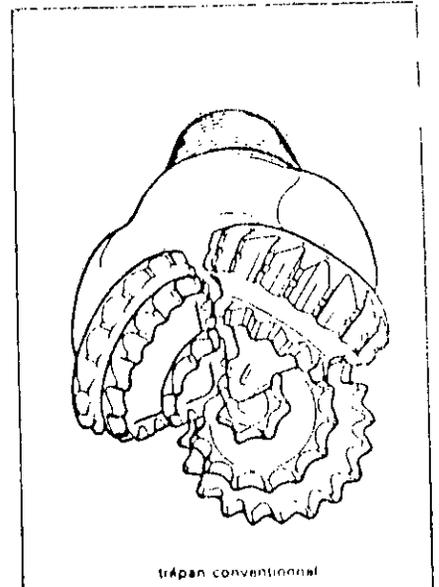
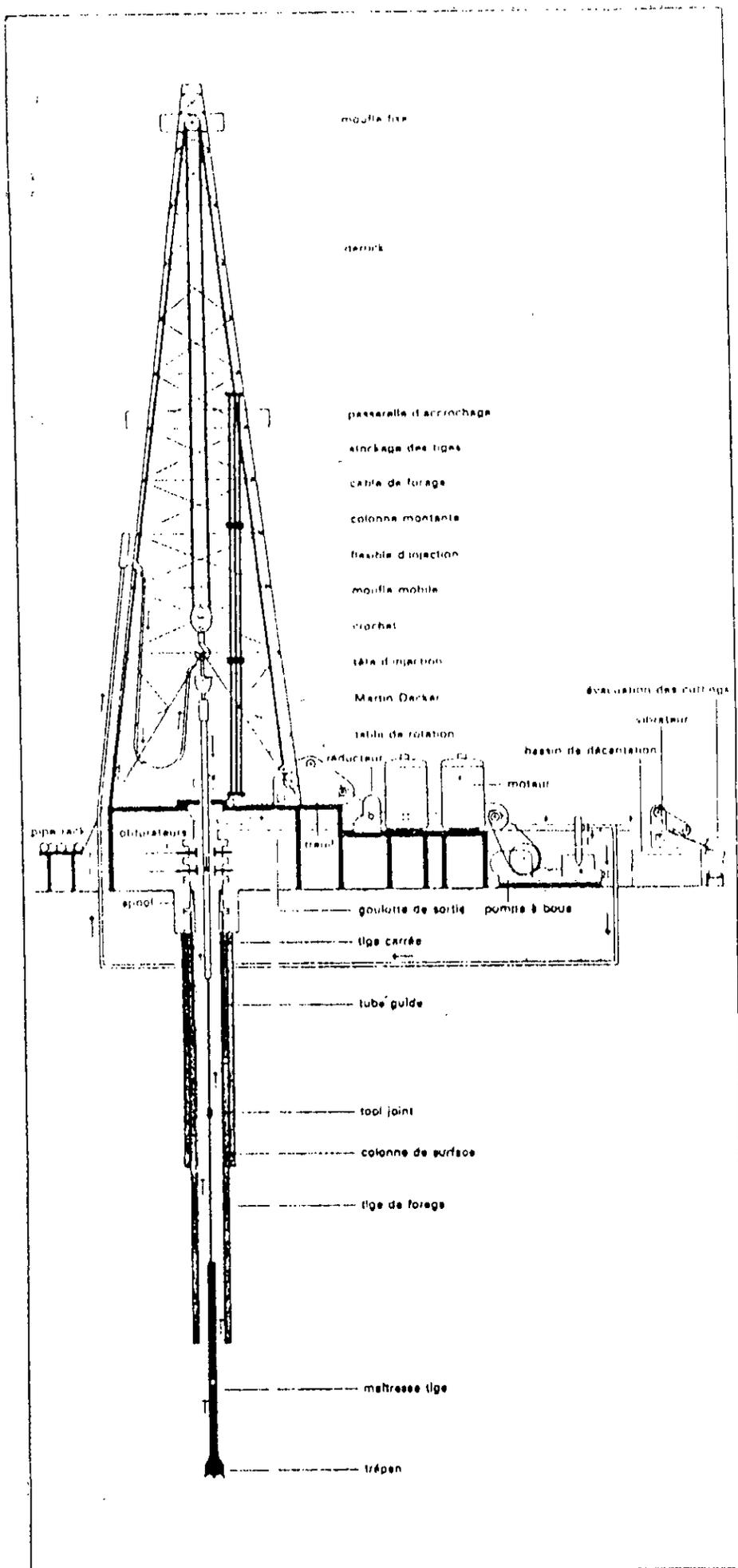


figure [4] : Ensemble d'une installation de forage Rotary

d'eau de 100 à 150 m revient entre 1 à 2 milliards de francs . Les coûts sont relatifs à l'année 1986, il y aurait lieu de les actualiser pour évaluer les prix d'aujourd'hui .

b- Les techniques de forage :

Le principe du forage est basé sur la rotation des tiges creuses vissées bout à bout d'un outil ou trépan, la manoeuvre des tiges nécessite un chevalement nommé derrick ou mat . Les outils de forage les plus courants sont un assemblage de pignons coniques dentés en acier très dur qui en roulant et en glissant sur les roches, les désagrègent par des percussions multiples et rapides . Le train de tige reçoit son mouvement de rotation par l'intermédiaire d'une table de rotation dans laquelle son élément de surface à section carrée peut coulisser librement : La table est elle-même reliée à un arbre moteur qui lui imprime son mouvement .Figure [4]

Suivant la nature du mouvement imprimé à l'outil, on distingue deux types de procédés:

- Par percussion ou battage .
- Par rotation (forage rotary ; la vitesse de rotation varie de 40 à 120 tr/mn) .

Dans chacun de ces deux procédés, l'opération peut se faire à sec ou avec injection de fluide (eau, boue, gaz ou air) . Le rôle assigné à la boue est multiple; elle doit assurer grâce à sa densité et à sa viscosité la remontée des déblais à petite vitesse pour éviter des phénomènes d'érosion , elle doit également contrebalancer la pression des fluides présents dans certains horizons et empêche les jaillissements catastrophiques d'huile ou de gaz .

c-Production pétrolière :

Lorsque le forage d'exploitation met en évidence la présence d'un gisement (ce qui n'arrive en moyenne guère plus d'une fois sur dix) , on procède à l'exploitation en renforçant les puits par la mise en place d'un tubage servant à le cimenter, puis en y introduisant une colonne étroite de 6 à 10 cm de diamètre par lequel s'écoulera le pétrole .

Si l'accumulation est reconnue commercialement exploitable, on procède à son exploitation par des puits de développement . Ceux-ci permettent de déterminer les réserves prouvées en place du gisement ou accumulation, dont on pourra espérer récupérer en surface (réserves récupérables) 20 à 40 % en moyenne dans le cas du pétrole, 80 à 90 % dans le cas du gaz .

Après la pose en tête de puit d'un « arbre de Noël » ; ensemble des équipement de contrôle et du réglage du débit d'extraction, la mise en production proprement parler peut commencer .

Sous la pression notamment de la nappe d'eau sous-jacente , le pétrole est poussé vers la surface (1 kg/ cm² pour 10 m), figure [5] . Toutefois, ce processus de pompage naturel ne livre que 10 % environ des réserves d'un gisement . Lorsque la pression devient insuffisante, des techniques de récupération sont mises en oeuvre .

On injecte alors de l'eau par un puits secondaire et on poursuit l'opération tant que la teneur en eau du mélange ne dépasse pas 1% déterminé. Il faut alors stimuler la roche réservoir pour faciliter l'écoulement des liquides qu'elle retient dans ses pores, soit par une dissolution partielle, soit par une fracturation.

Afin d'améliorer encore le rendement des puits et récupérer une plus grande partie du contenu du gisement, on met en oeuvre différents procédés complémentaires :

- Le vapor-lift qui consiste à injecter de la vapeur d'eau à 200°C pour diminuer la viscosité des huiles lourdes et faciliter leur remontée à travers la roche poreuse.
- Le gas-lift qui utilise le gaz carbonique, l'azote, le butane ou le méthane pour chasser le pétrole de ses réduits.
- Le water-lift qui déloge les molécules d'huile piégées dans la roche réservoir avec de l'eau chargée d'additifs chimiques.

De nos jours, il existe une nouvelle technique de forage consistant à forer des puits horizontaux qui agissent comme un véritable drain. Un forage horizontal coûte une fois et demi plus cher qu'un forage classique vertical, mais son potentiel de production est toutefois supérieur. De plus cette technique a l'avantage de permettre d'aller chercher le pétrole qui existe à la verticale de lieux où il n'est guère possible de forer.

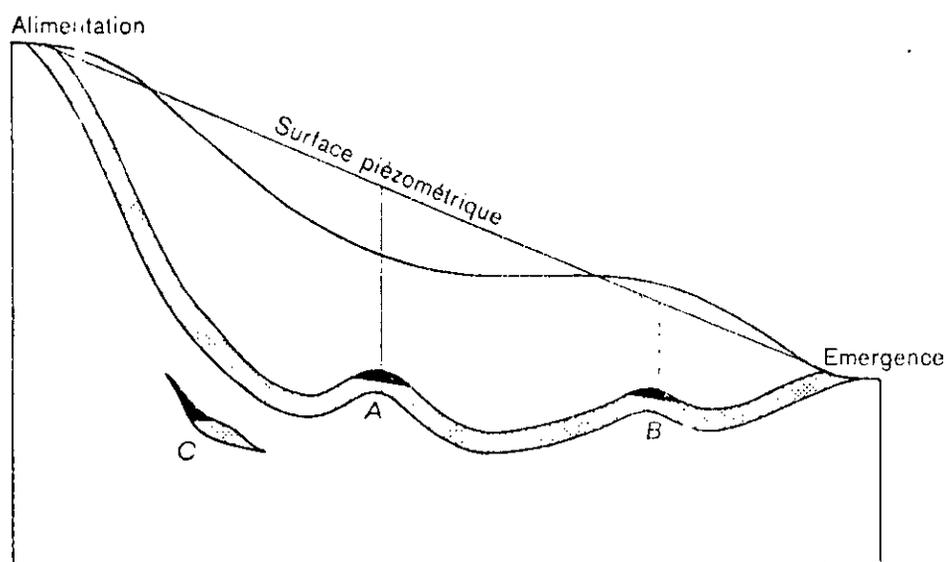


Figure [5] : Pression dans les gisements

II - COMPOSITION DU PETROLE ET DES FRACTIONS PETROLIERES :

II-1- Préambule :

Pour comprendre les différentes étapes de raffinage, il importe de revoir la composition du pétrole .

Le pétrole est un mélange de centaines d'hydrocarbures liquides contenant des gaz dissous et des solides en suspension . Il contient également, en quantité limitée, des composés tels que le soufre, de l'oxygène et de l'azote.

La figure [6] dépeint la composition chimique d'un pétrole brut type . Les fractions à bas point d'ébullition sont composées de manière prédominante d'hydrocarbures saturés, tandis que les fractions à haut point d'ébullition sont prédominées par les composés aromatiques et polaires .

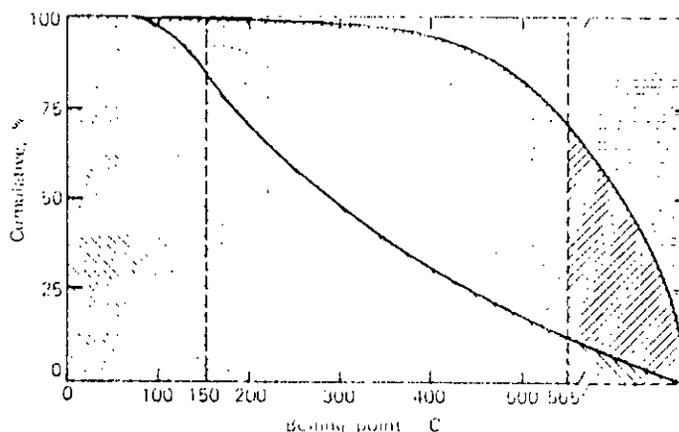


Figure [6] : Distribution type des composés pour un pétrole brut typique

II-2- Composition du pétrole brut et des fractions pétrolières :

a- Les hydrocarbures :

Les hydrocarbures sont les constituants les plus importants du brut . Ces constituants vont depuis les gaz légers jusqu'aux composants des cires et des résidus. Les caractéristiques des hydrocarbures dépendent des nombres d'atomes d'hydrogène et de carbone dans la molécule, ainsi que la structure des molécules .

Les hydrocarbures sont généralement classifiés en séries.

- La série paraffinique (formule $C_n H_{2n+2}$) :

Ce sont des hydrocarbures saturés de grande stabilité . Ils interviennent généralement dans les réactions chimiques par substitution d'un groupe chimique à la place d'un atome d'hydrogène . Ils peuvent se présenter sous forme d'une chaîne linéaire (normal-paraffine) ou sous forme d'une chaîne ramifiée (iso-paraffine) , de même poids moléculaire .

- La série oléfinique (formule $C_n H_{2n}$) :

Ce sont des hydrocarbures insaturés . La structure de la molécule fait apparaître une double liaison . Ces hydrocarbures ne sont généralement pas présents dans le pétrole brut, mais peuvent apparaître à la suite de craquage .

- La série naphénique (formule $C_n H_{2n}$) :

Ce sont des composés cycliques saturés qui s'apparentent aux paraffines dans leurs propriétés chimiques .

- La série aromatique (formule $C_n H_{2n-6}$) ou série benzénique :

Ce sont des composés cycliques non saturés. Ils sont chimiquement actifs et peuvent intervenir dans des réactions par addition ou substitution .

- Les hydrocarbures mixtes :

Par réaction de substitution, on peut unir des hydrocarbures en série différentes et obtenir ainsi des composés mixtes ayant les propriétés des différentes séries à un degré plus ou moins élevé . Ce sont ces molécules qui constituent les fractions lourdes (et notamment les huiles lubrifiantes) et assurent la continuité des propriétés entre les différentes séries ; c'est pourquoi on classe les hydrocarbures et les huiles lubrifiantes suivant trois grandes tendances chimiques :

- la tendance paraffinique ,
- la tendance naphénique,
- la tendance aromatique.

b- Les autres composés et les éléments métalliques :

Ces autres composés sont essentiellement des composés du soufre, de l'oxygène et de l'azote . Citons parmi les composés de l'oxygène, les asphaltes, les phénols et les acides naphéniques . Certains bruts lourds contiennent jusqu'à 50 % de composés asphaltiques . Chimiquement les asphaltes sont des mélanges d'hydrocarbures lourds polymérisés et oxydés .

Des éléments métalliques (dont les plus fréquents sont: le nickel, le cobalt, le cuivre, le chrome et le sodium) peuvent être présents dans le pétrole brut .

III- ESSAIS PRELIMINAIRES SUR LE PETROLE ET LES PRODUITS PETROLIERS :

III -1- Préambule :

Chaque raffinerie possède un laboratoire de contrôle où sont effectués sur le pétrole brut et les différents produits intermédiaires ou finis un certain nombre d'analyses qui ont pour but de déterminer leurs caractéristiques et s'assurer que leurs qualités correspondent bien aux normes .

Ces normes ou tests d'analyse ont été établis dans les pays développés, particulièrement en Angleterre, aux Etats-Unis, en France, mais ces méthodes diffèrent quelquefois entre elles sur un certain nombre de points . Il est alors nécessaire de toujours préciser la méthode utilisée . A titre d'exemple, les trois méthodes les plus courantes sont :

- Les Méthodes Américaines A.S.T.M (American Society for Testing Materials) .
- Les Méthodes Anglaises I.P (Institute of Petroleum) .
- Les Méthodes Françaises A.F.N.O.R. (Association Française de Normalisation) .

III-2- Les méthodes d'échantillonnage :

La prise d'échantillon destinée à l'analyse est une opération essentielle et délicate pour que l'échantillon prélevé soit réellement représentatif du produit à analyser .

La connaissance des propriétés telles que la densité, la tension de vapeur et le pourcentage en soufre dans le cas d'un pétrole brut léger, nécessite par exemple des méthodes d'échantillonnage adéquates s'effectuant sous pression et à basse température afin d'éviter les pertes éventuelles en composants volatils .

Dans le cas d'un pétrole paraffinique et à l'état solide, un chauffage est nécessaire pour dissoudre les paraffines et une agitation pour homogénéiser le brut .

Les méthodes d'échantillonnage sont régies par des normes Françaises (NF) ou encore Américaines (ASTM), Allemandes (DIN), japonaises ,etc .

III-3-Mode opératoire et appareillage pour l'analyse du pétrole :

L'appareillage et le mode opératoire destinés à l'analyse du pétrole brut sont normalisés, de sorte que les résultats soient reproductibles et comparables . Leur mise en oeuvre, simplifiée en comparaison avec les méthodes physiques classiques d'analyse , permet d'effectuer des contrôles fréquents .

III- 4- Essais effectués sur l'analyse des pétroles bruts :

Les essais préliminaires effectués sur le pétrole brut sont des données de base qui permettent d'évaluer la nature et les différents schémas de raffinage possibles .

a - La densité :

La densité est définie comme le rapport du poids d'un certain volume d'échantillon à une température T, au poids du même volume d'eau à une température standard .

La densité légale se mesure à 20°C et a pour symbole:

$$d_4^{20} = \frac{\text{Poids d'un volume de produit à 20 } ^\circ\text{C}}{\text{Poids d'un même volume d'eau à 4 } ^\circ\text{C}} \quad (1)$$

Aux Etats-Unis , la densité du pétrole et des produits pétroliers est déterminée à 60°F et rapportée à la température de l'eau à 60°F . Elle est notée Specific Gravity (SPGR) .

Pour mesurer la densité , les américains utilisent également le degré API défini par l'American Petroleum Institute qui est fonction de la Specific Gravity et dont la relation est :

$$^\circ\text{API} = (141.5 / \text{SPGR } 60/60 \text{ } ^\circ\text{F}) - 131.5 \quad (2)$$

La densité est une propriété qui est fréquemment utilisée pour classer d'une manière approximative les pétroles bruts en pétroles légers ($0.77 \leq d \leq 0.84$) , pétroles moyens ($0.84 \leq d \leq 0.89$) et pétroles lourds ($d \geq 0.89$) . Elle présente également l'intérêt de connaître le degré de stabilisation du pétrole et les pertes accidentelles en produits légers dues aux conditions de prélèvement , de transport ou de stockage. Par contre, elle ne permet pas de définir à elle seule un produit pétrolier .

La détermination de la densité est régie par des normes différentes selon les pays . A titre d'exemples :

- AFNOR : NF T 60-101 .
- ASTM : D 1298, D 1675 .
- IP : IP 160 .

b- Distillation ASTM :

La distillation ASTM est une distillation simple réalisée au laboratoire dans du matériel de verre suivant un mode opératoire spécifié (Norme ASTM D2287 , AFNOR : NF M07-002) .

On charge 100 cm³ de mélange (pétrole brut, fraction pétrolière , etc.) dans un ballon de 100 cm³ , l'échantillon est chauffé et évaporé avec un débit uniforme de 5 cm³ par minute . Les vapeurs formées sont condensées dans un tube baignant dans de la glace puis recueillies dans une éprouvette graduée .

Le point initial (PI) du tracé du diagramme de température en fonction du % distillé représente l'écoulement de la première goutte de condensat . La température maximale est notée point final (PF) .

En pratique la distillation ASTM , permet de prévoir le comportement global du brut lorsqu'il est soumis à une distillation fractionnée . Elle est moins sélective que cette dernière mais présente l'avantage d'être plus rapide .

Nous pouvons donc dire que la courbe distillation reflète d'une certaine façon la composition du produit et que la comparaison des courbes ASTM permet de tirer des conclusions sur la répartition des hydrocarbures dans les échantillons analysés .

c- La tension de vapeur Reid (RVP) :

La tension ou la pression de vapeur « Reid » est la pression (exprimée en millibars) développée par les vapeurs du pétrole brut ou d'un produit pétrolier contenu dans une bombe normalisée dans des conditions opératoires bien définies .

La connaissance de la tension de vapeur Reid d'un pétrole brut indique d'une manière indirecte, la teneur en produits légers (notamment les essences) qui conditionnent la sécurité au cours du transport et les pertes de stockage .

Cet essai fait l'objet des normes AFNOR : NF 07-007 , ASTM : D323 et IP 69-63 .

d- La viscosité :

La viscosité est une propriété physique importante, elle est la mesure du frottement interne à l'écoulement d'un fluide. Elle varie avec la température, la pression et dans certains cas avec le taux de cisaillement du fluide .La viscosité est un paramètre important à connaître dans de nombreux procédés industriels qui mettent en jeu, des écoulements de fluides ou de transfert de quantité de mouvement .

L'unité de la viscosité dynamique ou absolue μ est le pascal-second (Pa.s) soit $1 \text{ Ns} / \text{m}^2$. Dans le système CGS , l'unité de la viscosité dynamique est le Dyne .seconde par centimètre carré ($\text{dyne.s} / \text{cm}^2$) soit 1 poise .La viscosité cinématique ν , est le rapport de μ par la masse volumique prise à la même température . Elle s'exprime en stockes et en centistockes .

La détermination expérimentale de la viscosité est couverte par les normes; AFNOR NF T60-100 , ASTM: D445 et D 88 .

e-La teneur en soufre :

Les pétroles bruts contiennent des dérivées soufrées dont le pourcentage peut varier dans une très grande gamme ; depuis l'état de trace jusqu'à plus de 7 % en masse .

La teneur en soufre du brut est une caractéristique très importante car sa connaissance permet d'éviter les risques de corrosion des installations . Le soufre est également un poison des catalyseurs utilisés au cours des procédés de raffinage .

La détermination de la teneur en composés sulfurés est prévue par les normes suivantes :

- NF M07 -005 et ASTM D 1266 : Méthode de la lampe .
- NF T 60-109 et ASTM D 129 : Méthode de la bombe .
- NF T 60-103 et ASTM D 1551 : Méthode de Grote .
- NF M 07- 005 et ASTM D484 : Doctor test .
- NF M 41- 006
- NF M 07-015 et ASTM D 130 : Lampe de cuivre

IV-DIFFERENTES REPRESENTATIONS DE L'ANALYSE DES PETROLES BRUTS :

IV-1- Préambule :

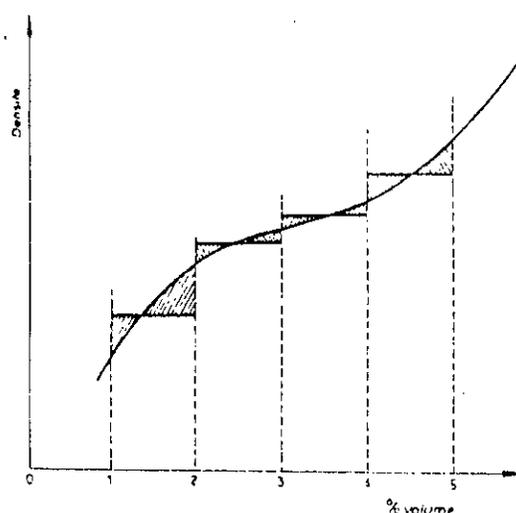
Les résultats d'analyse des pétroles bruts sont souvent exploités sous forme de courbes qui assurent ainsi la continuité des propriétés et permettent une utilisation plus rationnelle. On distingue trois principaux types de représentations :

IV-2- Courbe des propriétés instantanées (Mid % curves) :

Le diagramme possède en abscisse une échelle de volume graduée de 0 à 100 sur laquelle on porte les fractions élémentaires dans leur ordre de passage en distillation et, en ordonnée, des échelles de propriétés.

On exploite de cette représentation des résultats relatifs aux fractions pétrolières du pétrole brut qu'on analyse et la traduction de ces données nous conduit à tracer un escalier constitué de paliers égaux.

Dans le cas de la densité (figure [7]), qui est une propriété continue et additive en volume (telles que : le % en soufre, point d'aniline, le nombre d'octane, etc.), c'est à dire qu'à chaque point de l'échelle des volumes correspond une valeur de densité instantanée de la goutte de distillat et que par ailleurs, la courbe de densité est la dérivée de la courbe de poids. Il est donc justifié de tracer à partir des paliers une courbe continue de variation de densité telle que, pour chaque fraction élémentaire, les aires situées de part et d'autre du palier et hachurées soient égales. Ainsi le poids de ces fractions est représenté soit par la surface du rectangle sous le palier, soit par la surface sous la courbe.



Figure[7]: Courbe des densités instantanées définie par les fractions élémentaires 1/100

Pour les propriétés non additives en volume telles que la viscosité, la température, l'indice d'octane, etc., on peut également tracer la courbe de variation continue de ces propriétés en reliant les points 50 % de chaque fraction, ce qui est d'autant plus justifié que les fractions élémentaires sont étroites, contrairement aux courbes des propriétés additives où les fractions sont beaucoup plus larges. Dans le cas des propriétés non additives la méthode de balancement des aires n'est alors pas à respecter.

IV-3- Courbe propriétés-rendements (yield curve) :

Cette représentation est utilisée pour les produits extrêmes : essences et résidus. En abscisse, on porte une échelle volumétrique de rendements et en ordonnées des échelles de propriétés.

Il est évident que si une propriété partielle a une représentation linéaire, la courbe propriété-rendement sera une droite que l'on peut calculer. Cette représentation est d'autant plus intéressante dans le cas des propriétés non additives pour lesquelles on ne peut déduire les courbes propriétés - rendements à partir des valeurs instantanées.

Cependant dans le cas de la viscosité, on utilise une échelle logarithmique en ordonné car les courbes ont une allure exponentielle prononcée. D'autre part, la règle d'addition des viscosités prévoit que l'on peut pondérer en volume les log-log de la viscosité, donc si la viscosité est tracée sur une échelle log-log, on pourra procéder à une intégration graphique pour calculer les courbes rendements-viscosités.

La figure [8] représente certaines propriétés d'essences et de résidus en fonction du rendement pour le brut du Koweït.

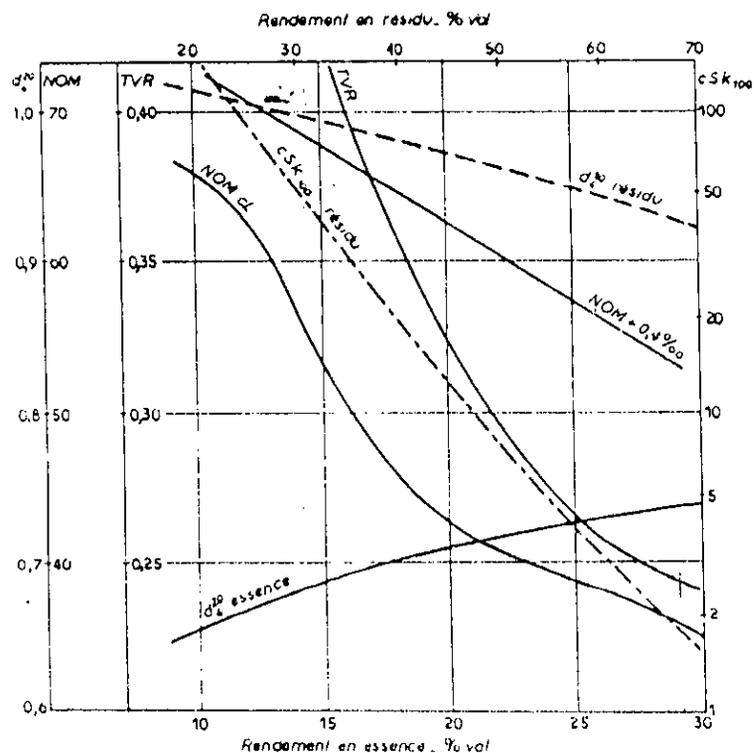


Figure [8] Courbe propriétés-rendement pour les essences et résidus du brut du KUWEIT

IV-4- Courbes iso-propriétés (contour charts ou iso-curves) :

Cette représentation est utilisée pour les fractions intermédiaires. Cette courbe est présentée sous la forme d'un carré ABCD, portant sur chaque côté des échelles volumétriques. En abscisse, on repère le début de coupe (ou point initial PI de distillation) et en ordonnée, la fin de la coupe (ou point final PI de distillation). Ainsi, toute fraction intermédiaire sera représentée par un point F au-dessus de la première bissectrice BC du carré.

A ce point F, sont attachées un certain nombre de propriétés physiques, telle que la densité. Si nous considérons alors toutes les fractions de point initial et point final variables, mais ayant une densité fixe, leur point représentatif définit une courbe d'égale densité comprise entre la diagonale BC et l'axe vertical BA. On peut alors tracer dans le triangle BAC un réseau de courbes iso-densité, qui permettra de choisir des coupes intermédiaires répondant à une spécification de densité. La différence de cotes des point F et G (où G est le point de chute de F sur la première bissectrice BC), est égale à $(PF-PI)$; soit le rendement volumétrique sur brut de la fraction considérée. Le point A correspond à la fraction (0-100), c'est à dire le brut total.

Les points d'intersection des courbes iso-densités, prises en exemple, avec les trois côtés du triangle BAC sont en relation directe avec les courbes instantanées et celle de rendement. Si la courbe propriété instantanée est une droite, les courbes iso-propriétés seront des droites à 45° , équidistantes les unes des autres pour une même variation de la propriété.

Deux autres systèmes de représentation peuvent être réalisés à partir des axes du carré représentatif de la courbe iso-propriétés initial, de la façon suivante :

- L'axe BA représente des fractions ayant un PI égal à zéro ; il définit donc une échelle de rendement en essence ou plus généralement de rendement en coupes (0-x). L'intersection des courbes iso-propriétés avec cet axe établit alors la relation propriété- rendement en essence qui est traduite sur le diagramme auxiliaire de gauche.

- L'axe AC représente des fractions (x-100), c'est à dire des résidus, et son intersection par les courbes iso-propriétés établit la relation propriété -rendement en résidu, traduite graphiquement sur le diagramme auxiliaire supérieur.

Les trois systèmes de représentation ayant des points communs, on pourra toujours utiliser les données d'un système pour compléter par interpolation les données faisant défaut dans un autre système, en admettant que toutes les courbes ne présentent pas de discontinuité et ont généralement un profil bien régulier.

Enfin, toute propriété peut être représentée dans le diagramme iso-propriété, même les spécification de distillation.

La figure [9] montre les courbes iso-densités du brut Aramco en corrélation avec les deux autres types de courbes de densité.

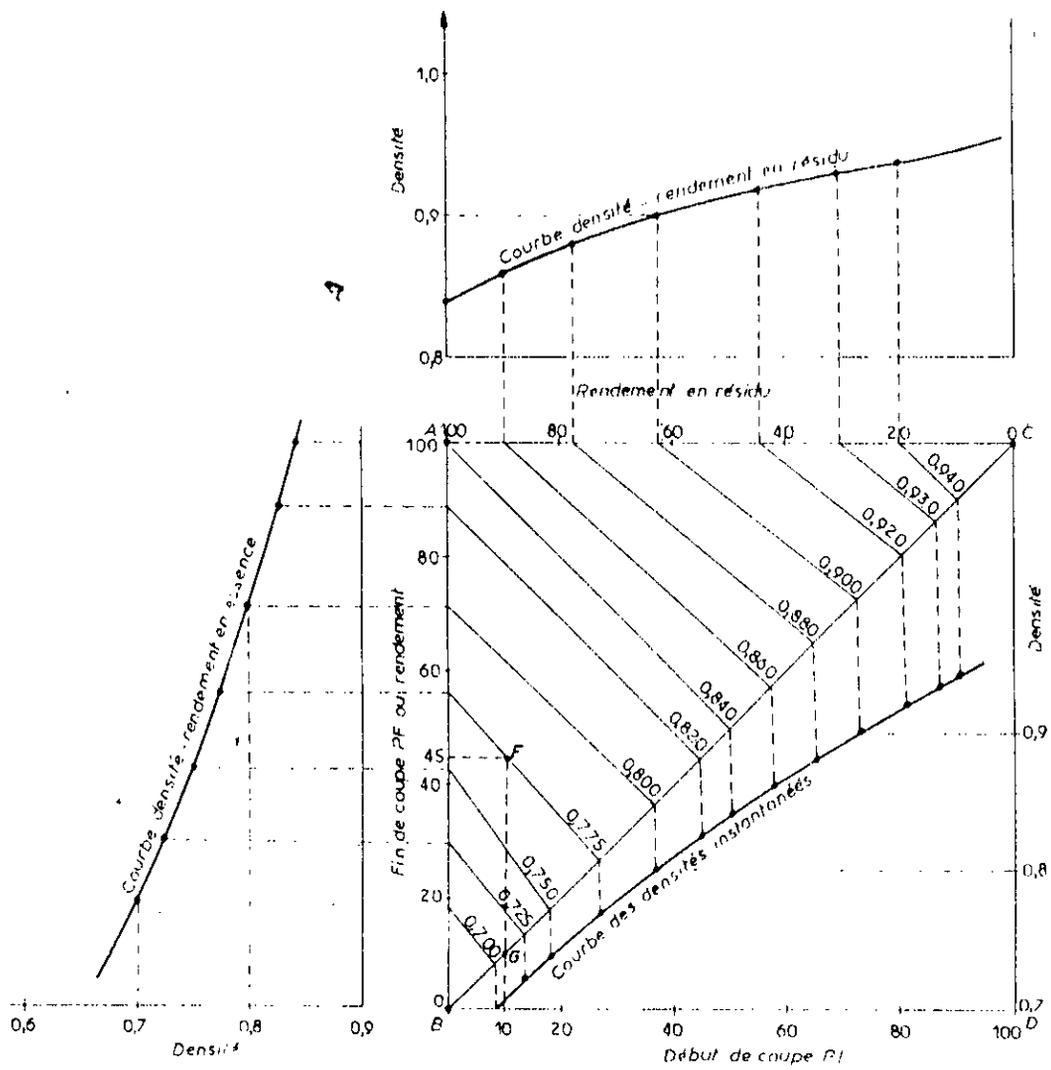


figure [9]: Courbes iso-densités du brut Aramco en corrélation avec les autres types de courbes de densité .

V -MISE EN OEUVRE DU PETROLE BRUT :

V-1- Préambule :

La mise en oeuvre d'un pétrole brut consiste à évaluer les rendements possibles , à partir de méthodes de transformations chimiques (telles que le reforming , le cracking, le visbreaking, le fluid coking , etc.) ou de séparations physiques (telles que la distillation , l'extraction , la cristallisation, l'absorption ,etc.) , en produits commerciaux répondant à des spécifications ou en produits non finis destinés à subir des transformations ultérieures et répondant à certaines normes, comme des charges pour le reforming catalytique, cracking catalytique, préparation des huiles lubrifiantes ou des produits de base pour la pétrochimie , etc .

V-2- Découpage et mise en oeuvre du pétrole brut :

Le découpage du pétrole brut dont les caractéristiques sont connues , consiste en la détermination qualitative et quantitative des différentes coupes pétrolières issues de la distillation initiale . Ce découpage est essentiellement basé sur les courbes de propriété-rendement pour l'évaluation des rendements en produits extrêmes (essences et résidus) et les courbes iso-propriétés pour les produits intermédiaire . On définit ainsi un domaine d'existence de chaque produit conforme aux spécifications imposées .

Lors de la mise en oeuvre d'un pétrole brut ou de plusieurs pétroles bruts , le programme de fabrication impose certaines fois des quantités déterminées de produits pétroliers. Or il arrive très souvent que la simple distillation initiale du brut ne permette pas de satisfaire, dans les proportions et les qualités requises par le marché, la demande quantitative et qualitative des produits pétroliers .

Il est alors nécessaire de procéder à des échanges de produits finis avec d'autres raffineries ou d'adjoindre aux procédés de raffinage classiques , des unités de conversion chimiques ou de séparation physiques . En outre, si les spécifications imposées à un produit se traduisent, pour un brut donné, par une impossibilité (pas de domaine d'existence), nous rechercherons la ou les spécifications gênantes et l'on étudiera la possibilité d'améliorer cette caractéristique par un traitement secondaire après la distillation (par exemple : traitement au soufre) .

Bibliographie des ouvrages de la première partie :

1- P.WHUITIER

Le pétrole : raffinage et génie chimique ,Tome 1
Edition Technip (1972)

2- A. PERRODON

Le pétrole à travers les âges
Edition Bourée (1989)

3- E.VELLINGER

Industrie du pétrole
Edition Dunod , Paris (1970)

4- C.E.CHITOUR

Raffinage du pétrole , tome 1
OPU. (1983)

5- C.E.CHITOUR

L'énergie : les enjeux de l'an 2000 , volume (1)
OPU. (1994)

6- Bureau de normalisation du pétrole

Méthodes d'essais des produits pétroliers .
Office de publicité générale (1964)

7- R .DELION

Généralités sur les essais normalisés des produits pétroliers
Edition Technip .

8- W.L . NELSON

Petroleum refinery engeneering
Edition Mc Graw Hill book company (1958)

9- PFE : L.GOUAL et N.SKANDER

Etude analytique d'un nouveau pétrole brut algérien de Hassi R'Mel HRS 162
Génie-chimique , dirigé par C.E.CHITOUR .

SOMMAIRE DE LA DEUXIEME PARTIE : LA DISTILLATION

I-Préambule	17
II-Fondement thermodynamique	17
III- Les différents types de distillation	18
III-1-Distillation continue	
III-2-Distillation discontinue	
a- Distillation flash	
b- Distillation ASTM	
c- Distillation TBP	
d- Vaporisation progressive simple	
IV- Détermination de la courbe de vaporisation flash	20
IV-1- Estimation de la courbe flash sous pression atmosphérique	
IV-2- Tracé de la courbe flash sous divers pressions	
V-Distillation du pétrole brut	21
VI-Principaux équipements d'une unité de distillation	22
VI-1-Colonnes à plateaux	
a-La virole	
b-Les plateaux	
VI-2- Colonnes à garnissage	
VI-3- Les strippers	
VI-4- Les échangeurs	
VI-5- Le four	
VII-Fonctionnement des colonnes de distillation	26
VII-1- Calcul des colonnes de distillation	
VII-2- Les types de reflux	
VII-3-La pression	

APPLICATION AU CALCUL D'UNE COLONNE DE DISTILLATION :

I-Préambule	31
II-Distillation initiale du pétrole brut	31
II-1-Données	
II-2-Bilan de matière de l'unité de distillation	
II-3-Etude par section	
II-4-Effet du pumparound	
II-5-Qualité de fractionnement	
II-6-Dimensions de la colonne	

RECUPERATION DE LA CHALEUR :CALCUL DES ECHANGEURS DE CHALEUR ET LA PUISSANCE DU FOUR

I- Calcul des échangeurs de chaleur	75
II-Calcul de la puissance du four de l'unité	93

DISTILLATION

I- Préambule:

La distillation est une opération unitaire qui permet d'obtenir à partir d'un mélange liquide, liquéfiable ou fusible de plusieurs constituants, des fractions différenciées par une ou plusieurs propriétés physiques (généralement suivant leur point d'ébullition).

Cette opération est réalisée en mettant en contact, une phase liquide et une phase vapeur produite par évaporation et fournissant de la chaleur au système . On utilise la faculté, plus ou moins grande pour chaque produit, de passer d'une phase à une autre.

La distillation est donc basée sur un fondement thermodynamique qui a pour objet les équilibres liquide-vapeur.

II- Fondement thermodynamique:

Dans les calculs de distillation, nous sommes souvent amenés à effectuer des séries de calculs d'équilibre sur chaque plateau .

Cette méthode fait intervenir la notion de volatilité relative α_{AB} .

Pour un mélange binaire idéal (A et B) où le constituant A est plus volatil que B , la volatilité de A par rapport à B s'écrit :

$$\alpha_{AB} = P_A^\circ / P_B^\circ = K_A / K_B \quad (1)$$

où :

P_A°, P_B° : sont des pressions de vapeur saturées des composants à la température du système .

K_A, K_B : sont les coefficients d'équilibre des constituants A et B .

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

$$y_A = K_A x_A \quad (2)$$

$$y_B = K_B x_B \quad (3)$$

soit :

$$y_A / y_B = \alpha_{AB} \cdot x_A / x_B \quad (4)$$

Et comme :

$$\alpha_{AB} > 0, \text{ on a alors : } y_A / y_B > x_A / x_B \quad (5)$$

Le degré de séparation est alors limité puisque que la volatilité relative ne varie que peu avec la température et la pression . Cette séparation (ou distillation) effectuée après un seul équilibre liquide-vapeur ne représente en fait qu'un seul étage théorique, figure [1] .

Pour augmenter le degré de séparation, il convient de recommencer l'opération avec chacun des produits. Nous constituons alors, à chaque étape, de nouvelles fractions à

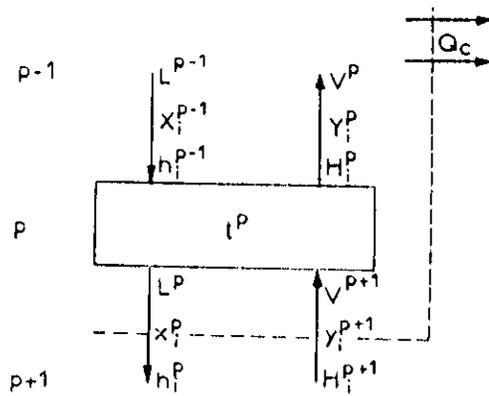


figure [1]: Equilibre liquide-vapeur sur un plateau

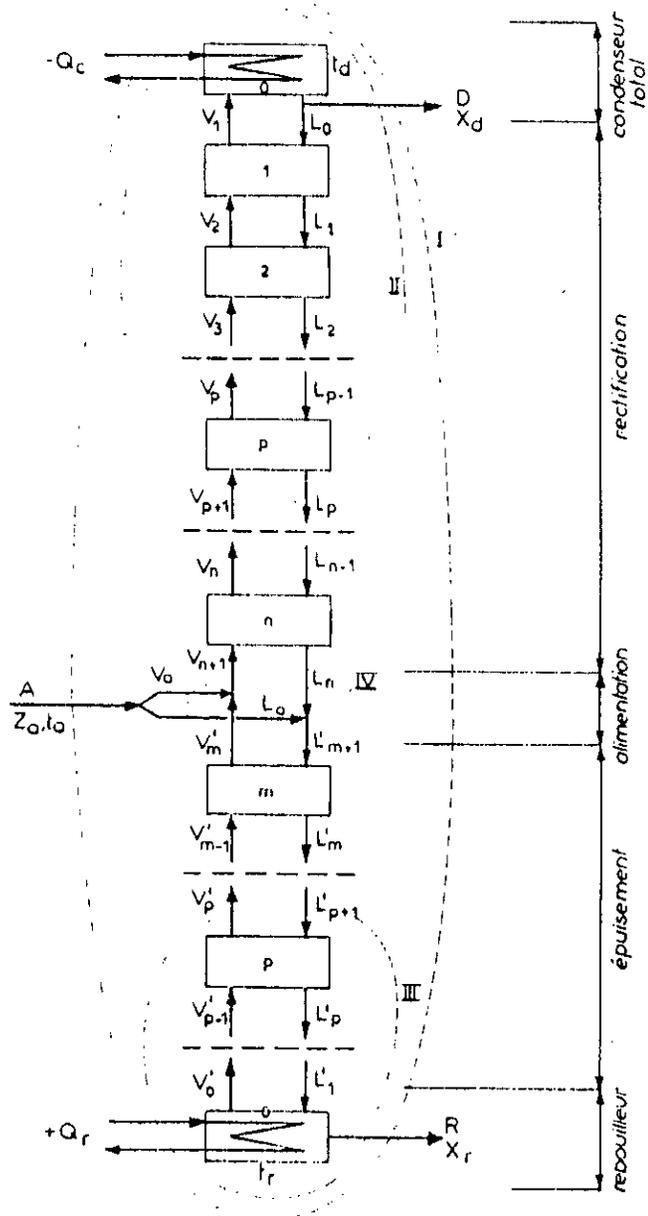


figure [2]: Schéma général d'étude de la colonne de distillation

distiller en ajoutant la tête d'une distillation à la queue de la précédente, figure [2]. A ce stade, cette distillation est dite à plusieurs étages . Le nombre d'étages, ou plateaux théoriques, est fonction de la séparation voulue .

Au niveau de chaque plateau théorique « P », nous réalisons un contact intime entre les deux phases :

- Liquide descendant de l'étage supérieur L_{p-1} ,
- vapeur montant de l'étage inférieur V_{p-1} .

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

Ce contact peut être :

- **continu** (à contre courant sur la surface d'un garnissage) .
- **discontinu** (dans le cas de plateaux réels) : dans ce cas, nous pouvons avoir soit un contre-courant si le plateau ne possède pas de déversoir ,soit des courants croisés, lorsque la vapeur barbotte dans le liquide qui descend de plateau en plateau par des déversoirs et des trop-pleins .

D'autres classifications de ce contact tiennent compte :

- du nombre de plateaux théoriques (un ou plusieurs plateaux) .
- de la pression opératoire (atmosphérique, sous-vide, superatmosphérique) .
- de la nature du contact (continu, discontinu) .
- de la présence d'azéotrope et utilisation de solvants extracteurs .

III- Les différents types de distillation :

Les opérations de distillation sont très variées et la différence la plus significative reste le mode d'alimentation . Nous citerons les modes suivants :

III-1- Distillation continue :

Dans ce cas, la matière première alimente en permanence les colonnes pour donner au sommet un distillat et au fond un résidu . Les propriétés de soutirage (température, débit, concentration, etc.), restent constantes en tout point de l'appareillage . Toutefois, la pression varie légèrement le long de la colonne à la suite des pertes des pertes de charge .

III-2- Distillation discontinue :

Dans la distillation discontinue le liquide bout en émettant une vapeur d'équilibre , éliminée progressivement au cours de sa formation pour être rectifiée dans la colonne de distillation, puis condensée et recueillie . Dans ce type de distillation, il y a variation continue des concentrations, des températures et des volumes de la charge dans le ballon et dans les soutirages . La sélectivité est alors très mauvaise .

Cependant ce type de distillation et constitue un outil très important dans l'analyse des mélanges où la caractérisation se fait par plusieurs autres évaporations :

a- Distillation flash :

C'est une vaporisation simple menée en discontinue . La charge, après être chauffée sous pression, est détendue dans une enceinte « zone flash » .

En mesurant le pourcentage vaporisé à différentes températures de la vapeur et sous la même pression, on trace la courbe de flash qui nous permet de fixer les températures de soutirage et de prévoir la fraction de chaque coupe soutirée . Le point initial de la courbe représente alors la température de bulle du mélange et le point final ,la température de rosée .

Dans les unités de distillation industrielle, le principe de flash est utilisé pour la séparation des gaz du pétrole brut avant son passage dans le four ; ce qui permet d'une part de réduire la quantité d'énergie dépensée et d'optimiser le transfert de chaleur , et d'autre part, de procéder à une vaporisation initiale de la charge alimentant la colonne principale de distillation .

b-Distillation ASTM:

C'est une distillation simple réalisée en laboratoire et qui permet , en pratique, de prévoir le comportement global du pétrole brut lorsqu'il est soumis à une distillation fractionnée .

c- Distillation TBP :

La distillation TBP, est réalisée dans une colonne à garnissage contenant l'équivalent d'une centaine de plateaux théoriques et fonctionnant avec un taux de reflux élevé (pouvant aller jusqu'à 100) .

Si le mélange contient un très grand nombre de corps purs, comme dans le cas du pétrole brut, la courbe de distillation TBP est quasi-continue . Si dans le cas contraire, le nombre de constituants du mélange n'est pas très grand , la courbe est alors formée d'une succession de paliers horizontaux, la longueur de chaque palier étant proportionnelle à la concentration du corps pur bouillant à cette température dans le mélange . Le point initial de la courbe correspond alors à la température d'ébullition du composant le plus volatil , la température du point final étant celle du composant le moins volatil .

d- Vaporisation progressive simple :

Cette vaporisation est réalisée dans un montage similaire à celui de la distillation ASTM , mais dans ce cas, le point initial de la courbe correspond à la température de bulle du mélange et le point final à la température d'ébullition du constituant le moins volatil .

IV- Détermination de la courbe de vaporisation Flash :

IV-1-Estimation de la courbe de vaporisation flash sous pression atmosphérique :

La connaissance des divers relations entre les courbes a pour but de déterminer, pour une même pression, la courbe flash, qui est la plus difficile à obtenir expérimentalement, à partir de la TBP et de l'ASTM.

Nous proposons de décrire les différentes étapes pour la détermination de la courbe flash par la méthode de MAXWELL [1],[2] que nous utiliserons ultérieurement dans nos calculs;

1- Nous traçons la courbe TBP du pétrole brut ou de la fraction considérée .

2- Nous déterminons la pente S de la droite de référence de la courbe TBP symbolisée LRD, ainsi que le point 50% .

Telle que :

$$S = (t_{70} - t_{10}) / 60 \quad (\text{°C} / \%) \quad (6)$$

$$t_{50 \text{ LRD}} \doteq t_{10} + (50 - 10) S \quad (\text{°C}) \quad (7)$$

3- A partir de ces résultats obtenus, nous utilisons l'abaque de la figure [3] , pour déterminer la pente S' et le point 50% de la droite de référence de la courbe flash symbolisée LRF.

4- Connaissant les différentes températures T_{LRD} , T_{TBP} et T_{LRF} pour un pourcentage distillé connu, nous déterminons à partir du même abaque , le rapport :

$$R = (T_f - T_{LRF}) / (T_{TBP} - T_{LRD}) \quad (8)$$

Nous obtenons alors la température flash T_f sous une pression atmosphérique.

IV-2- Tracé de la courbe de vaporisation flash sous divers pressions :

La variation de la courbe flash avec la pression est décrite par plusieurs auteurs dont PIROOMOV [1] et J.B. MAXWELL [1],[2]. Ce dernier propose le cheminement de traçage suivant :

1- Considérer le point 40% vaporisé atmosphérique sur le Cox Chart représenté par la figure [4], et faire passer par ce point une droite appartenant au faisceau des droites de tension de vapeur . Cette droite est ensuite extrapolée au-delà du point de rencontre avec le lieu des hydrocarbures paraffiniques jusqu'au point focal « F » situé 83° au dessus .

2- Tracer à partir de ce point « F » les droites coupant l'horizontal correspondant à 1 atm aux températures des points 0, 10, 20 , 80% vaporisé sous pression atmosphérique .

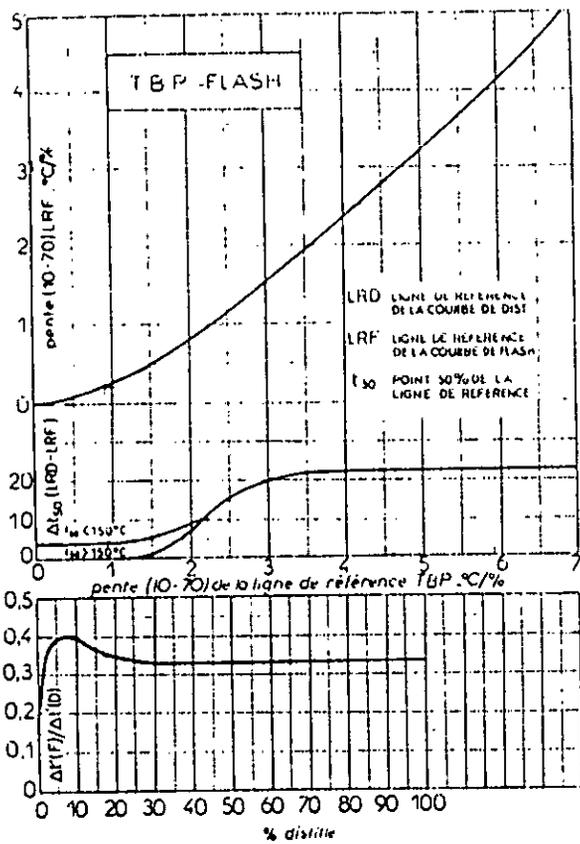


figure [3]

Estimation de la courbe de vaporisation à partir de la T.B.P. (J.B. Maxwell)

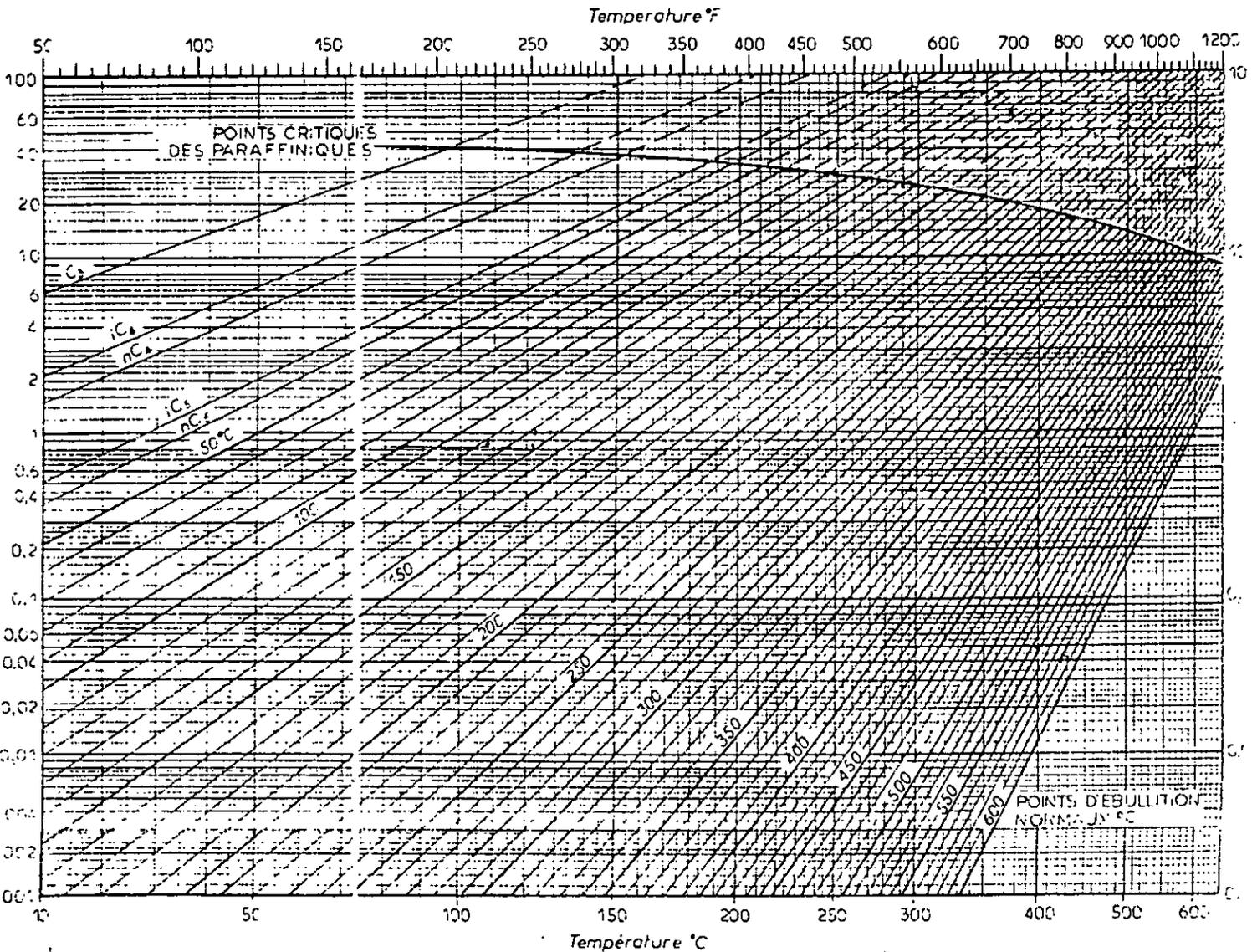


figure [4]

· Courbes de tension de vapeur des hydrocarbures paraffiniques (C₂ à C₁₀)

3- L'intersection de ces droites avec l'horizontal permet d'obtenir la courbe flash sous cette pression .

V- Distillation du pétrole brut :

La distillation du pétrole brut est une opération de base dans l'industrie de raffinage. C'est également la méthode de séparation la plus utilisée.

Le pétrole brut est porté à la température voulue (300 à 350°C) en passant dans une série d'échangeurs où il s'échauffe à contre-courant de fluide provenant des soutirages puis il pénètre dans un four tubulaire .

A la sortie du four, il est injecté dans la zone d'expansion de la colonne où il se produit un flash . Le brut se sépare en deux parties .

La partie liquide qui correspond aux produits plus lourds que le gas-oil et qui ne se sont pas vaporisés à la sortie du four, tombe dans le fond de la colonne : C'est le brut réduit .

La partie vaporisée du brut: gas-oil et plus légers, s'élève dans la colonne et est condensée aux différents plateaux de soutirage d'après leur point d'ébullition, les coupes soutirées sont :

- Gas-oil
- Kérosène
- Essence lourde

La vapeur sortant en tête passe dans un condenseur tubulaire qui condense l'essence plus la vapeur d'eau du stripping injectée en fond de colonne et dans les strippers . Une partie de l'essence légère est réinjectée en tête de colonne et constitue le reflux externe froid, l'autre partie est soutirée à l'état liquide .

Les gaz sortant en tête de colonne sont recueillis et soumis à un traitement d'épuration. Ils sont ensuite fractionnés dans l'unité de récupération des gaz où l'on sépare le propane et butane commerciaux .

Le traitement du pétrole brut en entier nécessite trois types de colonnes de distillation selon qu'elles fonctionnent :

- sous pression atmosphérique : telle que la distillation initiale du pétrole qui donne en tête de colonne, les gaz légers (propane, G.P.L., etc.) , latéralement, des soutirages différents (naphta léger et lourd, kérosène, gas-oil léger et lourd , etc.) et au fond de colonne, un brut réduit atmosphérique .

D'autres colonnes de même type sont utilisées aussi pour la stabilisation du pétrole brut après sa production ou pour ajuster les propriétés des coupes soutirées à partir de la colonne initiale .

- sous pression superatmosphérique: de telles colonnes sont utilisées pour le fractionnement des gaz pouvant servir à préparer les produits de première génération; matière première de la pétrochimie .Ce type de colonne travaille sous des pressions pouvant atteindre 120 atm .

- sous vide : Ce type de colonne est utilisé lorsque le seuil de cracking du résidu atmosphérique est inférieur à sa température d'ébullition, ceci permet de ne pas altérer le produit tout en le fractionnant en différentes coupes .

VI- Principaux équipement d'une unité de distillation :

Les schémas des unités de distillation comportent généralement des appareils d'échange de chaleur (rebouilleurs, condenseurs et réfrigérants) , des pompes, des compresseurs. des groupes sous-vide . Cependant, l'appareillage le plus spécifique est constitué de colonnes .

Nous allons brièvement exposé les principaux types d'appareils existant dans les unités de distillation .

VI-1- 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 à 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 .

Une colonne à plateau est principalement constituée d'une virole et de plateaux .

a - La virole :

C'est l'enveloppe de la colonne. Elle doit résister aux efforts de pression, de dilatation et éventuellement aux effets du vent et des séismes . Une virole peut être constituée de sections de différents diamètres si le débit et les propriétés physiques du flux de vapeur varient fortement entre le pied et la tête de la colonne . Elle peut être monobloc ou en tronçons . Figure [5]

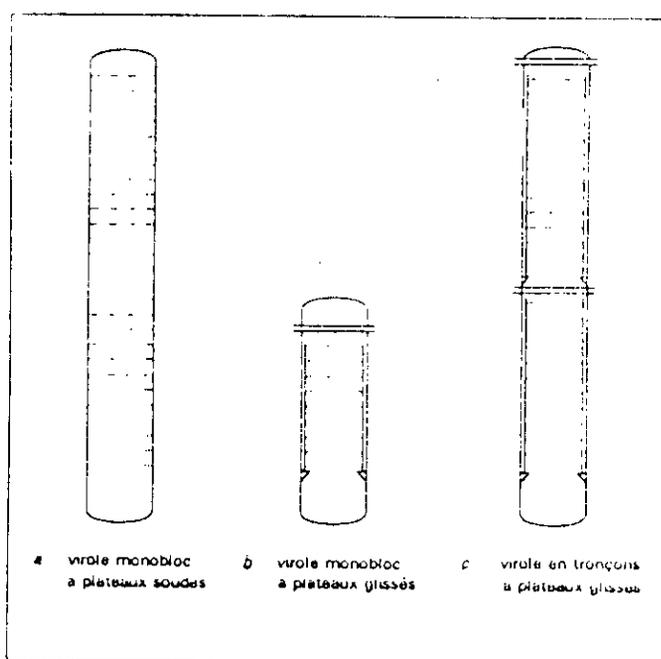


figure [5] : Différents types de viroles

Le nombre et la nature des orifices de visite (trous d'homme, trous de poing) à prévoir dans une colonne dépendent du type des plateaux installés et de la fréquence des interventions prévisibles; celle-ci est liée au risque de corrosion et d'encrassement des plateaux .

Les soutirages se font au niveau de plateaux spéciaux, munis de cheminées facilitant le passage de la vapeur sans qu'il y est barbotage .

La tête de colonne est liée avec le condenseur par une tubulure de vapeur et une tubulure de reflux jouant le même rôle que la tubulure d'alimentation .

Le contrôle du fonctionnement hydrodynamique de la température et des différents paramètres, se fait par un certain nombre de piquages le long de la colonne .

La partie inférieure de la colonne repose quelques fois sur un fond plat appuyé directement sur un massif en béton, mais le plus souvent le fond de la colonne est bombé et la virole est prolongée par une jupe-support .

b- Les plateaux :

Le plateau est constitué par une plaque plane métallique, sur laquelle sont implantés des éléments de barbotage . Ces derniers sont essentiellement les calottes, les trous (plateaux perforés) et les soupapes qui présentent l'avantage d'être mobiles .

Le type de construction des plateaux diffère selon le diamètre de la colonne et du produit à traiter (encrassant ou non) . Les plateaux en éléments démontables sont utilisés systématiquement pour les grandes colonnes particulièrement utilisées dans l'industrie du pétrole . Figure [6]

VI-2- Colonnes à garnissage :

Dans une colonne à plateaux, le transfert de matière est assuré par le barbotage de la vapeur au sein du liquide de chaque plateau pour former une véritable émulsion. Dans la colonne garnie, le transfert s'effectue à la surface du liquide qui n'occulte pas de bulles gazeuses . L'efficacité d'un tel dispositif est donc directement liée à la surface offerte par le film .

L'emploi du garnissage présente plusieurs avantages , les plus importants sont que :

- Le garnissage empêche la formation de mousse .
- Les pertes de charge sont très faibles et la rétention est réduite .
- Le garnissage qui est généralement en céramique ou en plastique évite les problèmes de corrosion

Les inconvénients sont toutefois aussi importants du fait que ce type de colonnes ne peut être utilisé pour des diamètres importants . L'efficacité dans ce cas est faible . Les soutirages latéraux sont difficiles ou impossibles .

La colonne à garnissage renferme comme éléments :

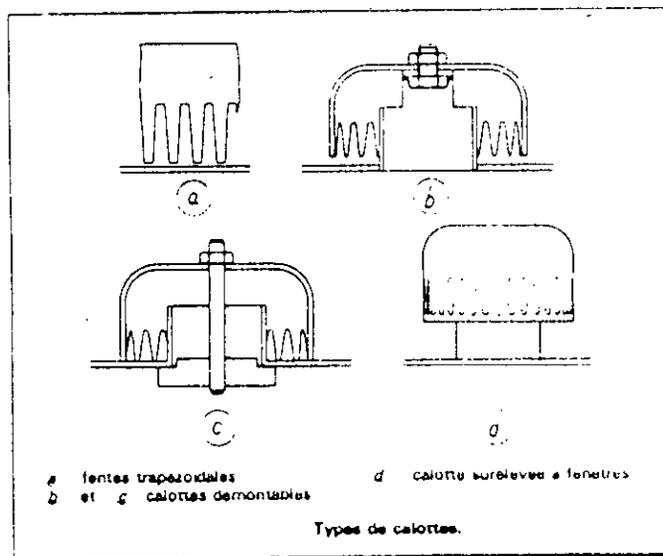
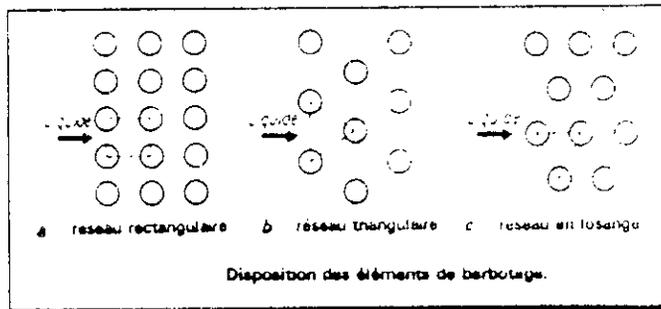
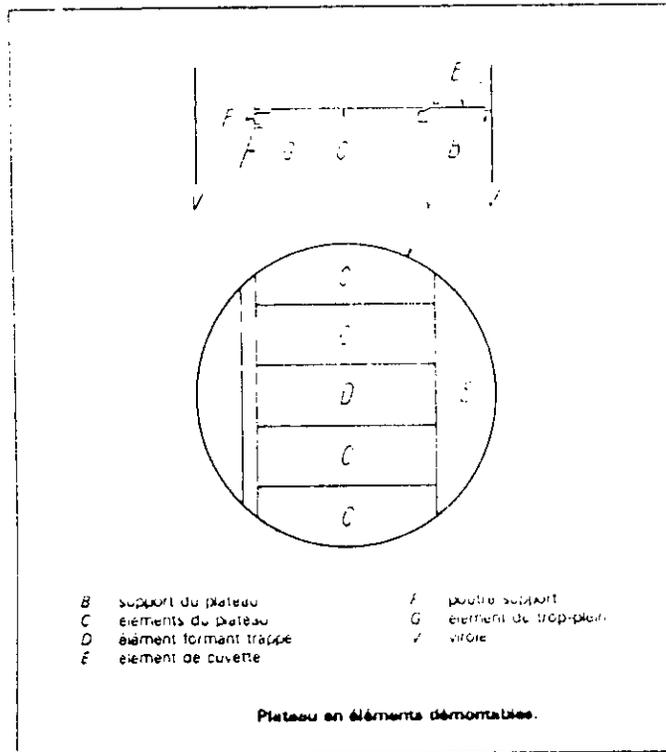


figure [6] : Plateaux et éléments de barbotage

a- Le garnissage : Celui-ci peut être en vrac (anneaux Raschig, anneaux de pall, selles de Berl selles intalox, etc.) ou systématique (anneaux ordonnés, matelas, etc.) . Les empilages entièrement constitués d'anneaux ordonnés sont rares en distillation , cependant, ils sont utilisés comme première couche interposée entre une grille formée de poutres . Le garnissage en vrac est utilisé dans les colonnes de grand diamètre (≥ 2) . Figure [7]

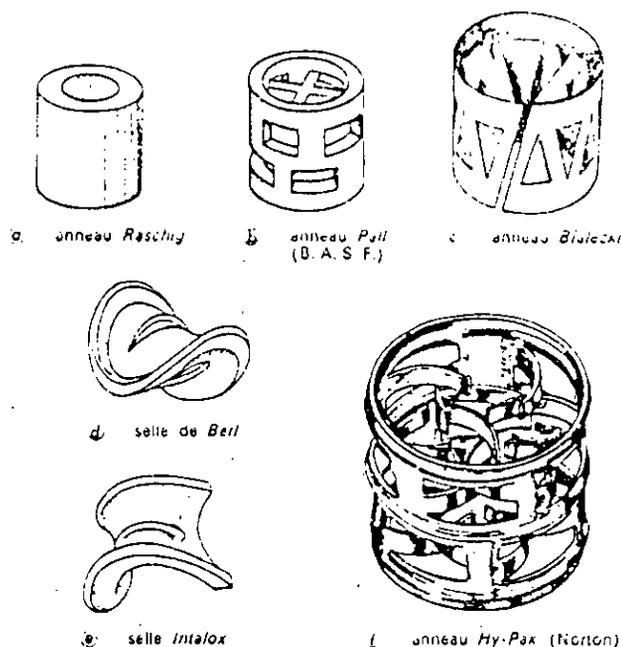


figure [7]: Différents types de garnissage

b- Les plateaux supports : Ce type de plateaux comportent un système assurant l'injection du gaz dans les différentes directions (pré-couche d'anneaux ordonnés , etc.) .

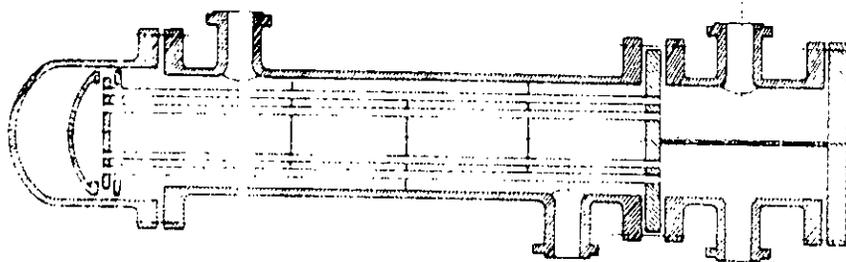
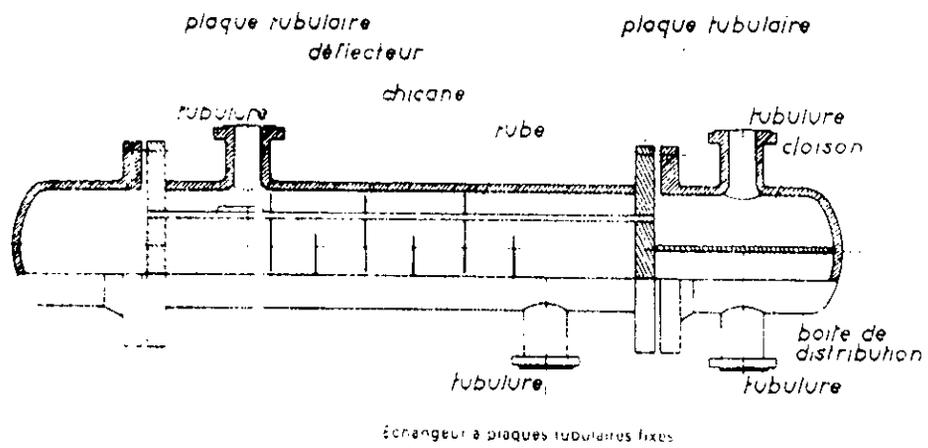
c- Les distributeurs de liquide

d- Les ouvertures d'entrée et sortie des fluides et des trous d'homme (dont le diamètre est d'environ 1m) .

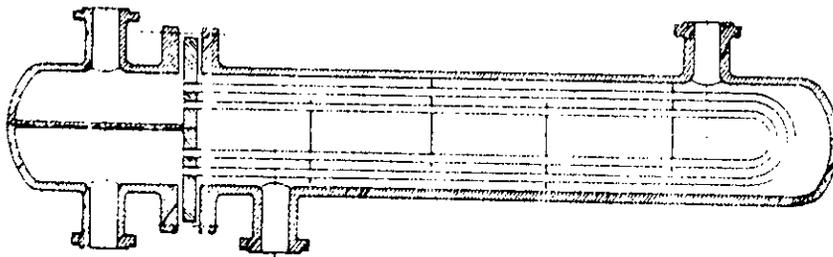
VI-3- Les strippers:

Les strippers sont des colonnes à plateaux (à clapets le plus souvent) assurant la désorption des constituants les plus légers afin d'ajuster le point de flash des coupes de distillats par injection de vapeur d'eau . Celle-ci introduite en fond de colonne n'agit pas par entraînement mécanique des hydrocarbures de la phase liquide, mais abaissent leur tension de vapeur facilitant leur évaporation .

L'utilisation de ce mode de revaporisation apparaît plus intéressant que l'emploi direct de la chaleur qui peut provoquer l'altération des produits . Figure [8]



Echangeur à tête flottante



Echangeur à faisceau constitué par des tubes en U

figure [9] Différents types d'échangeurs

Les usages des fours sont multiples, et chaque cas nécessite une étude particulière dans le but de concevoir le four le plus économique et le mieux adapté aux conditions imposées .

VII- Fonctionnement des colonnes de distillation :

VII-1- Calcul des colonnes à distillation :

Le mécanisme de calcul, section par section, des colonnes de distillation s'explique par le fait qu'une colonne unique correspond en réalité à un empilage de différents tronçons simples que l'on peut disposer sur le même plan avec des pompes de circulation pour les divers reflux . Figure [10]

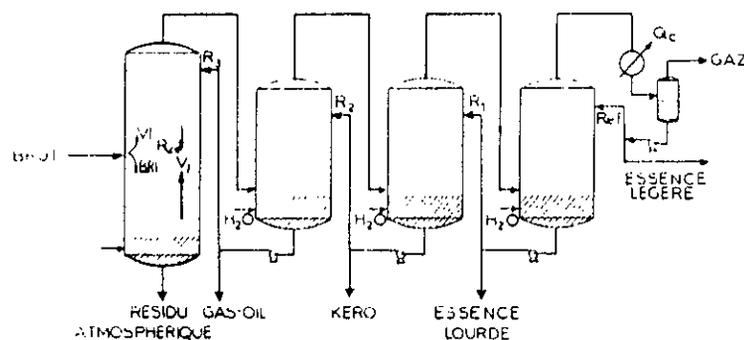


figure [10] -- Schéma de principe d'une unité de distillation initiale de pétrole brut

- La matière première qui alimente la colonne est introduite à une certaine température (environ 330°C). Partiellement vaporisée (par flash), elle se sépare en deux phases à l'équilibre ; vapeur initiale V_i dans laquelle on trouve des constituants légers et brut réduit initial BRI, contenant des constituants lourds .

La disposition des plateaux de rectification entre la zone d'expansion et le soutirage inférieur permet de rétrograder les produits lourds grâce à la circulation d'un reflux R_{ZE} . En outre, un chauffage ou une injection de vapeur d'eau au fond de la colonne revaporise les fractions légères V_f du BRI et permet par conséquent d'établir un brut réduit correct .

- L'établissement d'un bilan de matière dans cette zone (zone d'expansion), nécessite la détermination des propriétés des produits qui y circulent .

La méthode d'OBRYADCHIKOV [1] , permet d'estimer les courbes TBP du BRI et V_i en fonction du pourcentage de vaporisation initiale qui doit être le plus élevé possible tout en étant compatible avec la tenue du brut à la température .

- Les produits de soutirage sortent de la colonne avec des températures plus basses que celle de la matière première. De ce fait, la température est plus élevée dans la zone d'expansion et diminue graduellement vers le sommet de la colonne , l'exès de chaleur étant éliminé par le reflux .

- Si au fond de la colonne, nous introduisons des vapeurs d'eau surchauffées, la température diminue vers le bas. Si par contre, la vaporisation se fait par chauffage, nous aurons un accroissement de la température.

- Dans toutes les sections de la colonne, le liquide et les vapeurs sont en équilibre; c'est pourquoi le calcul de la température dans chaque section considérée se fait en partant de la courbe de vaporisation flash.

- La température de la zone d'expansion de la colonne est la température qui correspond au pourcentage vaporisé désiré de la matière première sur la courbe flash sous la pression de la zone en question.

La température au sommet de la colonne doit assurer la vaporisation complète du produit soutiré en cette zone et ne doit pas vaporiser les fractions légères du soutirage latéral. Cette température, à la pression du sommet de la colonne, est déterminée comme étant le point de rosée du mélange soutiré soit 100% vaporisé sur la courbe flash tracée sous la pression partielle des hydrocarbures au sommet de la colonne.

- La température des plateaux d'où sont éliminées les fractions, dépend de la température de bulle de celles-ci. Le calcul de la température du plateau de soutirage latéral est réalisé en présumant une température qui est vérifiée ensuite par bilan thermique du plateau de soutirage respectif. Le contrôle de cette température s'effectue en utilisant la méthode de J.W. PACKIE [1] qui considère que le soutirage est réalisé à sa température de bulle sous la pression partielle des hydrocarbures. Le point initial de la courbe flash sous cette pression correspond en fait à la température de soutirage.

- Les facteurs principaux influençant la température du fond de colonne sont:
 - . La température du produit qui vient de la zone d'expansion.
 - . Les pertes de chaleur à travers les parois de la colonne.
 - . La chaleur apportée ou enlevée par les vapeurs d'eau.

En pratique, la température au fond de la colonne est de 10 à 20 °C inférieure à la température de la zone d'expansion.

VII-2- Les types de reflux :

a- Le reflux froid :

Ce reflux est formé par le liquide froid résultant de la condensation du produit du sommet de la colonne. La quantité de reflux « R » est déterminée par la relation :

$$R = Q / (H_{t_2}^V - H_{t_1}^L) \quad (9)$$

où :

Q : est la quantité de chaleur prise par le reflux (th / hr).

$H_{t_1}^L, H_{t_2}^V$: sont les quantités de chaleur prises par 1 kg de reflux à l'état liquide à la température t_1 pour se transformer à l'état vapeur à la température t_2 .

b- Le reflux de circulation (pumparound supérieur) :

Ce reflux substitue le reflux froid, il est formé par le liquide soutiré du plateau n° 2 ou 3 à l'état liquide à la température t_2 , refroidi à la température t_1 puis réintroduit dans le colonne au plateau n°1 .

Lorsque nous introduisons ce type de reflux, le produit du sommet de la colonne ne contient que les vapeurs représentant le produit de soutirage .

La quantité de reflux de circulation est calculé par la relation :

$$R = Q / (H_{t2} - H_{t1}) \quad (10)$$

L'utilisation du reflux circulant, nécessite une disposition de quelques plateaux dans la région pour assurer l'échange de matière nécessaire .

c- Le reflux d'intervalle (pumparound inférieure):

C'est un reflux qui est introduit sur un plateau placé entre la zone d'expansion et le sommet de la colonne. La quantité de reflux est déterminé de la même façon que pour le reflux circulant .

Les avantages principaux de ce reflux sont:

- la réduction de la quantité de vapeur au sommet de la colonne qui normalement représente un maximum .
- le liquide éliminé de la colonne est utilisé pour le préchauffage de la matière premières et des différentes installations .

Ces deux avantages permettent l'utilisation du reflux d'intervalle lorsqu'il est nécessaire d'agrandir le débit d'installation où la limitation de la capacité est due à la colonne qui a un diamètre trop réduit ou au four qui est sous-dimensionné .

VII-3- La pression :

-La pression à différents niveaux de la colonne est déterminée en retranchant les pertes de charge admises, occasionnées par les obstacles les séparant de la zone d'alimentation .

Ces pertes de charge sont dues au passage de la vapeur à travers les éléments de barbotage et les colonnes de liquide les surmontant .

Dans le cas de la distillation du pétrole brut, on admet une perte de charge constante égale à la perte de charge moyenne :

$$PP_{moy} = PP / N \quad (11)$$

avec:

PP: perte de charge total représentant la différence de pression entre les deux bouts de la colonne.

N : le nombre de plateaux de fonctionnement , d'accumulation et de filtre .

La détermination de ce nombre de plateaux « N » est aisée dans le cas d'un mélange binaire et se fait par les méthodes graphiques de Ponchon-Savarit, McCabe et Thiele, etc. Lorsqu'il s'agit d'un mélange complexe tels que le pétrole brut ou alors les fractions pétrolières, on se réfère généralement à la littérature qui fixe un ordre de grandeur du nombre de plateaux possibles pour chaque section .

Des calculs Plus complets mais plus longs, peuvent être menés en assimilant chaque coupe à un corps pur (ou pseudo-composant) de propriétés moyennes déterminé à partir de la courbe TBP, mais dans ce cas le nombre de plateaux n'est guère amélioré et on aboutit généralement aux recommandations données par la littérature.

Le tableau [1] suivant donne le nombre de plateaux nécessaire dans une colonne de distillation atmosphérique d'un pétrole brut :

Séparation	Nombre de plateaux
Naphta léger - Naphta lourd	6 à 8
Naphta lourd - distillat léger	6 à 8
Distillat léger - Distillat lourd	4 à 6
Distillat lourd - Gas-oil atmosphérique	4 à 6
Zone flash - 1er plateau de soutirage	3 à 4
Section de stripping par vapeur ou par chaleur	3 à 4

Tableau [1] : Evaluation théorique du nombre de plateaux par section .

Toutefois, il faut prendre en considération les effets de reflux de circulation, d'intervalle et l'efficacité des plateaux .

-La pression partielle des vapeurs du produit pétrolier dans la zone considérée est déterminée par :

$$P_{HC} = y_{HC} \cdot P_t \quad (12)$$

où : P_t : pression totale dans la zone .

y_{HC} : fraction molaire du produit .

VII-4-Calcul des dimensions de la colonne :

Le calcul des dimensions de la colonne se fait sur la base de la connaissance du nombre de plateaux, de l'espace inter-plateaux (généralement 0.9 m) ainsi que des débits . Il est alors possible de déduire les caractéristiques de la colonne; ce qui sera abordé lors de l'application au calcul d'une colonne de distillation .

**APPLICATION AU
CALCUL D'UNE
COLONNE DE
DISTILLATION**

CALCUL D'UNE COLONNE DE DISTILLATION :

I- Préambule :

La réalisation du contact liquide-vapeur à contre-courant dans les colonnes de distillation, est effectuée soit en continu sur un garnissage, soit en discontinu sur un plateau .

Les bilans massiques et thermiques associés aux équations d'équilibre permettent de fixer les températures, pressions et débits aux différents niveaux de la colonne ainsi que les quantités de chaleur à mettre en oeuvre pour obtenir le fractionnement spécifié . Ces éléments de base sont exploités pour faire l'estimation des dimensions de la colonne .

Le but de notre travail est de dimensionner une unité de distillation, plus particulièrement une colonne de distillation et les échangeurs qui lui sont associés, pouvant traiter un pétrole brut (Arzew blend) [Tableaux 1, 2,3,4 :Annexe] .

- La courbe TBP: Température = f (% massique) est représentée par la figure [11].
- La courbe TBP: Température = f (% volumique) est représentée par la figure [12].
- La courbe des densités instantanées = f (% massique) est représentée par la figure [13]
- La courbe des densités instantanées = f (% volumique) est représentée par la figure [14]

II- Distillation initiale du pétrole brut :

II-1- Données :

a- Caractéristiques du pétrole brut :

Le pétrole Arzew-mix se range dans la catégorie intermédiaire paraffinique du bureau des mines.

C'est un brut léger (densité 0.8085 à 15 °C) peu visqueux (3.63 cst à 20 °C), fluide à la température ordinaire et presque sans soufre (0.10 % poids) . Sa tension de vapeur, de l'ordre de 0.5 bar ne pose pas de problème particulier au stockage .

b- Capacité de l'unité :

Cette unité fonctionne 333 J / an (soit 7992 hr / an) avec une capacité de 2 524 632 t / an soit à une allure de 7581.48 t/ hr .

Le débit volumique du pétrole brut est alors :

$$2\,524\,632 \text{ (t / an)} / 0.8085 = 3\,122\,612.24 \text{ m}^3 / \text{an}$$

soit :

$$3\,122\,612.24 \text{ (m}^3 / \text{an)} / 7992 \text{ (hr / an)} = 390.72 \text{ m}^3 \text{ de pétrole brut / hr}$$

Les produits et leur tonnage, fixés dans le programme de production sont donnés dans le tableau suivant :

Fig (11) : Courbe TBP du brut d'Arzew

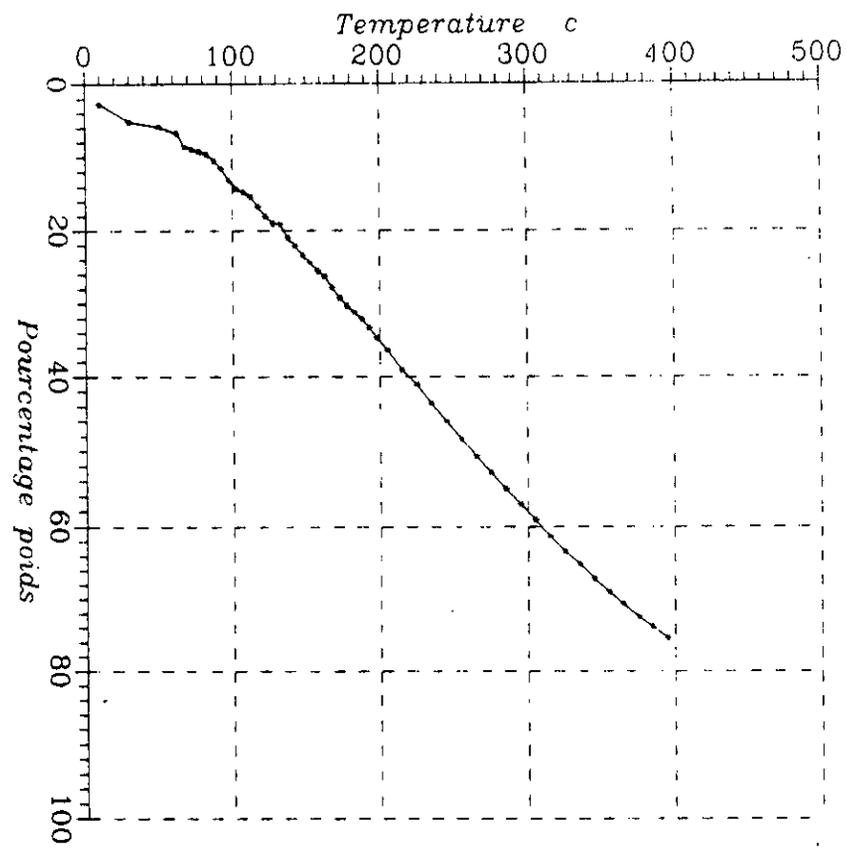
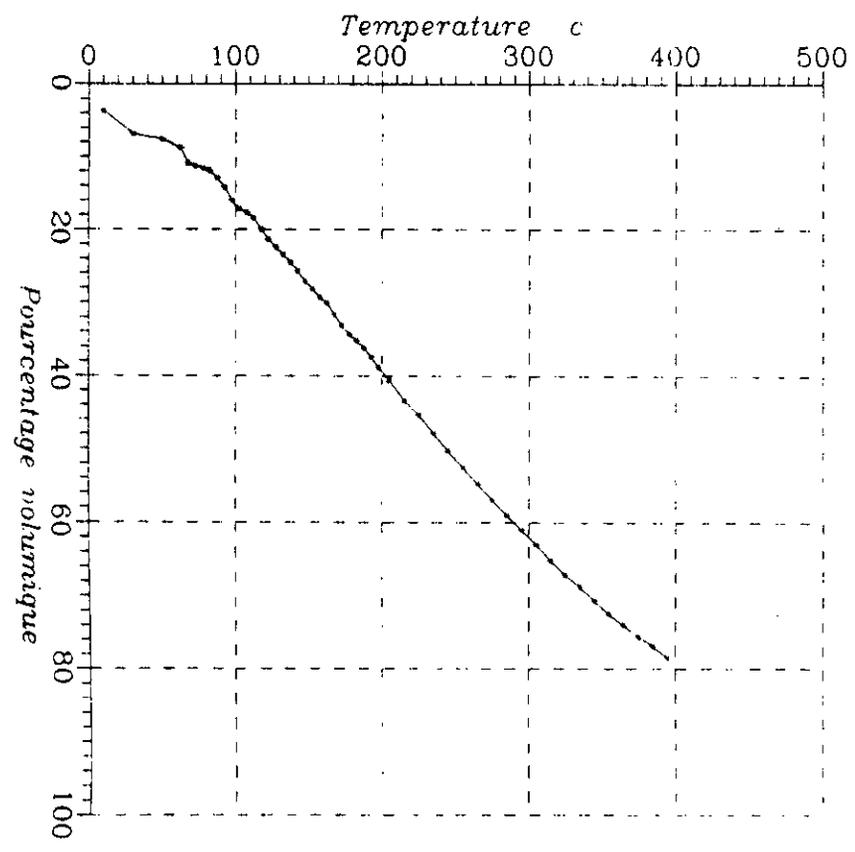


Fig (12) : Courbe TBP du brut d'Arzew



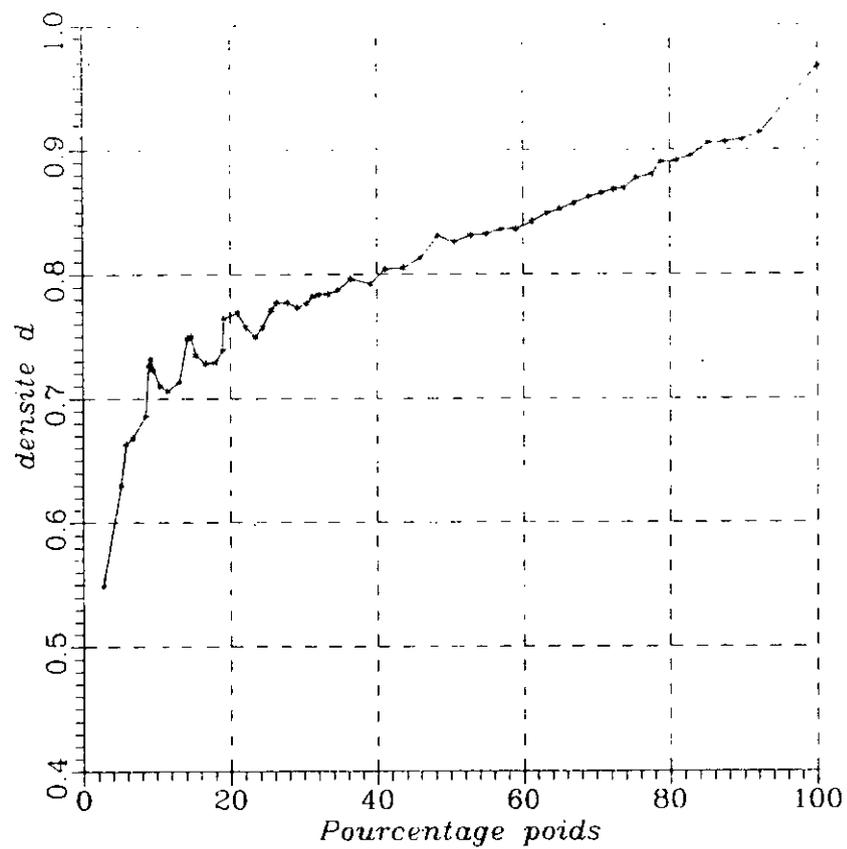


Fig (13) : Courbe des densites instantannees
petrole brut d'Arzew ;

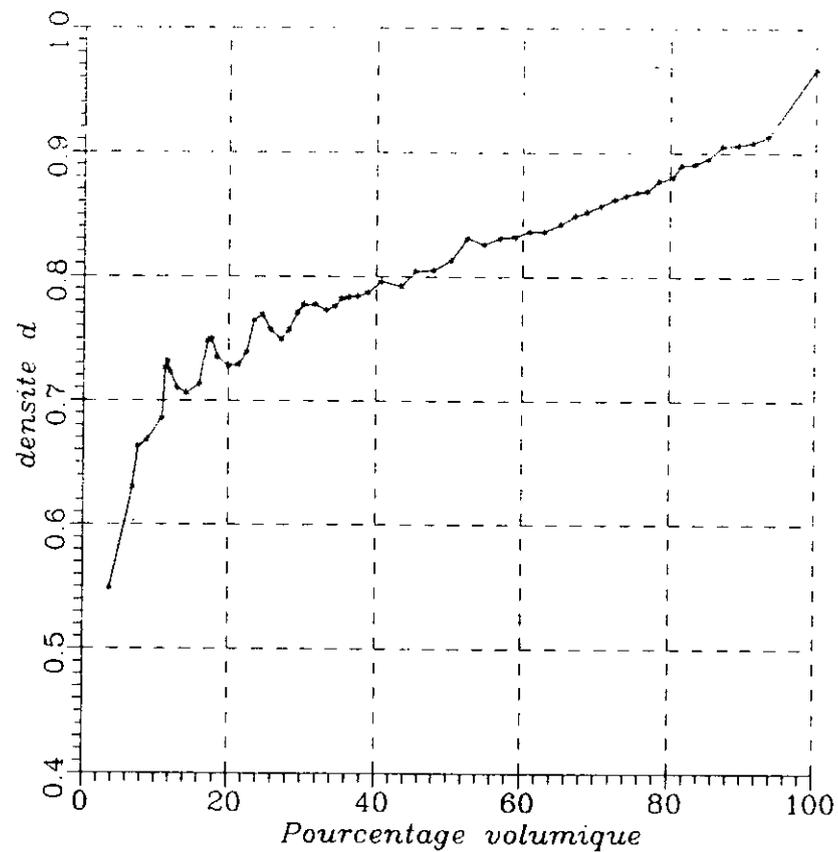


Fig (14) : Courbe des densites instantannees
petrole brut d'Arzew ;

Produits	Notations	Tonnages Q_m (t / an)
Gaz de pétrole liquéfié	GPL	99181
Naphta léger (light naphta)	LSRN	169830
Naphta lourd (heavy naphta)	HSRN	490948
Kérosène	KERO	364835
Gas-oil léger (light gas-oil)	LGO	452906
Gas-oil lourd (heavy gas-oil)	HGO	129230
Brut réduit atmosphérique	BRA	817702

Tableau [2] : Répartition du tonnage dans le programme de production

II-2- Bilan de matière de l'unité de distillation :

Afin de calculer le bilan de matière de l'unité, nous avons suivi les démarches suivantes :

1- Détermination des pourcentages massiques des différents produits . Figure [10. bis]

2- Détermination à partir de la courbe du pétrole brut donnant les densités instantanées en fonction des pourcentages massiques (Figure [13]), la densité de chaque produit en supposant que ce dernier est obtenu par distillation TBP. Cette densité est en fait une densité moyenne correspondant approximativement au point 50 % justifiée par l'additivité de la propriété .

3- Calculs des débits volumiques (connaissant les débits massiques) , en utilisant la relation :

$$Q_v = Q_m / \rho \quad (13)$$

4- Calculs des pourcentages volumiques correspondants

5- Détermination de la masse moléculaire ; celle-ci peut être obtenue soit par lecture sur l'abaque du facteur de caractérisation Kuop (figure [15]) , soit par l'utilisation des corrélations .

Nous avons choisi la corrélation de KESLER et LEE [3] , donnée ci-dessous, applicable aux fractions pétrolières et valable jusqu'à 800 °F .

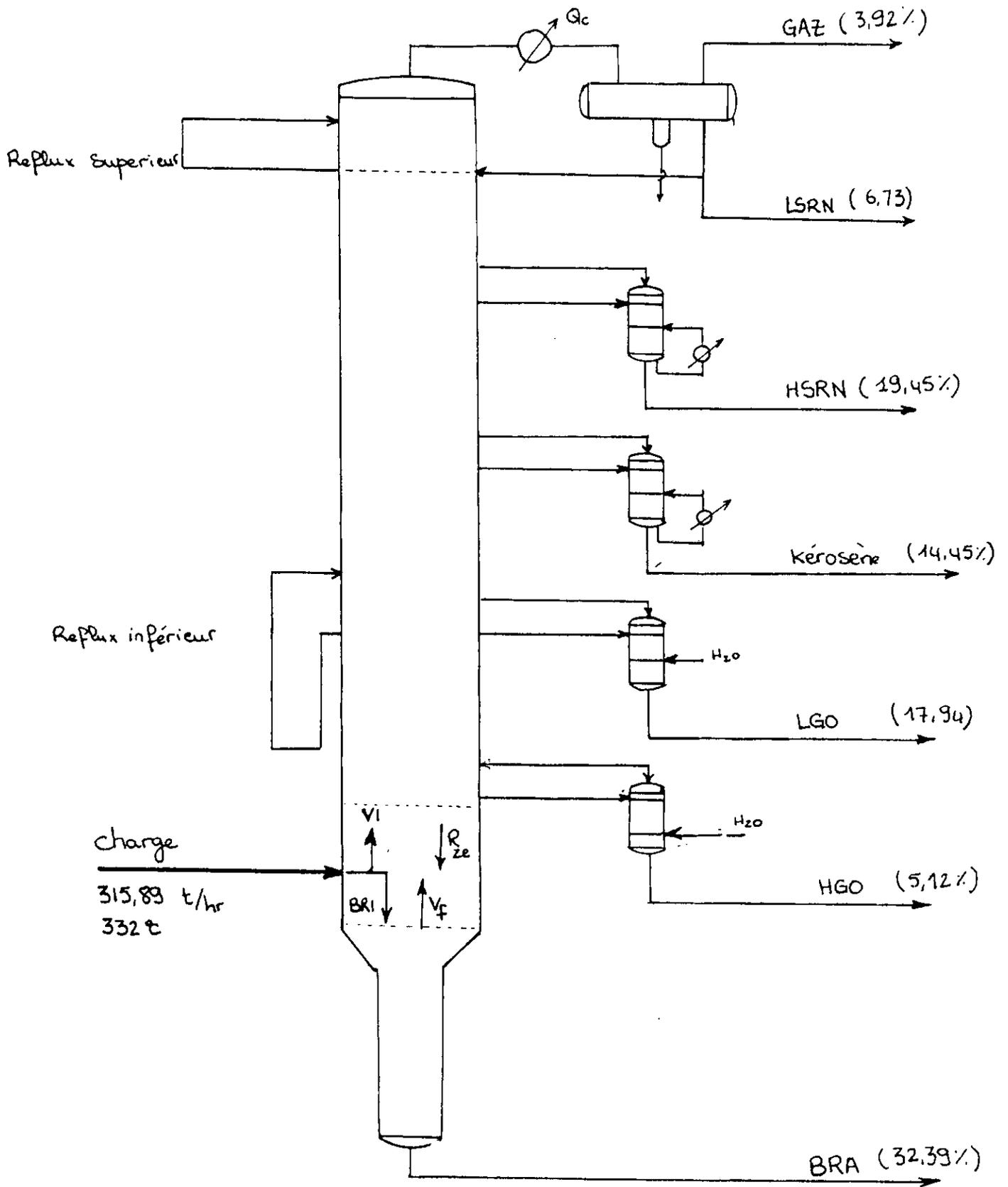
$$Mw = - 122726.0 + 9486.4 SG + (4.6523 - 3.3287 SG) T_b \\ + (1 - 0.77084 SG - 0.02058 SG^2).(1.3437 - 720.79 / T_b). 10^7 / T_b \\ + (1 - 0.80882 SG + 0.02226 SG^2).(1.8828 - 181.98 / T_b). 10^{12} / T_b^3 \quad (14)$$

6- Calculs des débits molaires (kmole / hr) par le rapport :

$$\text{Débit massique (kg / hr) / } Mw \text{ (kg / kmole)}$$

7- Détermination du coefficient de caractérisation Kuop à partir de l'abaque du Kuop.

8- Le bouclage du bilan se fait par l'estimation de la densité du produit le plus lourd, indépendamment des pertes qui ont sûrement lieu .



FIG[10Bis]: BILAN DE MATIERE DE LA COLONNE DE DISTILLATION

Nous obtenons alors les résultats suivants :

Bilan de matière de l'unité :

produits	% vol	débit vol (m ³ /hr)	densité d ₄ ¹⁵	débit mas (t /hr)	% mas	Mw (kg/kmol)	Kuop	débit mol (kmol/hr)
gaz et pertes	5.58	21.80	0.5690	12.41	3.92	61		203.44
LSRN	7.94	31.02	0.6850	21.25	6.73	89	12.2	238.76
$\sum S_0$	13.52	52.82	0.6373	33.66	10.65	79.6		422.89
HSRN	20.47	79.98	0.7680	61.43	19.45	125		491.44
$\sum S_1$	33.99	132.38	0.7160	95.09	30.10	104	11.9	914.33
KERO	14.64	57.20	0.7980	45.65	14.45	170		491.44
$\sum S_2$	48.63	190	0.7407	140.74	44.55	119	11.95	914.33
LGO	17.37	67.87	0.8350	56.67	17.94	220		259.59
$\sum S_3$	66	257.87	0.7655	197.41	62.49	137	11.9	1442.45
HGO	4.84	18.91	0.8550	16.17	5.12	262		61.72
$\sum S_4$	70.84	276.78	0.7710	213.58	67.61	142	11.95	1504.17
BRA	29.16	113.93	0.8980	102.31	32.39	405	11.9	252.62
BRUT	100	390.71	0.8085	315.89	100	180	-	1756.79

Tableau [3]: Bilan de matière de l'unité de distillation

Exemple de calcul :

Nous allons donner la démarche de calcul du produit LSRN, en appliquant les étapes énumérées précédemment . Les résultats associés aux autres produits sont obtenus de la même façon .

1- Détermination du % massique :

$$\% \text{ mass LSRN} = [Q_m(\text{LSRN}) / Q_m(\text{ charge })].100$$

soit:

$$\% \text{ mass LSRN} = [169830 / 2524632].100 = 6.73 \%$$

2- Détermination de la densité de LSRN :

On détermine la densité du produit LSRN, en lisant sur la courbe (figure [13]) pour un pourcentage massique de 73,65 % $[(6,73 + 19,45)/2]$.

Nous obtenons alors par lecture :

$$d = 0.6850 .$$

3-Détermination du débit volumique Q_v :

Nous avons :

$$Q_m = 169830 \text{ t / an} = [169830 / 7992] (\text{ t / hr}) = 21.25 \text{ t / hr}$$

$$\rho = 0.685 \cdot 10^3 \text{ t / m}^3$$

d'où :

$$Q_v = 21.25 / 0.685 \cdot 10^3 = 31.02 \text{ m}^3 / \text{hr}$$

4- Détermination du pourcentage volumique correspondant :

$$\% \text{ vol LSRN} = [Q_v (\text{LSRN}) / Q_v (\text{charge})] \cdot 100$$

soit:

$$\% \text{ vol LSRN} = [31.02 / 390.72] \cdot 100 = 7.94 \%$$

5- Détermination de la masse moléculaire de LSRN :

La détermination de la masse moléculaire de LSRN, se fait par l'utilisation de la corrélation de KESLER et LEE [3]. La température d'ébullition du produit LSRN est obtenu par lecture sur la courbe TBP du pétrole brut (figure [12]).

On lit

$$T_{eb} (\text{LSRN}) = 70^\circ\text{C}$$

En remplaçant T_b dans la corrélation, nous obtenons :

$$M_w = 89 \text{ kg / kmole}$$

6- Détermination du débit molaire Q_{mol} :

$$Q_{mol} = Q_m (\text{ kg / hr}) / M_w (\text{ kg / kmole})$$

soit :

$$Q_{mol} = 21.25 \cdot 10^3 / 89 = 238.76 \text{ kmole /hr}$$

7- Détermination du coefficient de caractérisation Ku_{op} :

La détermination du Ku_{op} , se fait à partir de l'abaque de la figure [15] .

Pour :

$$M_w = 89 \text{ kg / kmole}$$

Nous lisons:

$$Ku_{op} = 12.2$$

II-3- Etude par section :

Lors de cette étude , nous avons utilisé pour la détermination des enthalpies liquide et vapeur des hydrocarbures, l'abaque (figure [16]) donnant l'enthalpie liquide et vapeur des fractions pétrolières en fonction de la densité et de la température . Pour simplifier les calculs, nous avons considéré que le facteur de caractérisation Kuop des différentes fractions était constant et égale à 12 puisque nous voyons que celui-ci varie entre 11.9 et 12.2 ,soit une variation n'excédant pas les 4 % .

La détermination de l'enthalpie de l'eau est obtenue par lecture sur le diagramme de MOLLIER [4] .

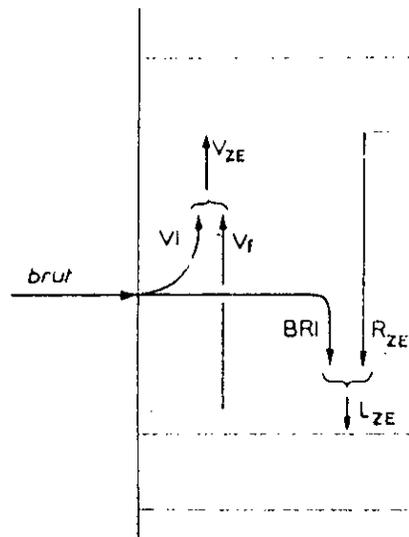
Les courbes TBP de chaque produit sont prises équivalente à la portion de la courbe TBP du pétrole brut limitée par les pourcentages volumiques de la fraction considérée .

Pour la détermination des courbes flash sous la pression atmosphérique et sous la pression de la zone considérée , nous avons élaboré un programme informatique simple, qui permet de passer de la courbe TBP mise sous forme d'équation polynomiale par régression linéaire, aux courbes de flash atmosphérique et sous pressions . Ce programme [Programme 1:Annexé]exploite les courbes rapportées dans la figure [3] et [4] .

a- Bilan sur la zone d'expansion :

$$\sum \text{soutirages} = \sum S_d = V_I + V_f - R_{ZE}$$

$$\text{Brut réduit atmosphérique : } \text{BRA} = \text{BRI} + R_{ZE} - V_f$$



— Bilan de la zone d'expansion.

En appliquant la méthode d'OBRYADCHIKOV [1] pour :

- un pourcentage fixé vaporisé $V = 80\%$ de la charge .
- une pente TBP = $(t_{70} - t_{10})/60 = 4.6\text{ }^{\circ}\text{C}/\%$

nous obtenons :

**Courbes TBP des phases correspondant à 80%
vaporisés sous 1 atm**

X	0.005	0.01	0.02	0.03	0.05	0.10	0.15	0.20	0.25
Y	0.1872	0.3172	0.4842	0.6000	0.7100	0.8400	0.8900	0.9200	0.9400
L.X	0.0010	0.0020	0.0040	0.0060	0.0100	0.0200	0.0300	0.0400	0.0500
V.Y	0.1502	0.2538	0.3874	0.4800	0.5680	0.6720	0.7120	0.7360	0.7520
Z	0.1512	0.2558	0.3914	0.4860	0.5780	0.6920	0.7420	0.7760	0.8020
T (°C)	92	138	198	242	281	340	370	391	-

Tableau [4] : Méthode D'OBRYADCHIKOV($S = 4.6\text{ }^{\circ}\text{C}/\%$, $\alpha = 46$)

Nous obtenons la courbe de la figure [17]

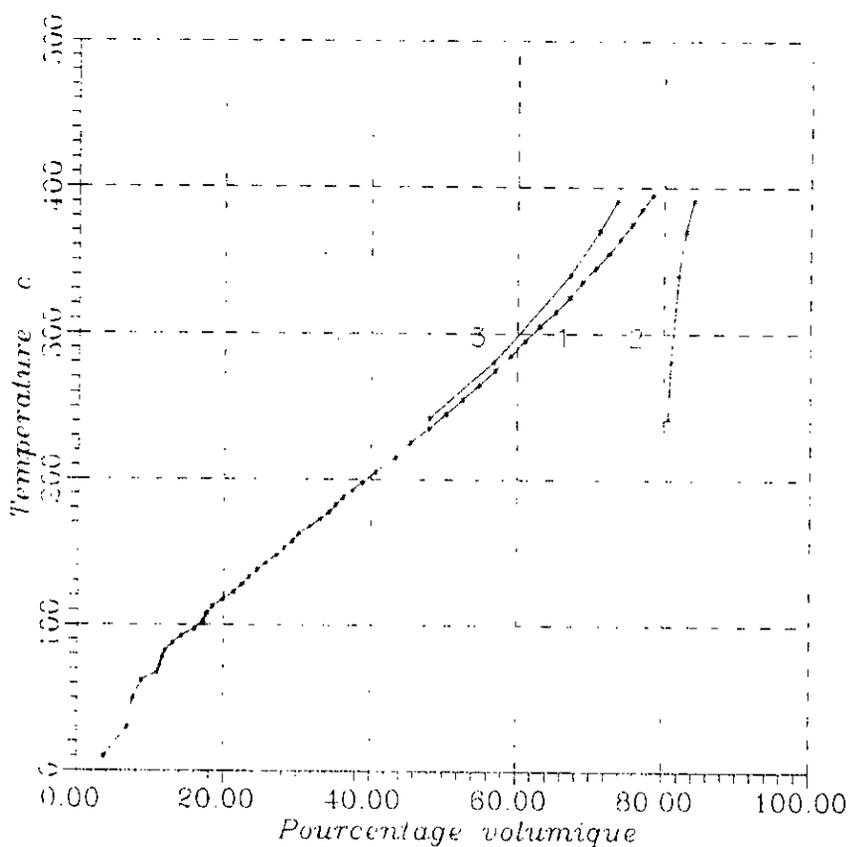


Fig. 17: Courbe TBP pétrole brut-BRI-VI

- (1) TBP pétrole brut
- (2) TBP BRI
- (3) TBP VI

Exemple de calcul:

Nous allons présenter les différentes démarches pour l'obtention des résultats de la première colonne (pour $X = 0.005$). Les autres calculs pour les différents X s'effectueront de la même manière .

- A partir de l'abaque (figure [18]), on détermine la valeur de α pour $S = 4.6^\circ\text{C} / \%$
Nous obtenons :

$$\alpha = 46$$

- On fixe X (fraction TBP de la phase liquide) = $BRI = 0.005$

- Y (fraction TBP de la phase vapeur) = VI

Y est déterminée à partir de la relation :

$$Y = \alpha X / [1 + (\alpha - 1) X]$$

soit:

$$Y = 46 \cdot 0.005 / [1 + (46 - 1) \cdot 0.005] = 0.1872$$

- $V = \% \text{ vaporisé} = 80 \%$

$$L = \% \text{ liquide} = 100 - V = 100 - 80 = 20 \%$$

d'où :

$$L \cdot X = 0.20 \cdot 0.005 = 0.0010$$

$$V \cdot Y = 0.80 \cdot 0.1872 = 0.1502$$

- $Z = LX + VY$

d'où :

$$Z = 0.0010 + 0.1502 = 0.1512$$

$$Z = 15.12 \%$$

- La température T est obtenue par lecture sur la courbe TBP ($T = f(\% \text{ mas})$) du pétrole brut (figure [11]).

Nous obtenons:

$$T = 92^\circ\text{C}$$

Détermination de R_{ZE} :

- La revaporisation au fond de la colonne est de l'ordre de 4% , de sorte que le bilan:

$$\sum S_4 = VI + V_f - R_{ZE}$$

s'écrit :

$$\sum S_4 = 80 + 4 - R_{ZE}$$

d'où :

$$R_{ZE} = 80 + 4 - \sum S_4 = 80 + 4 - 70.84$$

$$R_{ZE} = 13.16 \%$$

et :

$$BRA = BRI + R_{ZE} - V_f = 20 + 13.6 - 4 = 29.16\%$$

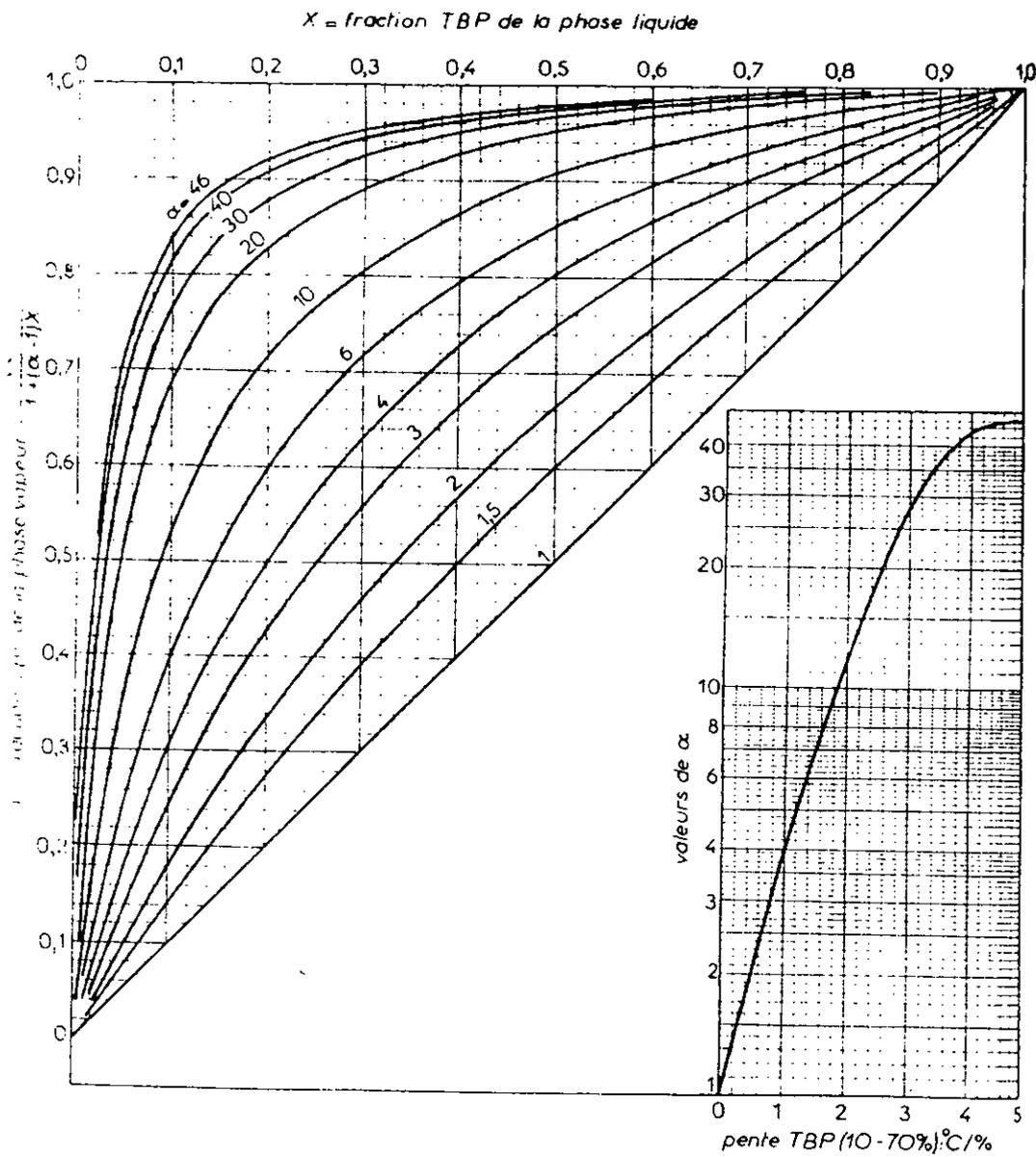
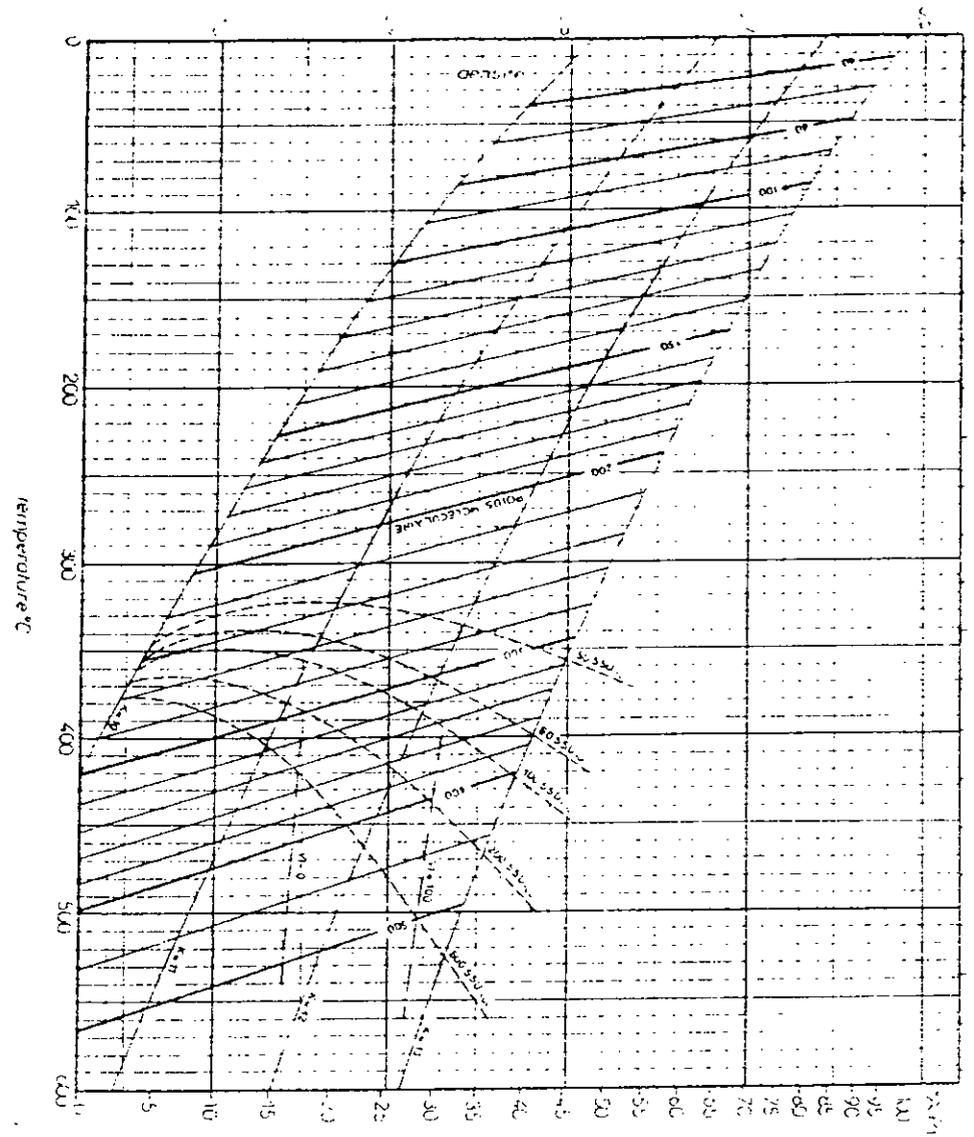


figure [18] Estimation des courbes TBP du liquide et de la vapeur à l'équilibre (Obrvachnikov)

figure [15] - Courbes des propriétés du diagramme du facteur de caractérisation.



ENTHALPIE kcal/kg

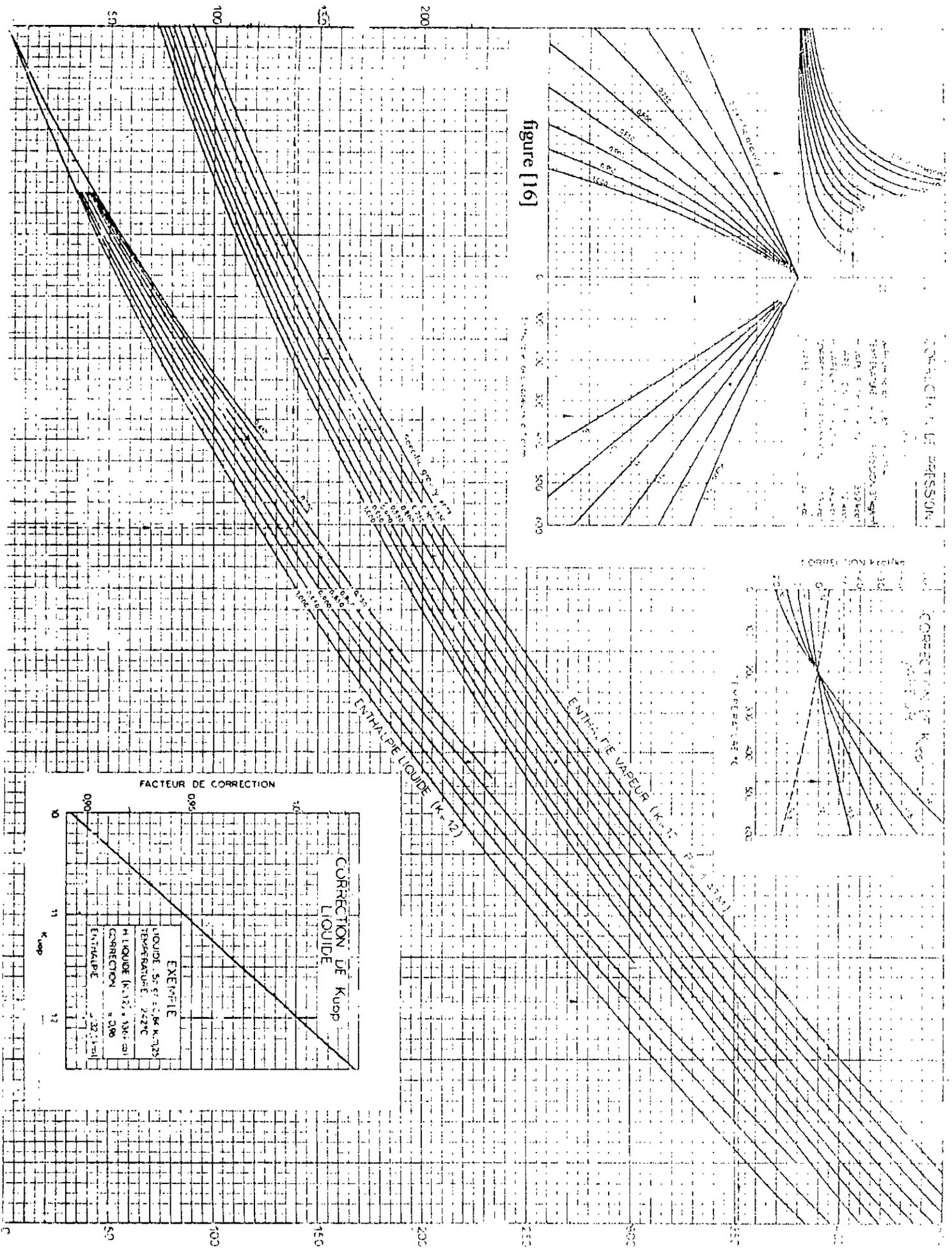
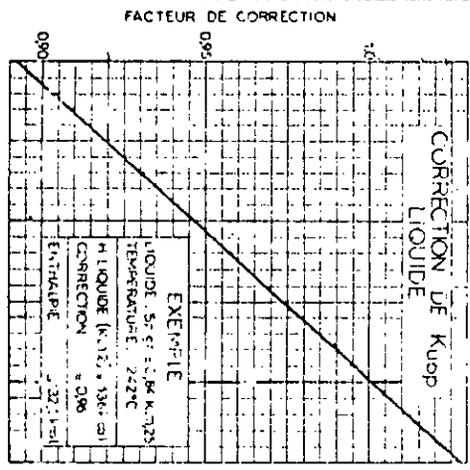
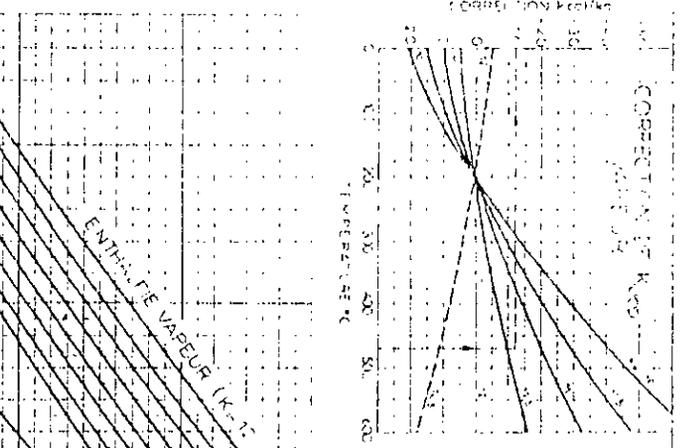
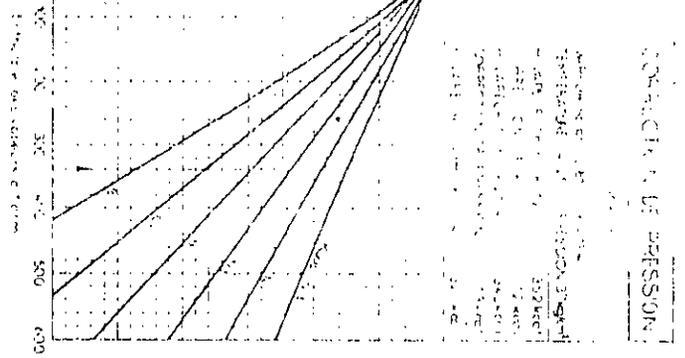


figure [16]



densité des phases liquide et vapeur à l'équilibre

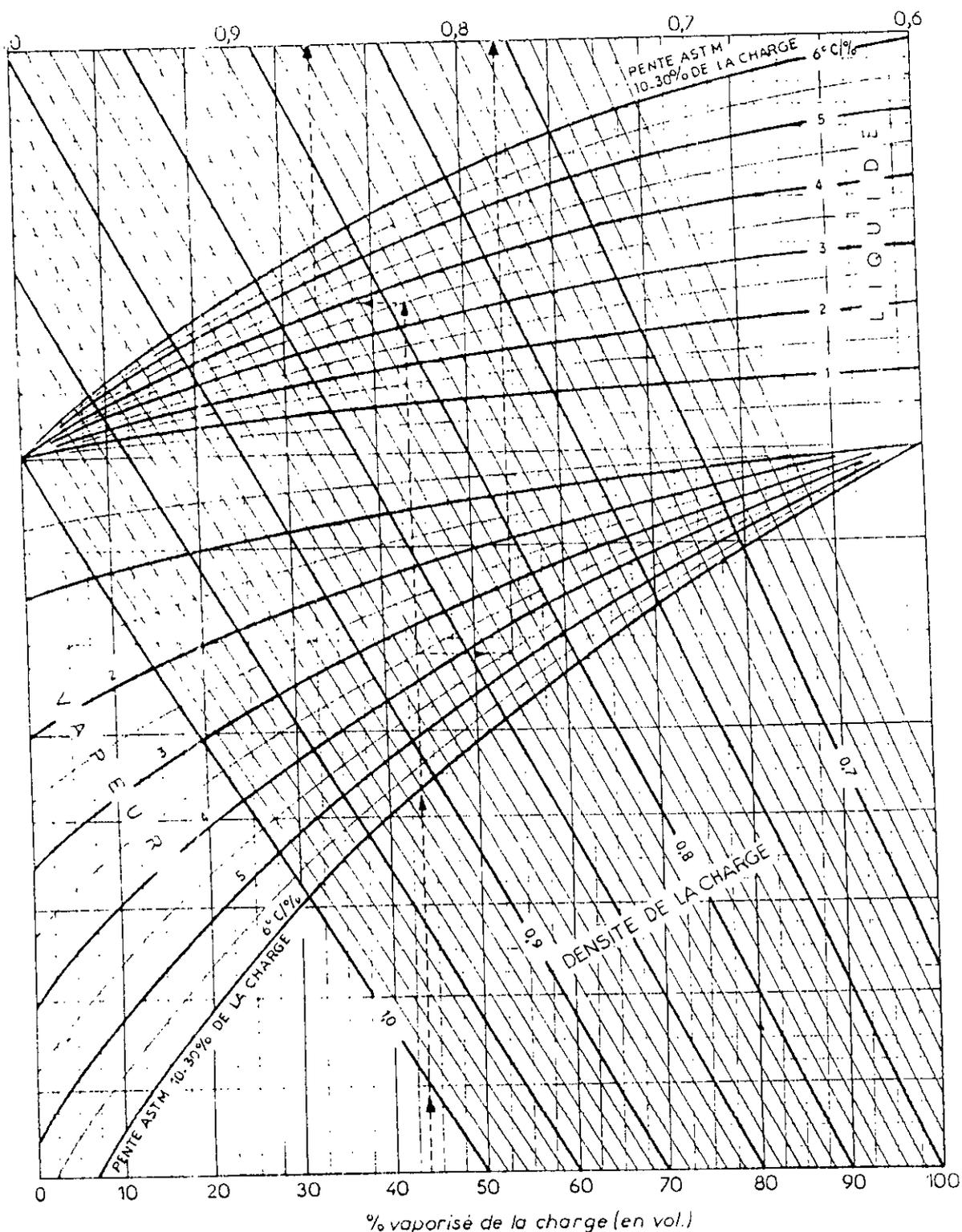


figure [19]

Densité des phases complexes à l'équilibre

La détermination de la densité du BRI et de VI s'effectue en utilisant l'abaque de corrélation des densités des produits en équilibre (figure [19]), la densité de V_f est estimée légèrement inférieure à celle du HGO, celle de R_{ZE} un peu plus supérieure.

A partir des résultats précédents et du bilan de matière de l'unité, nous obtenons le tableau suivant :

Bilan de matière de la zone d'expansion :

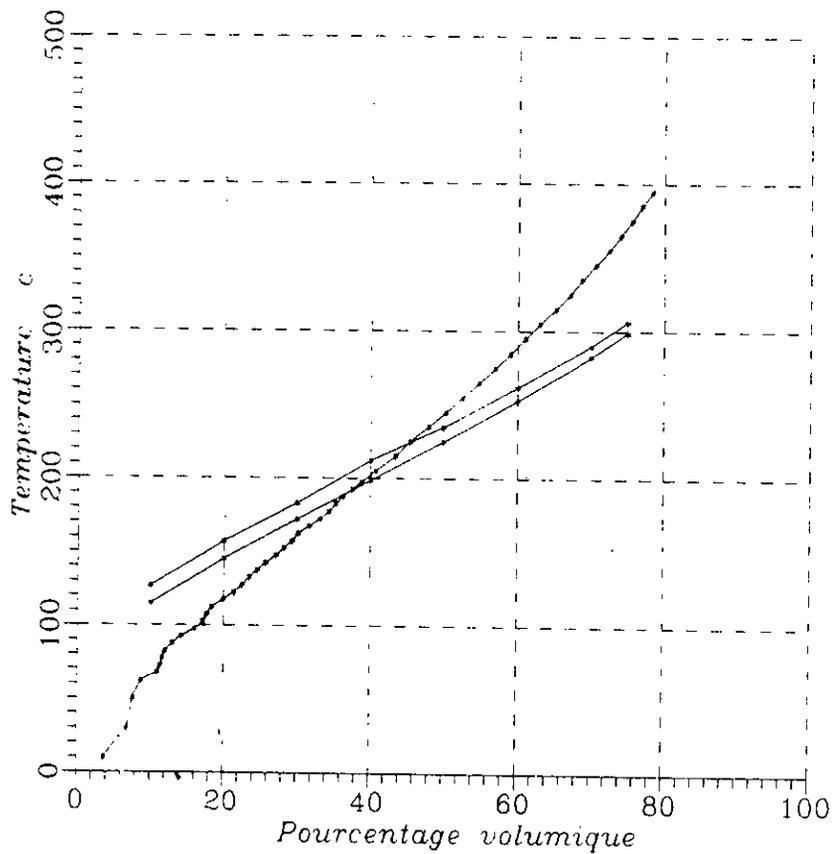
Produit	% volume	débit volumique (m^3/h)	densité	débit massique (t/h)
Vapeur initiale VI	80	312.57	0.7870	245.99
Revaporisation V_f	4	15.63	0.8200	12.82
Reflux R_{ZE}	-13.16	-51.42	0.8800	-45.25
Σ soutirages	70.84	276.78	0.7710	213.58
Brut réduit initial (BRI)	20	78.14	0.8940	69.87
Reflux R_{ZE}	13.16	51.42	0.8800	45.25
Revaporisation V_f	-4	-15.63	0.8200	-12.82
Brut réduit atmosphérique	29.16	113.93	0.8980	102.31

Tableau [5] : Bilan de matière de la zone d'expansion.

- La température de la zone de flash est obtenue sur la courbe de flash (figure [20]) de l'alimentation (pétrole brut) au point correspondant au pourcentage vaporisé (80%) et sous la pression de la zone d'expansion ($1000 \text{ mmHg} = 3.12 \text{ atm}$).

On trouve :

$$T_{ZE} = 330 \text{ }^\circ\text{C}$$



fig(20): Courbes TBP, flash atmosphérique,
flash sous la pression de la zone d'expansion

b- Fond de la tour :

Nous supposons que la température du fond de la tour est de 320 °C et que la revaporisation par injection d'eau à 300 °C est due à un équilibre sous pression partielle à cette température .

La courbe de flash atmosphérique du BRI (figure [21]) est déterminée à partir de la courbe TBP (conférer au chapitre de détermination de la courbe flash), les résultats obtenus grâce à l'utilisation d'un programme [programme 1:Annexe]sont données dans le tableau suivant :

% distillé	80.1	80.2	80.4	80.6	81	82	83	84
T _F (°C)	223.7	229.5	253.1	271.1	287.1	316.6	331	345.4

Tableau [6] : Courbe de flash atmosphérique du BRI .

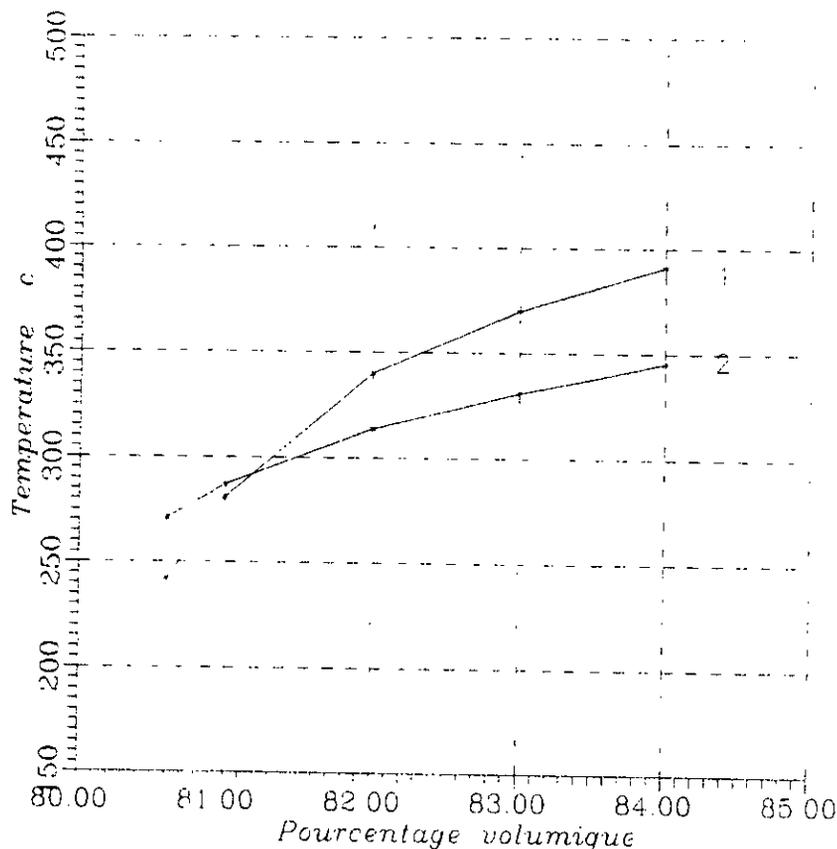


Fig (21) Courbes TBP-Flash pour le BRI

- (1) Courbe TBP
(2) Courbe flash

Pour la fraction vaporisée $V_f = 4\%$, nous lisons sur la courbe, une température de $345.4\text{ }^\circ\text{C}$.

A la température du fond de tour, et ce, pour le même pourcentage vaporisé, il est nécessaire de déplacer la courbe flash de : $345.4 - 320 = 25.4\text{ }^\circ\text{C}$ correspondant à une pression partielle de 0.6 atm (Cox Chart: figure [4]) pour la détermination de la courbe flash sous la pression partielle du BRI.

- Le nombre de molécules revaporisées est déterminé à partir de la relation suivante :

$$\text{débit molaire } V_f \text{ (kmole / h)} = \frac{\text{Débit massique } V_f \text{ (kg / h)}}{\text{poids moléculaire } M_w \text{ (kg / kmole)}}$$

avec:

M_w : Masse moléculaire Déterminée à partir de la corrélation de KESLER et LEE [3]

d'où :

$$V_f \text{ mol} = n_{vf} = 12.82 \cdot 10^3 / 265 = 48.38 \text{ kmole/hr}$$

- Détermination de la quantité de vapeur d'eau nécessaire pour revaporiser V_f :

Sachant que :

$$P_{vf} = [n_{vf} / (n_{vf} + n_{eau})] \cdot P_t \quad (15)$$

soit:

$$n_{eau} = n_{vf} [(P_t / P_{vf}) - 1] \quad (16)$$

d'où :

$$n_{\text{eau}} = 48.38 \left(\left(0.132 / 0.6 \right) - 1 \right) = 57.72 \text{ kmole/h}$$

soit

$$n_{\text{eau}} = 57.72 \cdot 18 \cdot 10^{-3} = 1.04 \text{ t/h de vapeur d'eau.}$$

bilan thermique au fond de la colonne :

Entrée						
	état	densité	T (°C)	t/h	Kcal / kg	th / h
BRI	liquide	0.8940	320	69.87	187	13065.69
R _{ZE}	liquide	0.8800	320	45.25	189	8552.25
(H ₂ O) _f	vapeur	-	300	1.04	540	561.06
Total	-	-	-	116.16	-	22179

Sortie						
	état	densité	T (°C)	t/h	Kcal / kg	th / h
V _f	vapeur	0.8200	320	12.82	242	3102.44
BRA	liquide	0.8980	318	102.31	180.47	8494.72
(H ₂ O) _f	vapeur	-	320	1.04	560	581.84
Total	-	-	-	116.17	-	22179

Tableau [5] : Bilan thermique au fond de la colonne

Le bilan thermique donne :

$$22179 = 581.84 + 3102.44 + 102.31 H_L$$

d'où :

$$H_L = 180.47 \text{ Kcal / kg}$$

La température correspondant à cette enthalpie est lue sur l'abaque (figure[16]):

soit :

$$T = 318^\circ\text{C}$$

Nous voyons que cette température est proche de celle prise en hypothèse (320 °C) .

c- Soutirage Gas-oil lourd (heavy gas-oil ; HGO) :

Le gas-oil lourd , soutiré à une température supposée égale à 292 °C , subit un stripping dans la colonne C₄ . L'établissement du bilan dans la section Expansion - HGO, nécessite la détermination de S₄ . Il y a lieu donc de commencer les calculs par le stripper . Figure [22]

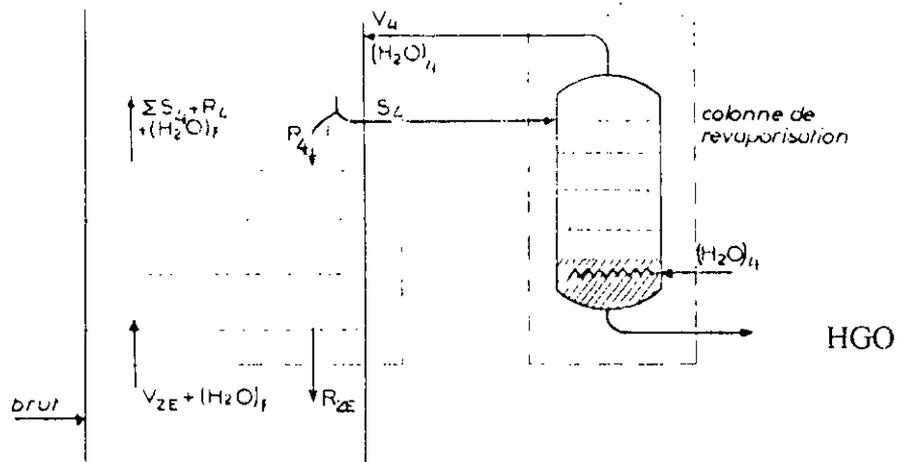


figure [22] — Circulation des produits au niveau du soutirage gazeux.

La vapeur du stripper (H_2O)_i entre à une température de 300 °C, dans un rapport de 25 kg de vapeur par m³ de HGO soutiré, revaporisant ainsi selon (figure [23])

$$V_4 = 5,8\% \text{ de la charge } S_4.$$

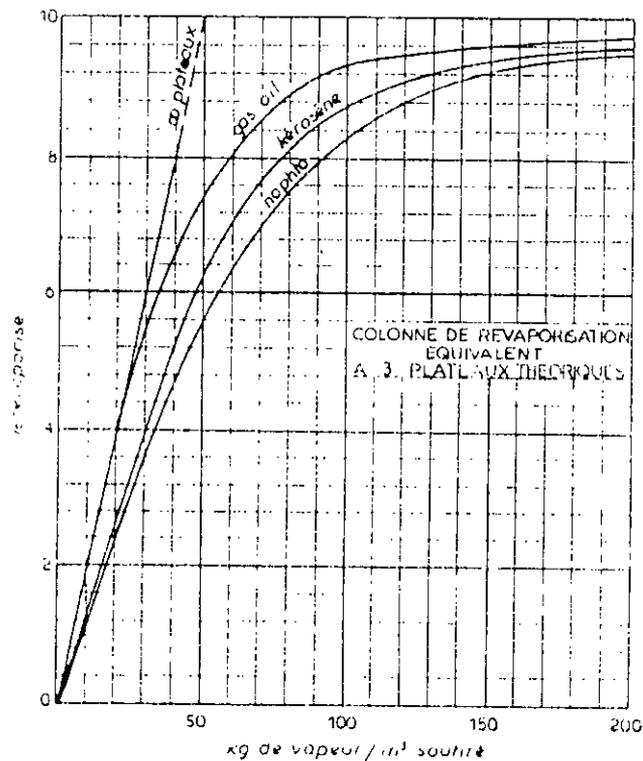


figure [23] Fraction revaporisée dans une colonne de stripping en fonction de la quantité de vapeur d'eau injectée

Comme la fraction revaporisée est essentiellement constituée de gas-oil léger , on a donc:

$$d (V_4) = d (LGO) = 0.8350$$

Le poids total de la vapeur injecté est :

$$(H_2O)_4 = 25 \text{ . volume d'HGO soutiré}$$

soit:

$$(H_2O)_4 = 25 \text{ . } 18.91 = 0.47 \text{ t / hr .}$$

Bilan thermique du stripping HGO :

Entrée

	état	densité	T (°C)	t/h	Kcal / kg	th / h
HGO	liquide	0.8550	292	16.17	171	2765.07
V ₄	liquide	0.8350	292	0.97	174	168.78
S ₄	liquide	0.8535	292	17.14	174	2933.85
(H ₂ O) ₄	liquide	-	300	0.47	540	253.80
Total	-	-	-	17.61	-	3187.65

Sortie

	état	densité	T (°C)	t/h	Kcal / kg	th / h
HGO	liquide	0.8550	288	16.17	168.20	2719.89
V ₄	vapeur	0.8350	292	0.97	223	216.31
(H ₂ O) ₄	vapeur	-	292	0.47	535	251.45
Total	-	-	-	17.61	-	3187.65

Tableau [8]: Bilan thermique du stripping HGO

avec :

$$S_4 = V_4 + HGO$$

Le bilan thermique s'équilibre pour une enthalpie de HGO égale à $H_L = 168.20$ kcal / kg , ce qui correspond à une température de 288 °C (température à laquelle le HGO est soutiré au fond du stripper) .

Bilan thermique de la zone Expansion - HGO :

Entrée						
	état	densité	T (°C)	t/h	Kcal / kg	th / h
VI	vapeur	0.7870	330	245.99	254	62481.46
V _f	vapeur	0.8200	320	12.82	242	3102.44
R ₄	liquide	0.8535	292	R ₄	170	170 R ₄
(H ₂ O) _f	vapeur	-	320	1.04	560	581.84
Total	-	-	-	259.85 +R ₄	-	66165.74 + 170 R ₄

Sortie						
	état	densité	T (°C)	t/h	Kcal / kg	th / h
$\sum S_4$	vapeur	0.7710	292	213.58	230	49123.4
R ₄	vapeur	0.8535	292	R ₄	221	221 R ₄
R _{ZE}	liquide	0.8800	320	45.25	189	8552.25
(H ₂ O) _f	vapeur	-	292	1.04	535	555.87
Total	-	-	-	259.87 +R ₄	-	58231.52 + 221 R ₄

Tableau [9] :Bilan thermique de la zone Expansion - HGO

-Détermination du reflux interne R₄ :

Le reflux R₄ est déterminé à partir du bilan thermique comme suit :

Entrée = Sortie

$$170 R_4 + 66165.74 = 221 R_4 + 58231.52$$

d'où:

$$R_4 = 155.57 \text{ t / hr}$$

- La quantité de liquide sur le plateau de soutirage est :

$$S_4 + R_4 = 17.14 + 155.57 = 172.71 \text{ t / hr}$$

- La vapeur traversant le plateau est :

$$\sum S_4 + R_4 + (H_2O)_f = 213.58 + 155.57 + 1.04 = 370.19 \text{ t / hr}$$

Contrôle de la température de soutirage :

Au niveau du plateau de soutirage, nous avons :

- Les incondensables : gaz + LSRN + HSRN + Kérosène + Vapeur d'eau
soit :

$$n_I = 203.44 + 238.76 + 491.44 + 268.53 + (1.04 \cdot 10^3 / 18)$$

$$n_I = 1259.90 \text{ t/hr}$$

A noter que la fraction LGO est négligée car elle constitue la fraction du soutirage immédiatement supérieur .

- Gas-oil lourd HGO (heavy gas-oil) : $S_4 + R_4$

soit :

$$n_{\text{HGO}} = (S_4 + R_4) / M_w = 172.71 \cdot 10^3 / 262 = 659.20 \text{ kmole / hr}$$

- Pression totale :

Nous considérons que le soutirage HGO se fait au niveau du 8ème plateau à partir de la zone d'expansion. La perte de charge moyenne étant de 8 mmHg , nous avons alors :

$$P_t = 1000 - (8 \cdot 8) = 936 \text{ mm Hg} = 1.23 \text{ atm}$$

- Pression partielle de HGO :

$$P_{\text{HGO}} = [659.20 / (1259.90 + 659.20)] \cdot 1.23 = 0.42 \text{ atm}$$

- **Courbe TBP et Flash sous 1.23 atm du HGO :**

% distillé	10	20	30	40	50	60	70	80	90
$T_{\text{TBP}} (^\circ\text{C})$	320	325	328	330	332	334	339	342	344
$T_{\text{F}} (^\circ\text{C})$	292	293	294	296	297	297.5	299	300	301

Tableau [10] : Courbe TBP et flash sous 1.23 atm du HGO

Le point initial (à 0 % distillé) de la courbe flash sous 0.42 atm (figure [28]) correspond à une température de 290 °C, l'écart par rapport à la température prise par hypothèse est de 2 °C ; notre choix est donc correct .

d- Soutirage gas-oil léger LGO (light gas-oil) :

Le principe de calcul de cette section est identique à celui de la section précédente figure [24] :

- Température d'hypothèse du plateau de soutirage : 265 °C ,
- Vapeur de stripping : 25 kg de vapeur par m³ de LGO soutiré ,
- Fraction revaporisée : 5.8 % , constituée essentiellement de Kérosène

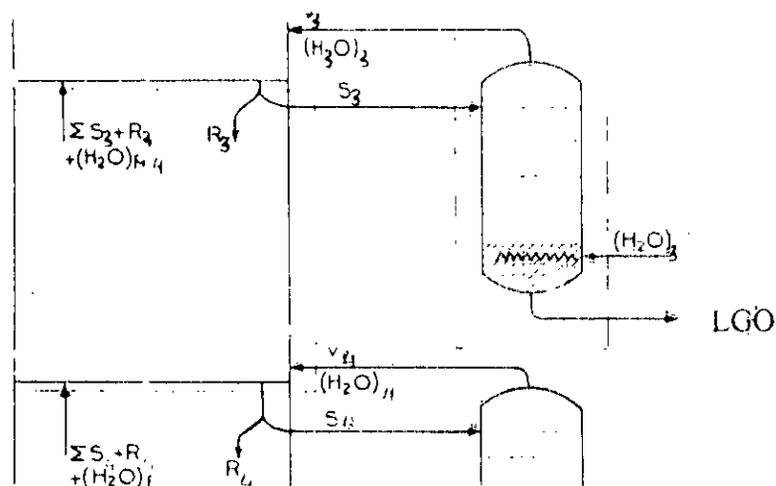


figure [24] Circulation des produits entre les soufflages gazoil et kérosène

d'où:

$$d(V_3) = d(\text{Kérosène}) = 0.7980$$

- Poids total de vapeur d'eau injectée .

$$(H_2O)_3 = 25 \cdot \text{volume LGO soutire} = 25 \cdot 67.87 = 1.70 \text{ t / hr}$$

Bilan thermique du stripping du LGO :

Entrée						
	état	densité	T (°C)	t/h	Kcal / kg	th / h
LGO	liquide	0.8350	265	56.67	154	8727.18
V ₃	liquide	0.7980	265	3.33	157.5	524.48
S ₃	liquide	0.8328	265	60	154.2	9251.66
(H ₂ O) ₃	vapeur	-	300	1.7	540	918
Total	-	-	-	61.70	-	10169.66

Sortie

	état	densité	T (°C)	t/h	Kcal / kg	th / h
LGO	liquide	0.8350	260	56.67	151.61	8591.53
V ₃	vapeur	0.7980	265	3.33	211	702.63
(H ₂ O) ₃	vapeur	-	265	1.70	515	875.5
Total	-	-	-	61.70	-	10169.66

Tableau [11]: Bilan thermique du stripping LGO

Le bilan thermique du stripping du LGO s'équilibre pour une enthalpie liquide de $H_L = 151.61$ Kcal / kg, ce qui correspond à une température de 260 °C ; température à laquelle s'effectue le soutirage du LGO au fond du stripper .

Bilan thermique de la section HGO - LGO :

Entrée

	état	densité	T (°C)	t/h	Kcal / kg	th / h
$\sum S_4$	vapeur	0.7710	292	213.58	230	49123.40
R ₄	vapeur	0.8535	292	155.57	221	34380.97
(H ₂ O) _f	vapeur	-	292	1.04	535	555.87
(H ₂ O) ₄	vapeur	-	292	0.47	535	251.45
V ₄	vapeur	0.8350	292	0.97	223	216.31
R ₃	liquide	0.8328	265	R ₃	154.5	154.5 R ₃
Total	-	-	-	371.63 + R ₃	-	84528 + 154.5 R ₃

Sortie

	état	densité	T (°C)	t/h	Kcal / kg	th / h
$\sum S_3$	vapeur	0.7655	265	197.41	230.5	44503.01
R ₃	vapeur	0.8328	262	R ₃	214	214 R ₃
(H ₂ O) _f	vapeur	-	265	1.04	515	535.09
(H ₂ O) ₄	vapeur	-	265	0.47	515	242.05
R ₄ + S ₄	liquide	0.8535	292	172.71	170	29360.7
Total	-	-	-	371.63 +R ₃	-	74640.85 + 214 R ₃

Tableau [12]: Bilan thermique du stripping du LGO

e - Soutirage du Kérosène :

- Température de soutirage = 195 °C

- Le schéma du stripping du kérosène diffère des précédents par l'absence d'injection de vapeur d'eau au fond de la colonne et par la circulation du reflux assurant la revaporisation Figure [25]

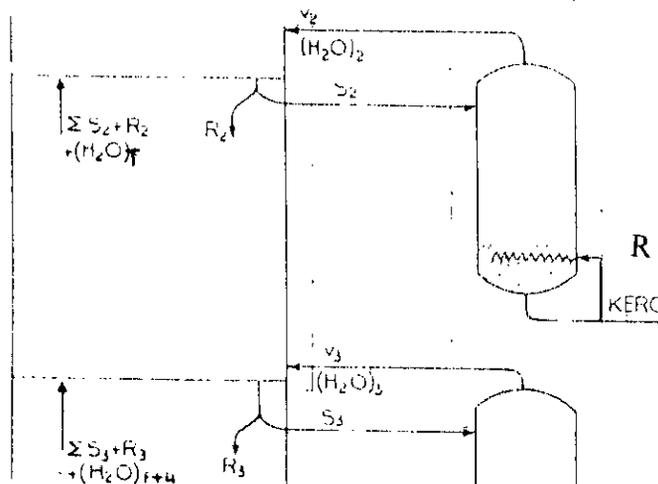


figure [25] Calcul des flux produits entre le 2^e et 3^e étage pour le kérosène

- La fraction revaporisée, composée essentiellement de naphta lourd (HSRN) est estimée à 4% et :

$$d(V_2) = d(\text{HSRN}) = 0.7680$$

- Le reflux R est constitué de 20 % du volume du kérosène soutiré, soit :

$$R = 0.2 * \text{Volume du kérosène soutirée} = 0.2 * 57.20 = 11.44 \text{ m}^3 / \text{hr}$$

et comme

$$d(R) = d(\text{Kérosène}) = 0.7980$$

$$R = 9.13 \text{ t / hr}$$

Bilan de stripping du kérosène :

Entrée						
	état	densité	T (°C)	t/h	Kcal / kg	th / h
KERO	liquide	0.7980	195	45.65	112	5112.8
V ₂	liquide	0.7680	195	1.76	116	204.16
S ₂	liquide	0.7935	195	47.41	112.2	5316.96
R	liquide	0.7980	232	9.13	135	1232.55
Total	-	-	-	56.54	-	6549.51

Sortie

	état	densité	T (°C)	t/h	Kcal / kg	th / h
KERO	liquide	0.7980	T	45.65	H ₁	45.65 H ₁
V ₂	vapeur	0.7680	195	1.76	173	304.48
R	liquide	0.7980	T	9.13	H ₂	9.13 H ₂
Total	-	-	-	56.57	-	304.48 + 45.65H ₁ + 9.13 H ₂

Tableau [14]:Bilan thermique du stripping du kérosène

Pour une même densité et une même température, nous avons $H_1 = H_2 = H$.

Le bilan thermique s'écrit alors :

$$6549.51 = 45.65 H + 9.13 H + 304.48$$

d'où :

$$H = 114 \text{ kcal / kg}$$

Cette enthalpie correspond à une température de 201 °C , celle à laquelle le kérosène est soutiré du fond du stripper .

Bilan thermique de la section LGO- HQO :

Entrée

	état	densité	T (°C)	t/h	Kcal / kg	th / h
$\sum S_3$	vapeur	0.7655	265	197.41	230.5	45503.01
R ₃	vapeur	0.8328	265	166.17	214	35560.38
(H ₂ O) _f	vapeur	-	265	1.04	515	535.09
(H ₂ O) ₄	vapeur	-	265	0.47	515	242.05
R ₂	liquide	0.7935	195	R ₂	112.2	112.2 R ₂
(H ₂ O) ₃	vapeur	-	265	1.70	515	875.5
V ₃	vapeur	0.7980	265	3.33	211	702.63
Total	-	-	-	370.12 + R ₂	-	83418.67 + 112.2 R ₂

Sortie

	état	densité	T (°C)	t/h	Kcal / kg	th / h
$\sum S_2$	vapeur	0.7407	195	140.74	176.5	24840.61
R_2	vapeur	0.7935	195	R_2	172	172 R_2
$(H_2O)_f$	vapeur	-	195	1.04	475	493.53
$(H_2O)_4$	vapeur	-	195	0.47	475	223.25
$(H_2O)_3$	vapeur	-	195	1.70	475	807.5
$R_3 + S_3$	liquide	0.8328	265	226.17	154.5	34943.27
Total	-	-	-	370.12 + R_2	-	61308.16 + 172 R_2

Tableau [15] : Bilan thermique de la section LGO-HGO

-A partir de ce bilan thermique , nous obtenons R_2 :

$$R_2 = 369.74 \text{ t / hr}$$

- La quantité de liquide sur le plateau :

$$L = R_2 + S_2 = 47.41 + 369.74 = 417.15 \text{ t / hr}$$

- Le débit de vapeur traversant le plateau :

$$V = \sum S_2 + R_2 = 140.74 + 369.74 = 510.48 \text{ t / hr}$$

Contrôle de la température de soutirage :

- Les incondensables : gaz + LSRN + Vapeur d'eau

$$n_1 = 203.44 + 238.76 + [(1.04 + 0.47 + 1.70) 10^3 / 18]$$

soit:

$$n_1 = 620.48 \text{ kmole / hr}$$

- Kérosène :

$$n_{\text{KERO}} = (S_2 + R_2) / M_w = 417.15 \cdot 10^3 / 170 = 2453.82 \text{ kmole / h}$$

- La pression totale :

Nous considérons que le soutirage du kérosène s'effectue 17 plateaux au-dessus de celui du LGO , nous avons donc :

$$P_1 = 888 - (17 * 8) = 752 \text{ mmHg} = 1.011 \text{ atm}$$

- La pression partielle du kérosène :

$$P_{\text{KERO}} = [2453.82 / (2453.82 + 620.48)] * 1.011 = 0.798 \text{ atm}$$

- La courbe TBP et de Flash sous 0.798 atm du Kérosène

% distillé	10	20	30	40	50	60	70	80	90
$T_{\text{FBP}} (^{\circ}\text{C})$	185	192	197	202	209	214	222	229	235
$T_{\text{F}} (^{\circ}\text{C})$	194	196	197	198	200	201	203	205	206

Tableau [16] : Courbe TBP et flash sous 0.798 atm du kérosène

Le point initial correspond à une température de 192 °C (figure [28]) , on voit que l'écart entre cette dernière et la température prise par hypothèse est de 3 °C . Le choix est donc justifié

NB : Au niveau du soutirage du kérosène , il y a pumparound , les corrections des débits dues à ce reflux seront établis ultérieurement

f - Soutirage Naphta lourd (HSRN) :

Le schéma de stripping du HSRN est identique à celui du Kérosène (figure [26])

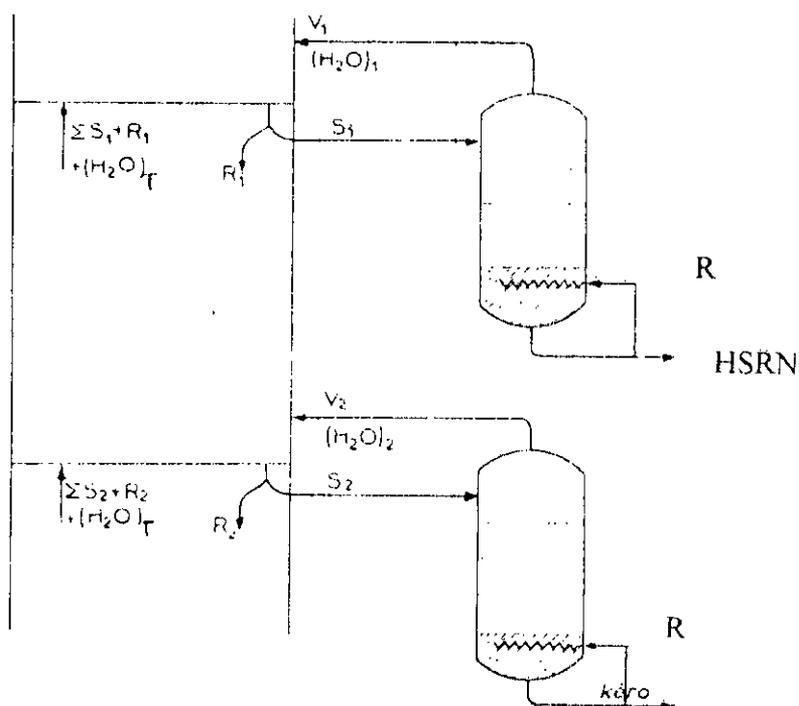


figure [26] - Circulation des produits entre les soutirages kérosène et essence lourde

- Température d'hypothèse du plateau de soutirage : 120 °C
- Fraction revaporisée $V_1 = 4\%$, composée en majorité de naphta léger
 $d(V_1) = d(\text{LSRN}) = 0.6850$

- Le reflux «R » , représente 7.7 % du volume de HSRN soutiré et possède la même densité que ce dernier . $d(R) = d(\text{HSRN}) = 0.7680$
d'où :

$$R = 0.077 * 79.98 = 6.15 \text{ m}^3 / \text{h} = 4.73 \text{ t} / \text{h}$$

Bilan de stripping du HSRN :

Entrée						
	état	densité	T (°C)	t/h	Kcal / kg	th / h
HSRN	liquide	0.7680	120	61.43	64	3931.52
V ₁	liquide	0.6850	120	2.28	68	155.04
S ₁	liquide	0.7647	120	63.71	64.3	4086.56
R	liquide	0.7680	145	4.73	80	378.4
Total	-	-	-	68.44	-	4464.96

Sortie						
	état	densité	T (°C)	t/h	Kcal / kg	th / h
HSRN	liquide	0.7680	T	61.43	H ₁	61.43 H ₁
V ₁	vapeur	0.6850	120	2.28	142	323.76
R	liquide	0.7680	T	4.73	H ₂	4.73 H ₂
Total	-	-	-	68.44	-	323.76 +61.43 H ₁ +4.73 H ₂

Tableau [17]: Bilan de stripping du HSRN

En posant $H_1 = H_2 = H$

L'équilibre du bilan thermique donne :

$$4464.96 = 66.16 H + 323.76$$

d'où :

$$H = 62.59 \text{ kcal / kg}$$

Cette enthalpie correspond à une température de 118 °C , soit 2 °C d'écart par rapport à la température à laquelle le HSRN est soutiré du fond du stripper .

Bilan thermique de la section Kérosène - HSRN :

Entrée						
	état	densité	T (°C)	t/h	Kcal / kg	th / h
$\sum S_2$	vapeur	0.7407	195	140.74	176.5	24840.61
R_2	vapeur	0.7935	195	369.74	172	63595.28
V_2	vapeur	0.7680	195	1.76	173	304.48
$(H_2O)_f$	vapeur	-	195	1.04	475	494
$(H_2O)_4$	vapeur	-	195	0.47	475	223.25
$(H_2O)_3$	vapeur	-	195	1.70	475	807.5
R_1	liquide	0.7647	120	R_1	64.2	$64.2 R_1$
Total	-	-	-	515.45 + R_1	-	90265.12 + $64.2 R_1$

Sortie						
	état	densité	T (°C)	t/h	Kcal / kg	th / h
$\sum S_1$	vapeur	0.7160	120	95.09	140	13312.6
R_1	vapeur	0.7647	120	R_1	135	$135 R_1$
$(H_2O)_f$	vapeur	-	120	1.04	405	421.2
$(H_2O)_4$	vapeur	-	120	0.47	405	190.35
$(H_2O)_3$	vapeur	-	120	1.70	405	688.5
$R_2 + S_2$	liquide	0.7935	195	417.15	112.2	46804.23
Total	-	-	-	515.45 + R_1	-	61416.88 + $135 R_1$

Tableau [18]: Bilan thermique de la section Kérosène - HSRN

-A partir de ce bilan thermique , nous obtenons R_1 :

$$R_1 = 407.46 \text{ t / hr}$$

- La quantité de liquide sur le plateau :

$$L = R_1 + S_1 = 63.71 + 407.46 = 471.17 \text{ t / hr}$$

- Le débit de vapeur traversant le plateau :

$$V = \sum S_1 + R_1 = 95.09 + 407.46 = 502.55 \text{ t / hr}$$

Contrôle de la température de soutirage :

- Les incondensables : gaz + Vapeur d'eau

$$n_1 = 203.44 + [(1.04 + 0.47 + 1.70) 10^3 / 18]$$

soit:

$$n_1 = 381.72 \text{ kmole / hr}$$

- Naphta lourd (HSRN) :

$$n_{\text{KERO}} = (S_1 + R_1) / M_w = 471.17 \cdot 10^3 / 125 = 3769.36 \text{ kmole / h}$$

- La pression totale :

Nous considérons que le soutirage du HSRN s'effectue 4 plateaux plus haut que celui du Kérosène , nous avons donc :

$$P_1 = 752 - (4 * 8) = 720 \text{ mg} = 0.947 \text{ atm}$$

- La pression partielle du HSRN :

$$P_{\text{HSRN}} = [3769.36 / (3769.36 + 381.71)] * 0.947 = 0.860 \text{ atm}$$

- La courbe TBP et Flash sous 0.860 atm du HSRN :

% distillé	10	20	30	40	50	60	70	80	90
T _{TBP} (°C)	97	107	116	128	135	143	151	162	169
T _F (°C)	117	119	121	125	127	129	131	134	136

Tableau [19]: Courbe TBP et flash sous 0.860 atm du HSRN

Le point initial (% vaporisé nul) correspond à une température de 118 °C (figure [28]) , on voit que l'écart entre cette dernière et la température prise par hypothèse est de 2 °C . Le choix est donc justifié .

g- Tête de colonne :

- Température d'hypothèse de tête : 65 °C

- Température du reflux externe :

- L'étude de l'impact du pumparound (représenté en pointillé sur le schéma figure [27]) sur le bilan se fera ultérieurement .

- Le reflux R₀ est considéré comme étant essentiellement composé de LSRN :

soit:

$$d (R_0) = d (\text{LSRN}) = 0.6850$$

et :

$$d (R_{\text{EX}}) = d(\text{LSRN}) = 0.6850$$

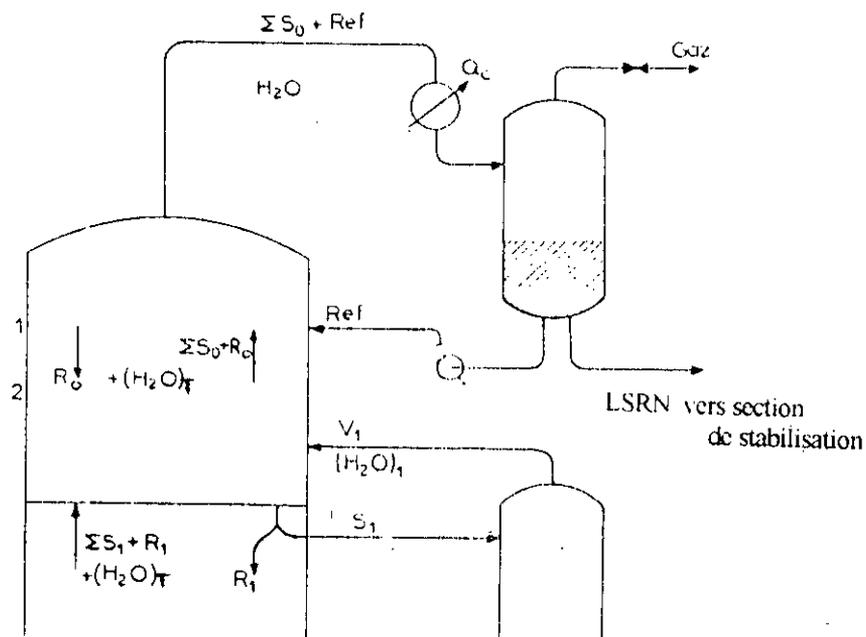


figure [27] - Circulation des produits au sommet de colonne

Bilan thermique du sommet de la colonne (au-dessous du premier plateau) :

Entrée

	état	densité	T (°C)	t/h	Kcal / kg	th / h
ΣS_1	vapeur	0.7160	120	95.09	140	13312.60
R_1	vapeur	0.7647	120	407.46	135	55007.10
$(H_2O)_T$	vapeur	-	120	3.21	405	1300.76
V_1	vapeur	0.6850	120	2.28	142	323.76
R_0	liquide	0.6850	65	R_0	33	$33 R_0$
Total	-	-	-	$493.89 + R_0$	-	$69943.51 + 33 R_0$

Sortie

	état	densité	T (°C)	t/h	Kcal / kg	th / h
$\sum S_0$	vapeur	0.6373	65	33.66	122	4106.52
R_0	vapeur	0.6850	65	R_0	116	116 R_0
$(H_2O)_T$	vapeur	-	65	3.21	340	1091.40
$R_1 + S_1$	liquide	0.7647	120	471.17	64.2	0249.11
Total	-	-	-	493.89 + R_0	-	35447.03 + 116 R_0

Tableau [20]: Bilan thermique du sommet de la colonne

-A partir de ce bilan thermique :

$$69943.51 + 33 R_0 = 35447.03 + 116 R_0$$

d'où:

$$R_0 = 415.62 \text{ t / hr}$$

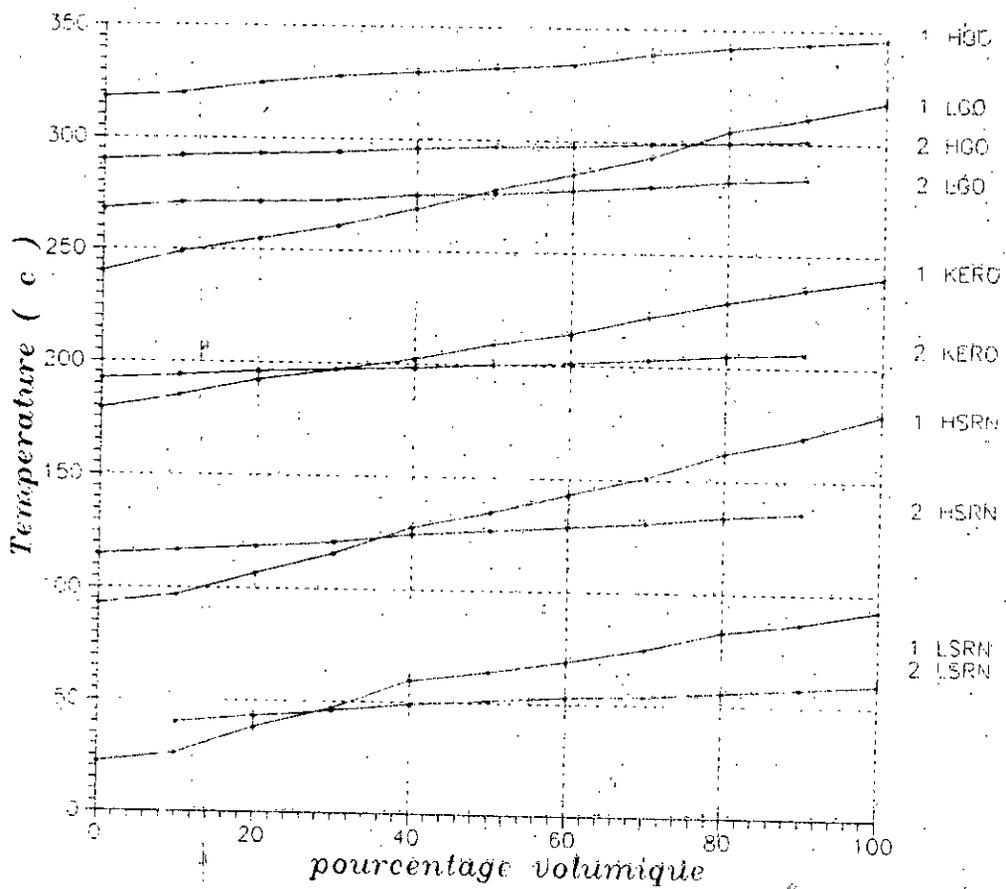


Fig (28): Controle des temperatures de soutirage .
 1 Courbe TBP
 2 Courbe flash sous la pression de la zone

Contrôle de la température de soutirage :

- Les incondensables : Vapeur d'eau

$$n_I = 3.21 \cdot 10^3 / 18$$

soit:

$$n_I = 178.33 \text{ kmole / hr}$$

- Hydrocarbure :

$$n_H = \sum S_0 + R_{EX} / Mw = 385.66 \cdot 10^3 / 89 = 4333.26 \text{ kmole / h}$$

- La pression totale :

Nous considérons que le soutirage au sommet de la colonne s'effectue 10 plateaux plus haut que celui du LSRN, nous avons donc :

$$P_t = 720 - (10 \cdot 8) = 640 \text{ mmHg} = 0.842 \text{ atm}$$

- La pression partielle des hydrocarbures :

$$P_H = [4333.26 / (4333.26 + 178.33)] \cdot 0.842 = 0.809 \text{ atm}$$

- **La courbe TBP et Flash sous 0.809 atm du soutirage du sommet de la colonne:**

% distillé	10	20	30	40	50	60	70	80	90
T _{TBP} (°C)	26	38	47	60	64	69	75	83	87
T _F (°C)	40	43	46	49	51	53	54	56	58

Tableau [21]: Courbe TBP et flash sous 0.809 atm du soutirage au sommet de la colonne

Au sommet de la colonne, le soutirage de LSRN se fait à son point de rosée (figure [28]) . La température lue correspondante, sur la courbe Flash sous 0.809 atm (pour un % vaporisé de 100) est de 60°C, soit un écart de 5 °C par rapport à la température d'hypothèse .

h- Bilan sur le condenseur :

Les vapeurs arrivant sur le condenseur contiennent : le reflux R_{EX}, du naphta léger, des gaz incondensables est de la vapeur d'eau (figure [29]) , dans les proportions indiquées par les bilans de matière établis précédemment :

$$R_{EX} = 352 \text{ t / hr}$$

$$\text{LSRN} = 21.25 \text{ t / hr}$$

$$\text{gaz} = 12.41 \text{ t / hr}$$

$$(\text{H}_2\text{O})_v = 3.21 \text{ t / hr}$$

Le bilan de matière du condenseur de tête s'écrit alors :

$$Q_C = (R_{EX} + LSRN) (H_{65}^V - H_{38}^L) + \text{gaz} (H_{65}^V - H_{38}^L) + \text{eau} (H_{65}^V - H_{38}^L)$$

soit:

$$Q_C = (352 + 21.25) (116 - 18) + 12.41 (128 - 114) + 3.21 (340 - 40)$$

$$Q_C = 37715.24 \text{ th / hr}$$

Nous résumons les résultats obtenus de tous les bilans de matière dans le tableau suivant :

Soutirage	Pression totale	Pression partielle	température d'hypothèse (°C)	température lues sur les courbes °C	Ecart (°C)
HGO	1.23	0.420	292	290	2
LGO	1.17	0.59	265	268	3
KERO	1.011	0.798	195	192	3
HSRN	0.947	0.860	120	118	2
LSRN	0.842	0.809	65	60	5
BRA	-	0.600	320	315	5

Tableau [22]: Tableau récapitulatif

Nous remarquons que l'écart moyen entre les températures d'hypothèse et celles lues sur les courbes Flash, est d' environ 3 °C , nous pouvons conclure donc que notre choix est correct .

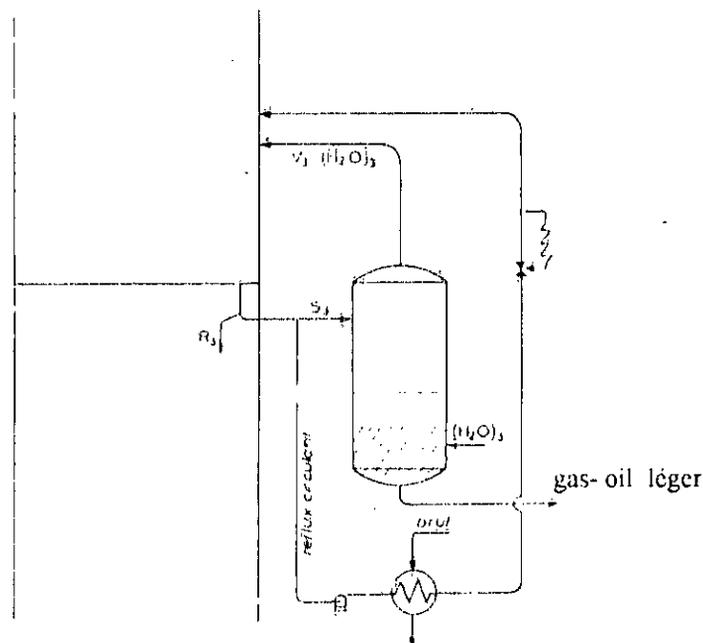
II-4- Effet du pumparound (reflux intermédiaire et reflux circulant) :

Lors de l'étude théorique, nous avons mentionné les avantages que présente l'utilisation du reflux pumparound. Dans ce qui suit, nous allons essayer de montrer l'impact de ce type de reflux sur la qualité de fractionnement, la distribution des phases liquide et vapeur le long de la colonne ainsi que sur les dimensions de celle-ci.

La colonne de distillation de l'unité d'ARZEW possède deux circuits de reflux pumparound : inférieur et supérieur.

a - Pumparound inférieur :

Ce reflux est prélevé sur le plateau de soutirage du LGO à la même température que celui-ci (265 °C), refroidi dans un échangeur de chaleur puis réintroduit 3 plateaux plus haut à une température de 175 °C . Figure [29]



figure[29] Schéma de fonctionnement du reflux circulant entre gas-oil et kérosène

Admettons que ce reflux constitue 65 % de la quantité de liquide se trouvant sur le plateau de soutirage, la capacité thermique de ce reflux est alors :

$$R = 0.65 \cdot 226.17$$

$$Q = R \cdot \Delta H = R (H_{265}^L - H_{175}^L) \quad (\text{avec } d(R) = d(S_3) = 0.8328)$$

soit :

$$Q = 0.65 \cdot 226.17 \cdot (154.2 - 90) = 9438.07 \text{ th / hr}$$

Au dessus du plateau de soutirage du reflux, les débits liquide et vapeur se trouvent réduits dans une proportion correspondant à cette quantité de chaleur Q , les nouveaux débits deviennent alors :

- Sommet de colonne :

$$\text{Reflux de tête : } R_{EX} = 352 - [9438.07 / (116 - 18)] = 255.70 \text{ t / hr}$$

$$\text{Vapeur de tête : } \sum S_0 + R_{EX} = 33.66 + 255.70 = 289.35 \text{ t / hr}$$

- Deuxième plateau :

$$\text{Reflux interne chaud : } R_0 = 415 - [9438.07 / (116 - 33)] = 301.91 \text{ t / hr}$$

$$\text{Vapeur : } \sum S_0 + R_0 = 33.66 + 301.90 = 335.56 \text{ t / hr}$$

- Naphta lourd (HSRN) :

$$\text{Liquide } (S_1 + R_1) = 471.17 - [9438.07 / (135 - 64.2)] = 337.86 \text{ t / hr}$$

$$\text{Reflux interne : } R_1 = 407.46 - [9438.07 / (135 - 64.2)] = 274.15 \text{ t / hr}$$

$$\text{Vapeur : } \sum S_1 + R_1 = 95.09 + 274.15 = 369.24 \text{ t / hr}$$

- Kérosène :

$$\text{Liquide } (S_2 + R_2) = 417.15 - [9438.07 / (172 - 112.2)] = 259.32 \text{ t / hr}$$

$$\text{Reflux interne : } R_2 = 369.74 - [9438.07 / (172 - 112.2)] = 211.91 \text{ t / hr}$$

$$\text{Vapeur : } \sum S_2 + R_2 = 140.74 + 211.91 = 352.65 \text{ t / hr}$$

- Gas-oil lourd (LGO) :

$$\text{Liquide } (S_3 + R_3) = 226.17 - [9438.07 / (214 - 154.5)] = 67.55 \text{ t / hr}$$

$$\text{Reflux interne : } R_3 = 166.17 - [9438.07 / (214 - 154.5)] = 7.6 \text{ t / hr}$$

$$\text{Vapeur : } \sum S_3 + R_3 = 197.41 + 7.6 = 205 \text{ t / hr}$$

b - Pumpharound supérieur :

Ce reflux de tête est aspiré , par une pompe, du plateau accumulateur situé entre la plateau n° 3 et 4 à une température de 92 °C . Il est refoulé à travers des échangeurs de charge et réinjecté en tête de colonne au niveau du premier plateau à une température de 44 °C . Ce reflux est essentiellement constitué de LSRN .

soit:

$$R = 68 \text{ t / hr} \quad (\text{avec } d(R) = d(\text{LSRN}) = 0.6850)$$

La capacité thermique de ce reflux :

$$Q = R \cdot \Delta H = R (H_{92}^L - H_{44}^L) = 68 * (50 - 23) = 1836 \text{ th / hr}$$

La nouvelle distribution des débits :

- Sommet de colonne :

$$\text{Reflux de tête : } R_{EX} = 255.70 - [1836 / (116 - 18)] = 237 \text{ t / hr}$$

$$\text{Vapeur de tête : } \sum S_0 + R_{EX} = 33.66 + 237 = 270.66 \text{ t / hr}$$

- Deuxième plateau :

$$\text{Reflux interne chaud : } R_0 = 301.9 - [1836 / (116 - 33)] = 279.80 \text{ t / hr}$$

$$\text{Vapeur : } \sum S_0 + R_0 = 33.66 + 279.80 = 313.44 \text{ t / hr}$$

Nous résumons les différents résultats de calcul pour les débits liquide et vapeur le long de la colonne, pour un schéma sans reflux circulant, avec reflux inférieur et enfin avec reflux supérieur.

1- Débits liquide le long de la colonne :

	température (°C)	Densité	Sans reflux circulant t/hr	Avec reflux inférieur t/hr	Avec reflux supérieur t/hr
R_{EX}	38	0.6850	352	255.7	237
R_0	65	0.6850	415.62	301.90	279.8
$S_1 + R_1$	120	0.7647	471.17	337.86	337.86
R_1	120	0.7647	407.46	274.15	274.15
$S_2 + R_2$	195	0.7935	417.15	259.32	259.32
R_2	195	0.7935	369.74	211.91	211.91
$S_3 + R_3$	265	0.8328	226.17	67.55	67.55
R_3	265	0.8328	116.17	7.6	7.6
$S_4 + R_4$	292	0.8535	172.71	172.71	172.71
R_4	292	0.8535	155.57	155.57	155.57
R_{ZE}	320	0.8800	45.25	45.25	45.25
BRI	320	0.8940	69.87	69.87	69.87
BRA	315	0.8986	102.31	102.31	102.31

Tableau [23]: Débits liquides le long de la colonne

2- Débits vapeur le long de la colonne :

	Sans reflux circulant t/hr	Avec reflux inférieur t / hr	Avec reflux supérieur t/hr
$\sum S_0 + R_{EX} + (H_2O)_T$	388.87	292.56	273.87
$\sum S_0 + R_0 + (H_2O)_T$	452.49	338.77	316.65
$\sum S_1 + R_1 + (H_2O)_T$	505.76	372.45	372.45
$\sum S_2 + R_2 + (H_2O)_T$	513.69	355.86	355.86
$\sum S_3 + R_3 + (H_2O)_{f-4}$	365.09	206.51	206.51
$\sum S_4 + R_4 + (H_2O)_f$	370.19	370.19	370.19
$V_I + V_f + (H_2O)_f$	259.85	259.85	259.85
$V_f + (H_2O)_f$	13.86	13.86	13.86

Tableau [24]: Débits vapeur le long de la colonne

II-5- Qualité de fractionnement :

Nous allons étudier, la qualité de fractionnement dans les cas d'un schéma sans reflux circulant et avec reflux.

Nous obtenons alors le tableau suivant :

	HGO - LGO	LGO - KERO	KERO - HSRN	HSRN - LSRN
Nombre de plateaux (n)	6	17	4	10
Reflux interne R_i (m^3 / hr)	199.53	465.96	532.84	606.74
Somme des soutirages $\sum S_i$ (m^3 / hr)	257.88	190.01	132.81	52.82
Taux de reflux $R_f = R_i / \sum S_i$	0.77	2.45	4.01	11.48
$F = n * R_f$	4.62	41.65	16.04	114.8
Point 50% TBP de S_{i-1} (°C)	329	274	206	132
Point 50% TBP de $\sum S_i$ (°C)	160	139	98	30
Différence des points 50 %	169	135	108	102
Décalage (°C)	+ 5	+ 28	+ 14	+ 33
- 3 °C	+2	+ 25	+ 11	+30
	Gap	Gap	Gap	Gap

Tableau [26]: Qualité de fractionnement entre les différentes fractions

A noter que le décalage est lu sur les deux abaques (figure [30]).

Remarque :

Nous avons retranché 3 °C du décalage (°C) du fait que nous avons pris le point 50% sur les courbes TBP au lieu de les avoir pris les courbes ASTM.

Nous remarquons que dans le cas où il n'y a pas de reflux circulant, nous obtenons une très bonne séparation entre les coupés LGO et Kérozène ainsi que les coupés HSRN et LSRN. Cependant, nous voyons que les autres séparations (HGO -LGO et Kérozène - HSRN) sont également bonnes.

b - Avec les reflux circulants.:

1-Calcul des débits volumiques des reflux internes :

Reflux	Débit massique (t / hr)	densité	Débit volumique (m^3 / hr)
R_0	279.80	0.6850	408.47
R_1	274.15	0.7647	358.51
R_2	211.91	0.7935	267.06
R_3	7.6	0.8232	9.13

Tableau [27] : Calcul des débits volumiques des reflux internes

b- Qualité de fractionnement :

	HGO - LGO	LGO - KERO	KERO - HSRN	HSRN - LSRN
Nombre de plateaux (n)	6	17	4	10
Reflux interne R_i (m ³ / hr)	7.6	211.91	274.15	279.80
Somme des soutirages $\sum S_i$ (m ³ / hr)	257.88	190.01	132.81	52.82
Taux de reflux $R_f = R_i / \sum S_i$	0.03	1.12	2.06	5.30
$F = n * R_f$	0.18	19.04	8.24	53
Point 50% TBP de S_{i-1} (°C)	329	274	206	132
Point 50% TBP de $\sum S_i$ (°C)	160	139	98	30
Différence des points 50 %	169	135	108	102
Décalage (°C)	- 2	+ 23	+ 5	+ 32
- 3 °C	- 5 overlap	+ 22 Gap	+2 Gap	+29 Gap

Tableau [28] : Qualité de fractionnement entre les différentes fractions

Remarque :

Nous remarquons, d'après les résultats obtenus dans ces deux tableaux, que l'introduction des reflux intermédiaires abaisse la qualité de fractionnement qui reste tout de même acceptable dans notre cas .

L'overlap obtenue pour la séparation HGO-LGO indique qu'il n'est pas important que le fractionnement soit total et que dans ce cas, une partie du LGO subsiste dans la coupe HGO soutiré . Ce décalage négatif est obtenu , comme effet de l'importance de la quantité soutiré comme reflux intermédiaire . Le reste du fractionnement présentant des gaps positifs, est acceptable .

BILAN THERMIQUE DE LA COLONNE DE DISTILLATION :

Entrée :

	Débit (t / hr)	Q chaleur (th / hr)
BRI	68.87	13484.9
VI	245.99	62481.46
(H ₂ O) _f	1.04	561.06
(H ₂ O) _s	0.47	253.80
(H ₂ O) _s	1.70	918
		77699.22

Sortie :

	Débit (t / hr)	Q chaleur (th / hr
BRA	102.81	18620.42
HGO	16.17	2700.40
LGO	56.67	8557.17
KERO	45.65	5158.45
HSRN	61.43	3870.09
LSRN	21.25	382.5
GAZ	12.41	1414.74
(H ₂ O) _r	3.21	128.4
Qc	-	37715.24
		78547.41

Tableau [29]:Bilan thermique de la colonne

Les pertes en terme de quantité de chaleur, sont égales à :

$$78547.41 - 77699.22 = 848.19$$

correspondant à :

$$848.19 / 78547.41 = 0.0108 = 1.08 \% \text{ de la quantité de chaleur totale.}$$

II-6- Dimensions de la colonne :

1- Détermination du diamètre de la colonne :

La colonne comporte deux diamètres , l'un pour la rectification et l'autre pour l'épuisement .

a- Section de rectification :

Le tableau suivant résume les débits de vapeur et liquide obtenus à partir des bilans de matière au niveau de chaque section :

Soutirage	débit de vapeur Q_{mv} (t / hr)	débit de liquide Q_{ml} (t / h)
TETE DE COLONNE	273.87	237
HGO	370.19	172.71
LGO	206.51	67.55
KEROZENE	355.86	259.32
HSRN	372.45	337.86

Tableau [30]: Débits de vapeur et liquide le long de la colonne

Le diamètre de la zone de rectification sera fixé par le débit de vapeur maximal . Nous voyons que la plateau de soutirage de HSRN paraît le plus chargé .

- La masse volumique de la phase vapeur (considérée comme un gaz parfait) à la température opératoire est calculée à partir de la relation :

$$\rho_v = P \cdot M_w / RT \quad (17)$$

avec :

M_w est le poids moléculaire total de la phase vapeur déterminé par bouclage du bilan suivant :

	Débit (T/hr)	M_w	Kmole/ hr
$\sum S_i$	95.09	104	914.33
R_i	274.15	125	2193.20
$(H_2O)_T$	3.21	18	178.33
Total	372.45	113.3	3285.86

Tableau [31]: Poids moléculaire de la phase vapeur de la section de rectification

d'où :

$$\rho_v = 0.947 * 113.3 / [0.082 * (120 + 273)] = 3.33 \text{ kg / m}^3$$

- La densité de la phase liquide à 120 °C , se détermine, connaissant sa densité à 15 °C, à partir de l'abaque [1]

Pour :

$$d_4^{15} = 0.7645$$

$$T = 120 \text{ °C}$$

Nous lisons :

$$d^{120} = 0.678 \text{ g / m}^3$$

- Calcul des débits volumiques :

$$Q_v = Q_{mv} / \rho_v = 372.45 \cdot 10^3 / 3.33 = 111846.85 \text{ m}^3 / \text{hr}$$

$$Q_L = Q_{ml} / d^{120} = 337.86 \cdot 10^3 / 678 = 498.32 \text{ m}^3 / \text{hr}$$

soit :

$$Q_v = 31068569 \text{ cm}^3 / \text{s}$$

$$Q_L = 138422 \text{ cm}^3 / \text{s}$$

Le diamètre de la section de rectification est donné par la relation suivante :

$$D_{cint} = \sqrt{\frac{4}{\pi} * \frac{Q_v}{C \sqrt{d_v(d_L - d_v)}}} \quad (18)$$

avec:

Q_v : Débit de vapeur massique maximum (du plateau le plus chargé) .

d_v , d_L : sont les densités respectives des phases vapeur et liquide (kg / m^3) .

C : est une constante obtenue par lecture sur abaque [1] .

Sachant que la tension superficielle des essences de topping est de l'ordre de 20 dyne / cm et que l'espace entre plateaux est pris à 90 cm , la lecture de C donne :

$$C = 240$$

d'où :

$$D_{cint} = \sqrt{\frac{4}{3.14} * \frac{372450}{240 \sqrt{3.33(678 - 3.33)}}} = 6.458 \text{ m} \approx 6.5 \text{ m}$$

soit :

$$D_{cint} = 6500 \text{ mm}$$

Nous proposons dans ce cas d'utiliser des plateaux à calottes qui sont les plus répandus et les plus disponibles dans l'industrie du pétrole

Remarque :

Pour un circuit sans reflux intermédiaire nous refaisons les mêmes calculs avec les débits correspondants et nous obtenons alors un diamètre interne de la section de rectification de 7526 mm, soit une différence de 1.06 m avec celui calculé pour un circuit avec reflux intermédiaire. Nous pouvons donc voir l'impact du pumparound sur le diamètre de la colonne.

b - Section d'épuisement :

Pour la section d'épuisement, le diamètre est fixé par le débit de vapeur minimal. Le plateau le moins chargé se trouve au fond de la colonne.

- Débit de vapeur : $Q_{mV} = V_f + (H_2O)_f = 13.78 \text{ t/h}$

- Débit de liquide : $Q_{mL} = BRI + R_{ZE} = 115.12 \text{ t/h}$

- La masse volumique de la phase vapeur (considérée comme un gaz parfait) à la température opératoire est calculée à partir de la relation :

$$\rho_V = P \cdot M_w / RT$$

avec :

M_w est le poids moléculaire total de la phase vapeur déterminé par bouclage du bilan suivant :

	Débit (T/hr)	Mw	Kmole/hr
V_f	12.82	255	50.27
$(H_2O)_f$	1.04	18	57.78
Total	13.86	128	108.06

Tableau [32]: Poids moléculaire de la phase vapeur de la section d'épuisement

d'où :

$$\rho_V = 1.316 \cdot 128 / (0.082 \cdot 593) = 3.45 \text{ kg/m}^3$$

- La densité de la phase liquide à la température du fond de la colonne ($T = 320^\circ\text{C}$), se détermine, connaissant sa densité à 15°C , à partir de l'abaque [1]

Pour :

$$d_4^{15} = 0.8856$$

$$T = 320^\circ\text{C}$$

Nous lisons :

$$d^{320} = 0.688 \text{ g/m}^3$$

- Calcul des débits volumiques :

$$Q_V = Q_{mV} / \rho_V = 13.86 \cdot 10^3 / 3.45 = 4018 \text{ m}^3 / \text{hr}$$

$$Q_L = Q_{mL} / d^{320} = 115.12 \cdot 10^3 / 688 = 167.33 \text{ m}^3 / \text{hr}$$

soit :

$$Q_V = 1116111 \text{ cm}^3 / \text{s}$$

$$Q_L = 46479 \text{ cm}^3 / \text{s}$$

Pour la section d'épuisement, on choisit en général :

$$D_{\text{fond}} = D_c / 2 = 6458 / 2$$

$$D_{\text{fond}} = 3220 \text{ mm}$$

c - Choix des calottes :

D'après la littérature [1] nous pouvons choisir pour le diamètre D_{fond} , des calottes à fente trapézoïdale et de diamètre de 10 cm. Nous avons alors les spécifications suivantes :

Calotte à fente trapézoïdale :

- Diamètre externe : $d_{\text{EX}} = 10.40 \text{ cm}$
- Diamètre interne : $d_{\text{INT}} = 9.84 \text{ cm}$
- Hauteur totale : 7.62 cm
- Nombre de fentes : 26

Largeur des fentes :

- Base $C_b = 0.84 \text{ cm}$
- Sommet $C_s = 0.42 \text{ cm}$
- Hauteur des fentes : 3.18 cm
- Hauteur anneau de base : 0.65 cm

Cheminée :

- Diamètre extérieur : 0.90 cm
- Diamètre intérieur : 6.35 cm
- Hauteur standard :

$$j = 1.25$$

$$H_{\text{st}} = 6.35 \text{ cm}$$

$$j = 2.50$$

$$H_{\text{st}} = 7.60 \text{ cm}$$

$$j = 3.75$$

$$H_{\text{st}} = 8.85 \text{ cm}$$

Aires :

- Cheminée $a_c : 31.60 \text{ cm}^2$
- Annulaire $a_a : 38.40 \text{ cm}^2$
- Fente $a_f : 52.40 \text{ cm}^2$
- Calotte $a_c : 84.40 \text{ cm}^2$

d- Surface minimale des fentes :

La surface minimale des fentes se calcule suivant la relation suivante :

$$A_f = \frac{Q_v}{Z \sqrt{H_f (\rho L - \rho V)}} \rho V \quad (19)$$

avec :

A_f : Surface des fentes (cm²)

Q_v : débit volumique de vapeur (cm³ / s)

H_f : hauteur des fentes (cm)

Z : coefficient de forme = $f (C_s / C_b)$, déterminé à partir de l'abaque [1]

Pour : $C_s = 0.42$

$C_b = 0.84$

nous obtenons $Z = 14$

soit :

$$A_f = \frac{1116111}{14 \sqrt{\frac{3.18(688 - 3.45)}{3.45}}} = 3174 \text{ cm}^2$$

e - Surface allouée aux calottes :

La disposition la moins serrée correspond à $\gamma = 0.5$ [1].

Pour un diamètre de calotte de 10 cm , nous avons :

$$\text{Surface des fentes } A_f / \text{Surface allouée aux calottes} = 0.25$$

soit :

$$\text{Surface allouée aux calottes} : A_f / 0.25 = 3174 / 0.25 = 12696 \text{ cm}^2$$

f - Réestimation du diamètre :

Si nous estimons que l'aire allouée aux calottes représente 60 % de l'aire totale du plateau « A », nous obtenons :

$$A (\text{ plateau }) = A_f / 0.6 = 12696 / 0.60 = 21160 \text{ cm}^2$$

$$A_p = \frac{\pi D^2}{4} \Rightarrow D = \sqrt{\frac{4 A_p}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 * 21160}{\pi}} = 1654 \text{ mm} \quad (20)$$

Sachant que « D » représente en fait , le diamètre minimal que doit avoir la section d'épuisement .

Nous avons donc :

$$D / D_{\text{min}} = 3220 / 1645 = 1.9$$

Le diamètre du fond de tour est donc 1.9 fois supérieur au diamètre minimal .
Le diamètre de tête est pris égal au diamètre de la section de rectification,
soit:

$$D \text{ tête} = 6458 \text{ mm} .$$

g-Hauteur de la colonne :

H représente la hauteur totale de la colonne : *figure [31]*

Soit :

- h_3 : hauteur de la zone de soutirage du HSRN .
- h_5 : hauteur de la zone de soutirage du KÉROSENE .
- h_7 : hauteur de la zone de soutirage du LGO .
- h_9 : hauteur de la zone de soutirage du HGO .
- h_2 : hauteur entre le plateau 10 et le plateau 1 .
- h_4 : hauteur entre le plateau 14 et le plateau 11 .
- h_6 : hauteur entre le plateau 30 et le plateau 15 .
- h_8 : hauteur entre le plateau 36 et le plateau 31 .
- h_{10} : hauteur entre le plateau 44 et le plateau 37 .
- h_{11} : hauteur de la zone d'alimentation
- h_{12} : hauteur de la zone d'épuisement

- L'espacement entre les plateaux est pris égal à 900 mm , sauf pour la section KÉROSENE - HSRN où il est pris égal à 610 mm .

- Les hauteurs normalisées sont :

$$\begin{aligned} h_1 &= 900 \text{ mm} \\ h_3, h_5, h_7, h_9 &= 1500 \text{ mm} \\ h_{11} &= 3700 \text{ mm} \\ h_{13} &= 1320 \text{ mm} \end{aligned}$$

$$- h_0 = D \text{ tête} / 3 = 6458 / 3 = 2152 \text{ mm}$$

- En tenant compte des espacements entre les plateaux , nous obtenons :

$$\begin{aligned} h_2 &= 9 * 900 = 8100 \text{ mm} \\ h_4 &= 3 * 900 = 2700 \text{ mm} \\ h_6 &= 15 * 610 = 9150 \text{ mm} \\ h_8 &= 5 * 900 = 4500 \text{ mm} \\ h_{10} &= 7 * 900 = 6300 \text{ mm} \\ h_{12} &= 3 * 900 = 2700 \text{ mm} \\ h_{14} &= 105 \text{ mm au minimum} \end{aligned}$$

- La hauteur globale de la colonne est :

$$H = \sum h_i \tag{21}$$

d'où :

$$H = 47627 \text{ mm} = 47.627 \text{ m}$$

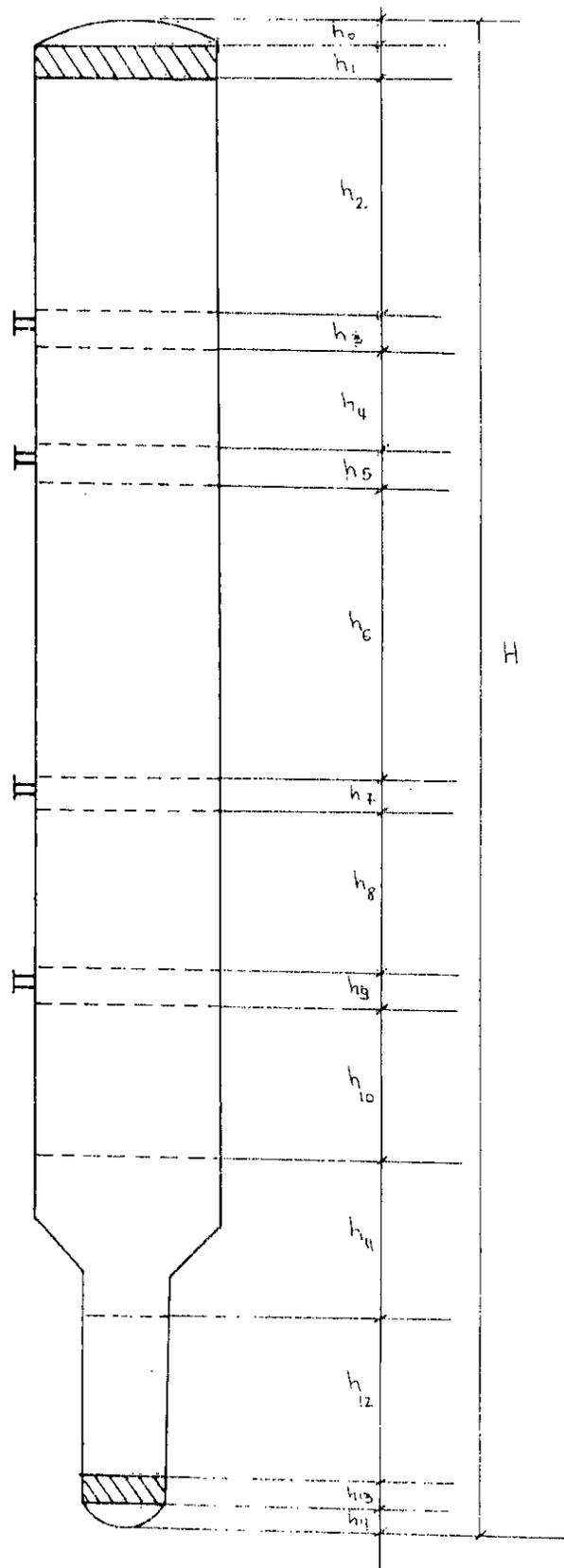


Fig [31]: DETERMINATION DE LA HAUTEUR DE LA COLONNE

Remarque :

Nous remarquons que les valeurs obtenues à partir de notre calcul de la colonne de distillation se rapprochent des caractéristiques de l'unité de distillation d'ARZEW, puisque les valeurs données par le constructeur sont :

$$H = 4580 \text{ mm}$$

$$D = 5800 \text{ mm}$$

soit une moyenne d'erreurs n'excédant pas de 10%.

**RECUPERATION DE LA
CHALEUR : CALCUL
DES ECHANGEURS ET
DE LA PUISSANCE DU
FOUR**

CALCUL DES ECHANGEURS DE CHALEUR

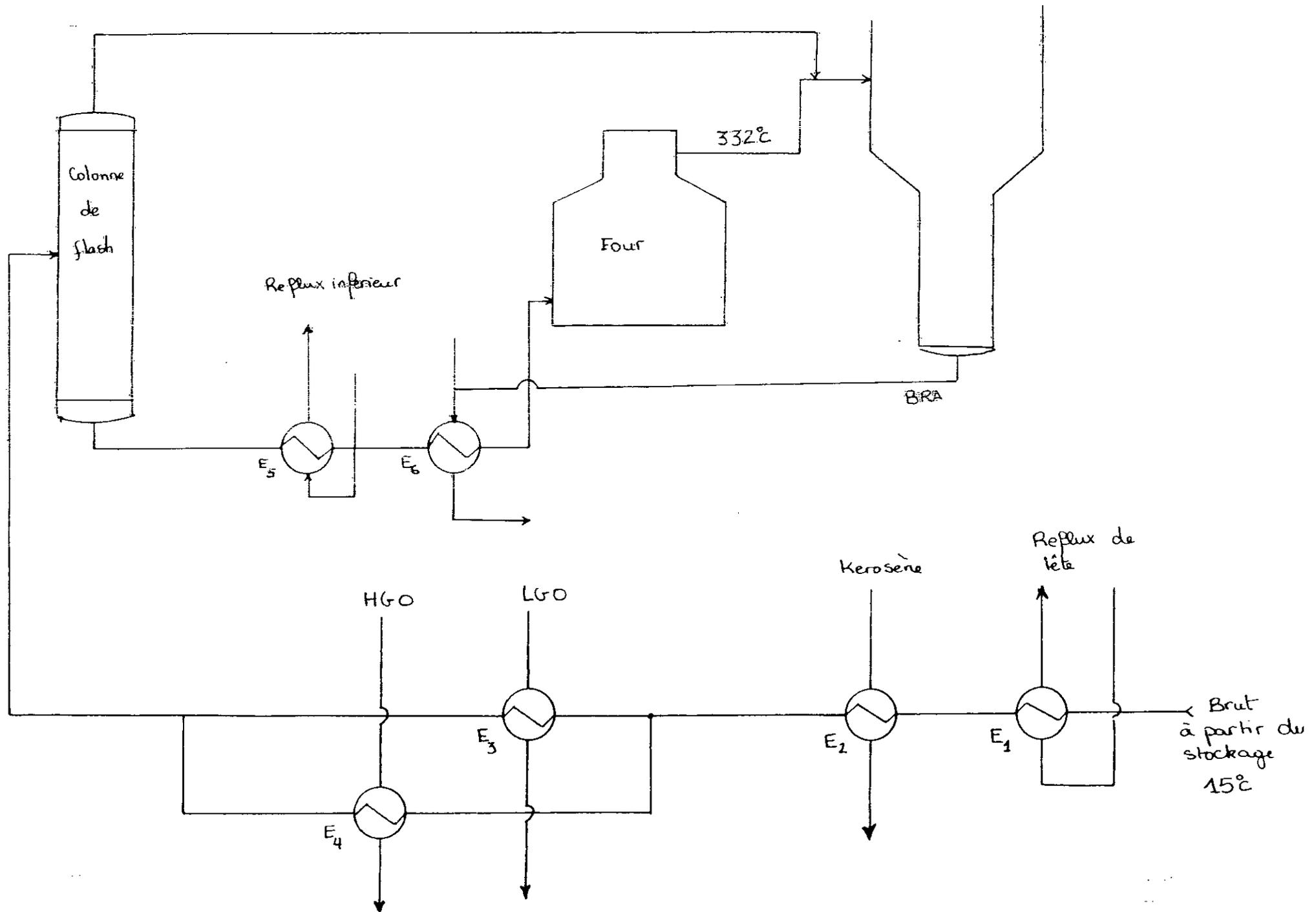
I-Préambule :

L'unité de distillation d'ARZEW, nécessite des quantités importantes d'énergie calorifique pour obtenir le gradient de température qui permettra le fractionnement du pétrole brut .

Le cycle thermique de l'unité consiste à porter l'alimentation à haute température à une température suffisamment basse pour permettre de les envoyer au stockage .

L'équipement de récupération est constitué d'une multitude d'appareils d'échange de chaleur . *figure [32]*

FIG [32]: CIRCUIT DE PRECHAUFFAGE DU BRUT



II- Dimensionnement des échangeurs de chaleur :

Pour le dimensionnement des échangeurs de chaleur, nous avons utilisé la méthode de KERN [5]. Celle-ci est recommandée lorsqu'il est question d'échangeurs de type faisceau-calandre.

La méthode de KERN nécessite les étapes suivantes :

II-1- Bilan thermique :

La quantité de chaleur Q perdue par le fluide chaud (1) est égale à celle gagnée par le fluide froid (2).

Soit :

$$Q = M_1 (h_1 - h_2) = M_2 (h'_1 - h'_2) \quad (22)$$

avec :

M_1, M_2 : Débits massiques des fluides chaud et froid.

h_1, h_2 : Enthalpie du fluide chaud à T_1 et T_2 .

h'_1, h'_2 : Enthalpie du fluide froid à W_1 et W_2 .

II-2- Calcul de la différence moyenne des températures DTLM :

La différence moyenne des température se calcule par la relation suivante :

$$DTLM = (\Delta t_1 - \Delta t_2) / \ln (\Delta t_1 / \Delta t_2) \quad (23)$$

avec :

$$\Delta t_1 = T_1 - w_2 \quad (24)$$

$$\Delta t_2 = T_2 - w_1 \quad (25)$$

II-3- Détermination du nombre de passes N_c :

Le coefficient «f» qui mesure l'efficacité de l'appareil par rapport au contre-courant, est déterminé à partir des valeurs de :

$$E = (w_2 - w_1) / (T_1 - w_1) \quad (26)$$

$$R = (T_1 - T_2) / (w_2 - w_1) \quad (27)$$

Pour $f \geq 0.75$, on fixe N_c ; le nombre de passes côté calandre.

II-4-Choix de l'appareil :

- Estimation de la surface d'échange :

$$A' = Q / U_s' . F . DTLM \quad (28)$$

avec:

-Choix des dimensions des tubes : la longueur, le diamètre, le pas, l'épaisseur entre chicanes et la disposition des tubes .

Notons que le choix de ces paramètres ne se fait pas aléatoirement . Ils sont généralement présentés sous forme de tableau normalisé .

- L'espace entre chicanes est compris entre $D_c/5$ et D_c .

-Détermination de la surface d'échange :

$$a = \pi \cdot d_0 \cdot L \quad (29)$$

- Estimation du nombre de tubes par calandre :

$$N_t^* = A' / (a \cdot N_c) \quad (30)$$

Lorsque nous déterminons le nombre de tubes par calandre N_t^* , nous choisissons l'appareil dont le N_t se rapproche le plus possible de N_t^* . Pour cela , nous nous référons au tableau proposé par KERN [5] .

II-5-Détermination du coefficient de transfert sale de l'appareil U_s :

$$U_s = (U'_s \cdot N_t^*) / N_t \quad (31)$$

II-6- Températures calorifiques :

$$T_c = T_2 + Fc (T_1 - T_2) \quad (32)$$

$$W_c = w_1 + Fc (w_2 - w_1) \quad (33)$$

avec :

$$Fc = (DTLM - \Delta t_{fr}) / (\Delta t_{ch} - \Delta t_{fr}) \quad (34)$$

$$\Delta t_{fr} = T_2 - w_1 \quad (35)$$

$$\Delta t_{ch} = T_1 - w_2 \quad (36)$$

II-7- Coefficient de transfert propre U_p :

a- Côté faisceau tubulaire :

- Section par passe : $a_t = (N_t \cdot \pi \cdot d_i^2) / (4 \cdot n_t) \quad (37)$

- Vitesse massique : $Gt = M1 / at \quad (38)$

- Caractéristique du fluide à w_c : $(c, d, \lambda, \mu)_1$

c : Chaleur spécifique
 d : Densité
 λ : Conductivité thermique
 μ : viscosité dynamique

- Coefficient de transfert J_h :

$$J_h = (h_i \cdot d_i / \lambda) (c \cdot \mu / \lambda)^{-1/3} \phi_t^{-1} \quad (39)$$

h_i : Coefficient du film interne
 d_i : Diamètre intérieur

- Nombre de Reynolds :

$$Re_t = d_i \cdot G_t / \mu \quad (40)$$

b- Côté calandre :

- Section par passe : $a_{tc} = D_c \cdot (P - d_0) \cdot B / P \quad (41)$

- vitesse massique : $G_{ct} = M_2 / a_{ct} \quad (42)$

-Diamètre équivalent :

-Pour une disposition carrée : $De = [4 \cdot P^2 / \pi \cdot d_0] \cdot d_0 \quad (43)$

-Pour une disposition triangulaire : $De = [3 \cdot 164 \cdot P^2 / \pi \cdot d_0] \cdot d_0 \quad (44)$

- Caractéristiques du fluide à T_c : $(c, d, \lambda, \mu)_2$

-Coefficient de transfert J_h :

$$J_h = (h_0 \cdot D_0 / \lambda') \cdot (c^2 \cdot \mu^2 / \lambda')^{-1/3} \phi_c^{-1} \quad (45)$$

avec :

h_0 : Coefficient du film extérieur

-Nombre de Reynold :

$$Re_c = De \cdot G_{ct} / \mu^2 \quad (46)$$

II-8-Température du tube :

$$T_t = T_c - [(h_{i0} / \phi_t) / (h_0 / \phi_c + h_{i0} / \phi_t)] \quad (47)$$

II-9- Détermination de μ_t à T_t :**a- Côté faisceau tubulaire :**

$$\phi_t = (\mu / \mu_t)^{0.14} \quad (48)$$

et:

$$hi_0 = (hi_0 / \phi_t) \cdot \phi_t \quad (49)$$

b-Côté calandre :

$$\phi_c = (\mu' / \mu_t)^{0.14} \quad (50)$$

et :

$$h_0 = (h_0 / \phi_c) \cdot \phi_c \quad (51)$$

II-10-Coefficient de transfert propre U_p :

$$U_p = (h_0 \cdot hi_0) / (h_0 + hi_0) \quad (52)$$

II-11- Résistance à l'encrassement R_s :

$$R_s = (U_p - U_s) / (U_p \cdot U_s) \quad (53)$$

A comparer avec la resistance permise R_p .**II-12- Pertes de charge :****a- Côté faisceau tubulaire :**

$$\Delta P_t = \frac{nc \cdot nt \cdot Gt^2}{1,271 \cdot 10^{15} \cdot d1} \left[\frac{ft \cdot L}{di \cdot \phi} + 2 \right] \quad (54)$$

avec :

ft : coefficient de friction côté tube .

b- Côté calandre :

$$\Delta P_t = \frac{nc \cdot fct \cdot Gct^2}{1,271 \cdot 10^{15} \cdot d2 \cdot De \cdot \phi_c} [Nc + 1] \cdot Dc \quad (55)$$

avec :

fct : Coefficient de friction côté calandre .

Afin d'éviter toutes ces opérations de calcul pour chaque échangeur (6 échangeurs), nous avons élaboré un programme informatique écrit en fortran (Programme [2]: Annexe], utilisant la méthode de KERN [5] .

III-Considérations générales sur le calcul des échangeurs de chaleur de l'unité de distillation :

La méthode de calcul employée, montre que l'on doit fixer l'emplacement des fluides, soit à l'intérieur des tubes, soit à l'extérieur, ainsi que les caractéristiques géométriques de l'appareil.

La mise en place des fluides à l'intérieur ou à l'extérieur des tubes doit prendre en considération la corrosivité des produits et leur caractère salissant ; c'est pourquoi le fluide circulant à l'intérieur des tubes, dans notre cas, est le pétrole.

Le schéma simplifiée de l'unité de distillation de la raffinerie d'ARZEW montre qu'il existe six échangeurs de chaleurs :

- [E1] : échangeur brut - reflux de tête
- [E2] : échangeur brut - kérosène

Tels que [E1] et [E2] sont en série ; c'est à dire que le débit du pétrole brut est le même à l'entrée des deux échangeurs :

$$Q_{m1} = Q_{m2} = 315.89 \cdot 10^3 \text{ kg/hr}$$

- [E3] : échangeur brut - LGO
- [E4] : échangeur brut - HGO

tels que [E3] et [E4] sont en parallèle ; le pétrole brut se divise alors à l'entrée du circuit des deux échangeurs, dans les proportions suivantes :

- 2/3 passe à travers [E3]
d'où:

$$Q_{m3} = 2 \cdot 315.89 \cdot 10^3 / 3 = 210.593 \cdot 10^3 \text{ kg/hr}$$

- 1/3 passe à travers [E4]
d'où:

$$Q_{m4} = 1 \cdot 315.89 \cdot 10^3 / 3 = 105.297 \cdot 10^3 \text{ kg/hr}$$

- [E5] : échangeur brut - reflux inférieur
- [E6] : échangeur brut -BRA

Tels que [E5] et [E6] sont en série.

Nous supposons que le brut sortant de la colonne flash avec la température de 75°C, a un débit égal à 96 % massique du débit total et que les 4% massique manquant, se dégagent en haut de colonne avec les gaz.

d'où :

$$Q_{m5} = Q_{m6} = 0.96 \cdot 315.89 \cdot 10^3 = 303.254 \cdot 10^3 \text{ kg/hr}$$

Les résultats de calcul des échangeurs de chaleur à partir du programme établi donnent :

ECHANGEUR [E 1] : Brut - Réflux de tête

Longueur du tube l (m) = 6

Diamètre extérieur d_{EXT} (m) = 0.01905

Diamètre intérieur d_{INT} (m) = 0.01483

Pas P (m) = 0.0254

Disposition carrée

Résistance permise R_p ($h.m^2.°C$) = 4.10^{-4}

Côté **TUBE** : brut

Débit massique Q_m (kg/hr) = $315.89 \cdot 10^3$

Densité d_4^{15} = 0.8085

Température d'entrée W_e (°C) = 15

Température de sortie W_s (°C) = 28

Enthalpie d'entrée h_e (kcal/kg) = 6.5427

Enthalpie de sortie h_s (kcal/kg) = 12.4170

Côté **CALANDRE** : reflux de tête

Débit massique Q_m (kg/hr) = $68 \cdot 10^3$

Densité d_4^{15} (LSRN) = 0.6850

Température d'entrée T_e (°C) = 92

Température de sortie T_s (°C) = 44

Enthalpie d'entrée H_e (kcal/kg) = 50.0610

Enthalpie de sortie H_s (kcal/kg) = 22.7723

Quantité de chaleur échangée Q (kcal) = 1855629

Nombre de tubes = 640

Nombre de passes par tube n_T = 2

Nombre de passes par calandre n_C = 1

Diamètre de la calandre d_C (m) = 0.7880

Espacement entre les chicânes BB (m) = 0.1576

Coefficient du transfert sale U_s ($kcal/h.m^2.°C$) = 193.75

Côté **TUBE** : brut

Section par passe Sp_p (m^2) = $5.5246 \cdot 10^{-2}$

Vitesse massique G_{mT} ($kg/h.m^2$) = 5717864

Température calorifique W_c ($^{\circ}C$) = 20.67

Caratéristiques du fluide à W_c :

- Chaleur spécifique c_1 ($kcal/kg.^{\circ}C$) = 0.44911

- Densité d_1 = 0.8080

- Conductivité thermique λ_1 ($kcal/h.m.^{\circ}C$) =
0.1179323

- Viscosité μ_1 ($kg/h.m$) = 4.857179

Nombre de reynolds Re_T = 1745

Côté **CALANDRE** : reflux de tête

Section par passe Sp_c (m^2) = $3.1047 \cdot 10^{-2}$

Vitesse massique G_{mC} ($kg/h.m^2$) = 2190214

Diamètre équivalent d_c (m) = $2.4092 \cdot 10^{-2}$

Température calorifique T_c ($^{\circ}C$) = 64.87

Caratéristiques du fluide à T_c :

- Chaleur spécifique c_2 ($kcal/kg.^{\circ}C$) = 0.56051

- Densité d_2 = 0.6513

- Conductivité thermique λ_2 ($kcal/h.m.^{\circ}C$) =
0.113513

- Viscosité μ_2 ($kg/h.m$) = 0.48885

Nombre de reynolds Re_C = 107942

Température du tube T_T ($^{\circ}C$) = 44.12

Côté **TUBE** : brut

Viscosité du fluide à la température du tube
 μ_{1T} ($kg/h.m.$) = 3.15366

Côté **CALANDRE** : reflux de tête

Viscosité du fluide à la température du tube
 μ_{2T} ($kg/h.m.$) = 0.5455515

Coefficient du transfert propre U_p ($kcal/h.m^2.^{\circ}C$) = 616.6977

Résistance d'encrassement R_e ($h.m^2.^{\circ}C / kcal$) = $3.53975 \cdot 10^{-3}$

Test : Le transfert est bon jusqu'à l'encrassement .

Côté **TUBE** : brut

Coefficient de friction f_T = $1.3777 \cdot 10^{-2}$

Perte de charge ΔP_T (kg/cm^2) = 0.46114

Côté **CALANDRE** : reflux de tête

Coefficient de friction f_C = 0.184025

Perte de charge ΔP_C (kg/cm^2) = $2.9867 \cdot 10^{-2}$

Côté **TUBE** : brut

Section par passe Sp_p (m²) = $2.7977 \cdot 10^{-2}$

Vitesse massique G_{mT} (kg/h.m²) = 16633786

Température calorifique W_c (°C) = 34.45

Caratéristiques du fluide à W_c :

- Chaleur spécifique c_1 (kcal/kg.°C) = 0.46262

- Densité d_1 = 0.7977

- Conductivité thermique λ_1 (kcal/h.m.°C) =
0.11655

- Viscosité μ_1 (kg/h.m) = 3.91578

Nombre de reynolds Re_T = 62996

Côté **CALANDRE** : Kérosène

Section par passe Sp_c (m²) = $1.1956 \cdot 10^{-2}$

Vitesse massique G_{mc} (kg/h.m²) = 3818151

Diamètre équivalent d_c (m) = $2.4092 \cdot 10^{-2}$

Température calorifique T_c (°C) = 159.88

Caratéristiques du fluide à T_c :

- Chaleur spécifique c_2 (kcal/kg.°C) = 5.88809

- Densité d_2 = 0.6931

- Conductivité thermique λ_2 (kcal/h.m.°C) =
0.588809

- Viscosité μ_2 (kg/h.m) = 0.83166

Nombre de reynolds Re_c = 110607

Température du tube T_T (°C) = 77.71

Côté **TUBE** : brut

Viscosité du fluide à la température du tube
 μ_{1T} (kg/h.m.) = 1.4790

Côté **CALANDRE** : kérosène

Viscosité du fluide à la température du tube
 μ_{2T} (kg/h.m.) = 1.8346

Coefficient du transfert propre U_p (kcal/h.m².°C) = 935.7249

Résistance d'encrassement R_e (h.m².°C / kcal) = $3.693214 \cdot 10^{-3}$

Test : Le transfert est bon jusqu'à l'encrassement .

Côté **TUBE** : brut

Coefficient de friction f_T = $1.0546 \cdot 10^{-2}$

Perte de charge ΔP_T (kg/cm²) = 1 28063

Côté **CALANDRE** : kérosène

Coefficient de friction f_c = 1.83129

Perte de charge ΔP_c (kg/cm²) = $8.2741 \cdot 10^{-2}$

ECHANGEUR [E 3] : Brut - LGOLongueur du tube l (m) = 6Diamètre extérieur d_{EXT} (m) = 0.01905Diamètre intérieur d_{INT} (m) = 0.01483Pas P (m) = 0.0254

Disposition carrée

Résistance permise R_p ($h.m^2.°C$) = 4.10^{-4} Côté **TUBE** : brutDébit massique Q_m (kg/hr) = $210.593 \cdot 10^3$ Densité d_4^{15} = 0.8085Température d'entrée W_e (°C) = 42Température de sortie W_s (°C) = 78Enthalpie d'entrée h_e (kcal/kg) = 18.8758Enthalpie de sortie h_s (kcal/kg) = 36.5873Côté **CALANDRE** : LGODébit massique Q_m (kg/hr) = $56.67 \cdot 10^3$ Densité d_4^{15} = 0.8350Température d'entrée T_e (°C) = 260Température de sortie T_s (°C) = 154Enthalpie d'entrée H_e (kcal/kg) = 142.08877Enthalpie de sortie H_s (kcal/kg) = 76.27084Quantité de chaleur échangée Q (kcal) = 3729902

Nombre de tubes = 394

Nombre de passes par tube n_T = 2Nombre de passes par calandre n_C = 1Diamètre de la calandre d_C (m) = 0.6350Espacement entre les chicanes BB (m) = 0.1270Coefficient du transfert sale U_s ($kcal/h.m^2.°C$) = 188.83

Côté **TUBE** : brut

Section par passe Sp_p (m²) = $3.40109 \cdot 10^{-2}$

Vitesse massique G_{mT} (kg/h.m²) = 6191924

Température calorifique W_c (°C) = 58.70

Caratéristiques du fluide à W_c :

- Chaleur spécifique c_1 (kcal/kg.°C) = 0.48639

- Densité d_1 = 0.7795

- Conductivité thermique λ_1 (kcal/h.m.°C) =
0.1141305

- Viscosité μ_1 (kg/h.m) = 2.790744

Nombre de reynolds Re_T = 32903.85

Côté **CALANDRE** : LGO

Section par passe Sp_c (m²) = $2.016125 \cdot 10^{-2}$

Vitesse massique G_{mC} (kg/h.m²) = 2810838

Diamètre équivalent d_e (m) = $2.4092 \cdot 10^{-2}$

Température calorifique T_c (°C) = 202.74

Caratéristiques du fluide à T_c :

- Chaleur spécifique c_2 (kcal/kg.°C) = 6.19686

- Densité d_2 = 0.6979

- Conductivité thermique λ_2 (kcal/h.m.°C) =
0.997257

+ Viscosité μ_2 (kg/h.m) = 0.971254

Nombre de reynolds Re_C = 69723

Température du tube T_T (°C) = 116.92

Côté **TUBE** : brut

Viscosité du fluide à la température du tube
 μ_{1T} (kg/h.m.) = 1.055257

Côté **CALANDRE** : LGO

Viscosité du fluide à la température du tube
 μ_{2T} (kg/h.m.) = 1.476368

Coefficient du transfert propre U_p (kcal/h.m².°C) = 702.9269

Résistance d'encrassement R_s (h.m².°C / kcal) = $3.87307 \cdot 10^{-3}$

Test : Le transfert est bon jusqu'à l'encrassement .

Côté **TUBE** : brut

Coefficient de friction f_T = $1.17623 \cdot 10^{-2}$

Perte de charge ΔP_T (kg/cm²) = $4.59145 \cdot 10^{-1}$

Côté **CALANDRE** : LGO

Coefficient de friction f_C = 0.200835

Perte de charge ΔP_C (kg/cm²) = $4.59767 \cdot 10^{-1}$

ECHANGEUR [E 4]: Brut - HGO

Longueur du tube l (m) = 6

Diamètre extérieur d_{EXT} (m) = 0.01905

Diamètre intérieur d_{INT} (m) = 0.01483

Pas P (m) = 0.0254

Disposition carrée

Résistance permise R_p (h.m².°C) = $4 \cdot 10^{-4}$

Côté **TUBE** : brut

Débit massique Q_m (kg/hr) = $105.297 \cdot 10^3$

Densité d_4^{15} = 0.8085

Température d'entrée W_e (°C) = 42

Température de sortie W_s (°C) = 70

Enthalpie d'entrée h_e (kcal/kg) = 18.8758

Enthalpie de sortie h_s (kcal/kg) = 32.5994

Côté **CALANDRE** : HGO

Débit massique Q_m (kg/hr) = $16.17 \cdot 10^3$

Densité d_4^{15} = 0.8550

Température d'entrée T_e (°C) = 288

Température de sortie T_s (°C) = 153

Enthalpie d'entrée H_e (kcal/kg) = 168.3618

Enthalpie de sortie H_s (kcal/kg) = 78.99597

Quantité de chaleur échangée Q (kcal) = 1445045

Nombre de tubes = 166

Nombre de passes par tube n_T = 2

Nombre de passes par calandre n_C = 1

Diamètre de la calandre d_c (m) = 0.4390

Espacement entre les chicanes BB (m) = 0.0878

Coefficient du transfert sale U_s (kcal/h.m².°C) = 157.078

Côté **TUBE** : brut

Section par passe Sp_p (m^2) = $1.43295 \cdot 10^{-1}$

Vitesse massique G_{mT} ($kg/h.m^2$) = 7348281

Température calorifique W_c ($^{\circ}C$) = 54.60

Caratéristiques du fluide à W_c :

- Chaleur spécifique c_1 ($kcal/kg.^{\circ}C$) = 0.48238

- Densité d_1 = 0.7826

- Conductivité thermique λ_1 ($kcal/h.m.^{\circ}C$) =
0.11454

- Viscosité μ_1 ($kg/h.m$) = 2.945510

Nombre de reynolds Re_T = 36997

Côté **CALANDRE** : HGO

Section par passe Sp_c (m^2) = $0.9636 \cdot 10^{-2}$

Vitesse massique G_{mC} ($kg/h.m^2$) = 1678074

Diamètre équivalent d_c (m) = $2.40922 \cdot 10^{-2}$

Température calorifique T_c ($^{\circ}C$) = 212.98

Caratéristiques du fluide à T_c :

- Chaleur spécifique c_2 ($kcal/kg.^{\circ}C$) = 0.65998

- Densité d_2 = 0.7103

- Conductivité thermique λ_2 ($kcal/h.m.^{\circ}C$) =
0.098702

- Viscosité μ_2 ($kg/h.m$) = 1.23159

Nombre de reynolds Re_C = 32826

Température du tube T_T ($^{\circ}C$) = 102.13

Côté **TUBE** : brut

Viscosité du fluide à la température du tube
 μ_{1T} ($kg/h.m.$) = 1.28952

Côté **CALANDRE** : HGO

Viscosité du fluide à la température du tube
 μ_{2T} ($kg/h.m.$) = 2.62245

Coefficient du transfert propre U_p ($kcal/h.m^2.^{\circ}C$) = 571.45

Résistance d'encrassement R_w ($h.m^2.^{\circ}C / kcal$) = $4.61632 \cdot 10^{-3}$

Test : Le transfert est bon jusqu'à l'encrassement .

Côté **TUBE** : brut

Coefficient de friction f_T = $1.1432 \cdot 10^{-2}$

Perte de charge ΔP_T (kg/cm^2) = 6.43197

Côté **CALANDRE** : HGO

Coefficient de friction f_C = 0.23349

Perte de charge ΔP_C (kg/cm^2) = $1.9504 \cdot 10^{-2}$

ECHANGEUR [E 5] : Brut - Reflux inférieurLongueur du tube l (m) = 6Diamètre extérieur d_{EXT} (m) = 0.01905Diamètre intérieur d_{INT} (m) = 0.01483Pas P (m) = 0.0254

Disposition carrée

Résistance permise R_p (h.m².°C) = $4 \cdot 10^{-4}$ Côté **TUBE** : brutDébit massique Q_m (kg/hr) = $303.254 \cdot 10^3$ Densité d_4^{15} = 0.8085Température d'entrée W_e (°C) = 75Température de sortie W_s (°C) = 127.41Enthalpie d'entrée h_e (kcal/kg) = 34.92059Enthalpie de sortie h_s (kcal/kg) = 62.59985Côté **CALANDRE** : reflux inférieurDébit massique Q_m (kg/hr) = 147.010Densité d_4^{15} = 0.8328Température d'entrée T_e (°C) = 265Température de sortie T_s (°C) = 175Enthalpie d'entrée H_e (kcal/kg) = 145.6788Enthalpie de sortie H_s (kcal/kg) = 88.5817Quantité de chaleur échangée Q (kcal) = 8393849

Nombre de tubes = 1024

Nombre de passes par tube n_T = 2Nombre de passes par calandre n_C = 1Diamètre de la calandre d_C (m) = 0.9900Espacement entre les chicanes BB (m) = 0.1980Coefficient du transfert sale U_s (kcal/h.m².°C) = 206.05

Côté **TUBE** : brut

Section par passe S_{pT} (m²) = $8.83939 \cdot 10^{-2}$

Vitesse massique G_{mT} (kg/h.m²) = 3430714

Température calorifique W_c (°C) = 99.82

Caratéristiques du fluide à W_c :

- Chaleur spécifique c_1 (kcal/kg.°C) = 0.52673

- Densité d_1 = 0.7486

- Conductivité thermique λ_1 (kcal/h.m.°C) =
0.11002

- Viscosité μ_1 (kg/h.m) = 1.72361

Nombre de reynolds Re_T = 29517

Côté **CALANDRE** : reflux inférieur

Section par passe S_{pC} (m²) = $4.900 \cdot 10^{-2}$

Vitesse massique G_{mC} (kg/h.m²) = 2999899

Diamètre équivalent d_c (m) = $2.4092 \cdot 10^{-2}$

Température calorifique T_c (°C) = 217.61

Caratéristiques du fluide à T_c :

- Chaleur spécifique c_2 (kcal/kg.°C) = 0.63493

- Densité d_2 = 0.6846

- Conductivité thermique λ_2 (kcal/h.m.°C) =
0.098239

- Viscosité μ_2 (kg/h.m) = 0.85555

Nombre de reynolds Re_c = 84477

Température du tube T_T (°C) = 158.17

Côté **TUBE** : brut

Viscosité du fluide à la température du tube
 μ_{1T} (kg/h.m.) = 0.62838

Côté **CALANDRE** : reflux inférieur

Viscosité du fluide à la température du tube
 μ_{2T} (kg/h.m.) = 0.799806

Coefficient du transfert propre U_p (kcal/h.m².°C) = 677.53

Résistance d'encrassement R_e (h.m².°C / kcal) = $3.377 \cdot 10^{-3}$

Test : Le transfert est bon jusqu'à l'encrassement .

Côté **TUBE** : brut

Coefficient de friction f_T = $1.0279 \cdot 10^{-2}$

Perte de charge ΔP_T (kg/cm²) = 0.143015

Côté **CALANDRE** : reflux inférieur

Coefficient de friction f_c = 0.19327

Perte de charge ΔP_c (kg/cm²) = $4.883 \cdot 10^{-2}$

ECHANGEUR E 6: Brut - BRA

Longueur du tube l (m) = 6

Diamètre extérieur d_{EXT} (m) = 0.01905

Diamètre intérieur d_{INT} (m) = 0.01483

Pas P (m) = 0.0254

Disposition carrée

Résistance permise R_p (h.m².°C) = 4.10^{-4}

Côté **TUBE** : brut

Débit massique Q_m (kg/hr) = $303.254 \cdot 10^3$

Densité d_4^{15} = 0.8085

Température d'entrée W_e (°C) = 127.

Température de sortie W_s (°C) = 167

Enthalpie d'entrée h_e (kcal/kg) = 62.37079

Enthalpie de sortie h_s (kcal/kg) = 85.24205

Côté **CALANDRE** : BRA

Débit massique Q_m (kg/hr) = $102.31 \cdot 10^3$

Densité d_4^{15} = 0.8980

Température d'entrée T_e (°C) = 320

Température de sortie T_s (°C) = 216

Enthalpie d'entrée H_e (kcal/kg) = 176.35096

Enthalpie de sortie H_s (kcal/kg) = 108.55897

Quantité de chaleur échangée Q (kcal) = 6935799

Nombre de tubes = 1024

Nombre de passes par tube n_T = 2

Nombre de passes par calandre n_C = 1

Diamètre de la calandre d_C (m) = 0.9900

Espacement entre les chicanes BB (m) = 0.1980

Coefficient du transfert sale U_s (kcal/h.m².°C) = 168.51

Côté **TUBE** : brut

Section par passe $Sp_p \text{ (m}^2\text{)} = 8.83938 \cdot 10^{-2}$

Vitesse massique $G_{mT} \text{ (kg/h.m}^2\text{)} = 3430714$

Température calorifique $W_c \text{ (}^\circ\text{C)} = 145.16$

Caratéristiques du fluide à W_c :

- Chaleur spécifique $c_1 \text{ (kcal/kg.}^\circ\text{C)} = 0.57120$

- Densité $d_1 = 0.7146$

- Conductivité thermique $\lambda_1 \text{ (kcal/h.m.}^\circ\text{C)} = 0.10548$

- Viscosité $\mu_1 \text{ (kg/h.m)} = 1.11818$

Nombre de reynolds $Re_T = 45500$

Côté **CALANDRE** : BRA

Section par passe $Sp_c \text{ (m}^2\text{)} = 4.9005 \cdot 10^{-2}$

Vitesse massique $G_{mC} \text{ (kg/h.m}^2\text{)} = 2087747$

Diamètre équivalent $d_c \text{ (m)} = 2.4092 \cdot 10^{-2}$

Température calorifique $T_c \text{ (}^\circ\text{C)} = 263.32$

Caratéristiques du fluide à T_c :

- Chaleur spécifique $c_2 \text{ (kcal/kg.}^\circ\text{C)} = 0.66010$

- Densité $d_2 = 0.7155$

- Conductivité thermique $\lambda_2 \text{ (kcal/h.m.}^\circ\text{C)} = 0.093667$

- Viscosité $\mu_2 \text{ (kg/h.m)} = 1.1219$

Nombre de reynolds $Re_C = 44831$

Température du tube $T_T \text{ (}^\circ\text{C)} = 189.88$

Côté **TUBE** : brut

Viscosité du fluide à la température du tube
 $\mu_{1T} \text{ (kg/h.m.)} = 0.4346$

Côté **CALANDRE** : BRA

Viscosité du fluide à la température du tube
 $\mu_{2T} \text{ (kg/h.m.)} = 1.6047$

Coefficient du transfert propre $U_p \text{ (kcal/h.m}^2\text{.}^\circ\text{C)} = 626.91$

Résistance d'encrassement $R_e \text{ (h.m}^2\text{.}^\circ\text{C / kcal)} = 4.339 \cdot 10^{-3}$

Test : Le transfert est bon jusqu'à l'encrassement .

Côté **TUBE** : brut

Coefficient de friction $f_T = 1.0879 \cdot 10^{-2}$

Perte de charge $\Delta P_T \text{ (kg/cm}^2\text{)} = 0.13414$

Côté **CALANDRE** : BRA

Coefficient de friction $f_C = 0.21938$

Perte de charge $\Delta P_C \text{ (kg/cm}^2\text{)} = 2.513 \cdot 10^{-2}$

CALCUL DE LA PUISSANCE DU FOUR DE L'UNITE :

Le pétrole brut quitte le dernier échangeur [E6] : brut - BRA à une température de 167°C , il alimente la colonne à la zone de flash à une température de 332°C . Le four doit être alors dimensionner de tel façon qu'il puisse compléter la quantité de chaleur nécessaire à cette élévation de température .

Nous avons :

- A la sortie de l'échangeur [E6] :

Température , $T = 167^{\circ}\text{C}$.

Densité , $d = 0,8085$.

Enthalpie , $h_t = 85,24 \text{ kcal / kg}$.

Débit massique $Q_m = 303,254 \text{ t / hr}$.

Débit volumique $Q_v = 303,254 / 0,8085 = 375,082 \text{ m}^3 / \text{h}$.

Soit , une quantité de chaleur dégagée par heure égale à :

$$Q_e = 85,24 \cdot 303,254 = 25849 \text{ th / h} .$$

- A la sortie du four :

Température $T = 332^{\circ}\text{C}$.

Pourcentage volumique de vapeur initial , $VI = 80\%$.

Pourcentage volumique de brut réduit initial , $BRI = 20\%$.

Débit volumique de $VI = 0,80 \cdot 375,082 = 300,065 \text{ m}^3 / \text{h}$.

Débit volumique de $BRI = 0,20 \cdot 375,082 = 75,016 \text{ m}^3 / \text{h}$.

Densité de VI , $d(VI) = 0,7870$.

Densité de BRI , $d(BRI) = 0,8940$.

Soit :

Débit massique de $VI = 0,7870 \cdot 300,065 = 236,150 \text{ t / h}$.

Débit massique de $BRI = 0,8940 \cdot 75,016 = 67,064 \text{ t / h}$.

Ayant les densités de VI et BRI et sachant que la température est de 332°C , nous déterminons à partir de la figure [16] :

$h(VI) = 253 \text{ kcal/kg}$.

$h(BRI) = 195 \text{ kcal/kg}$.

La quantité de chaleur dégagée par heure est donc :

$$Q_s = 236,150 \cdot 253 + 67,064 \cdot 195 = 72823 \text{ th/h}$$

La différence entre la sortie et l'entrée est par conséquent :

$$\Delta Q = Q_s - Q_e = 46974 \text{ th/h}$$

Pour un rendement du four de 70 % , la puissance de ce dernier sera :

$$P = 46974/0,7 = 67106 \text{ th / h}$$

Bibliographie des ouvrages de la deuxième partie :

1- P. WHUITIER

Le pétrole : raffinage et génie chimique, Tome 1
Edition Technip (1972)

2- J.B. MAXWELL

Data book on hydrocarbons
Robert E. KRIEGER Publishing company , Florida .

3- Wayne C. EDMISTER

Applied hydrocarbon thermodynamics , volume 1
Gulf publishing company , Texas (1988)

4- R. H. PERRY

Chemical engineers hand book
Edition Mc Graw Hill , New York (1973)

5- P. WHUITIER

Le pétrole : raffinage et génie chimique , Tome 2,
Edition Technip (1972)

6- V. PROSKOURIAKOV , A. DRABKINE

La chimie du pétrole et du gaz .
Edition Mir Moscou . (1981)

7- R. N. WATKINS

Petroleum refinery distillation .
Gulf publishing company , Houston .

8- P. A. SCHWEITZER

Hand book of chemical engineering .
Mac Graw Hill book company , New York (1979) .

9- C. E. CHITOUR

Raffinage du pétrole .
OPU , (1983) .

10- C. E. CHITOUR

Corrélations sur les propriétés physiques du pétrole brut et des fractions pétrolières .
OPU, (1983)

11- BOURON

Calcul et disposition des appareils de distillation
Librairie polytechnique . (1959) .

12- E.VELLINGER
Industrie du pétrole
Edition Dunod (1970)

13- R.C.TUNESCU
Raffinage moderne du pétrole
UNESCO , (1969)

14 -A. CHAUVEL et P.LEPRINCE
Manuel d'évaluation technico-économique des procédés .
Edition Technip (1976)

15- X .NORMAND et A.TREIL
L'industrie du raffinage du pétrole
Edition Technip , (1985)

16-W.L. NELSON
Petroleum refinery engeneering
Mc Graw Hill book company (1958) .

17- PFE : R. CHEMINI
Contribution à l'évaluation technico-économique d'un complexe de raffinage
Génie-chimique , dirigé par C.E.CHITOUR

SOMMAIRE DE LA TROISIEME PARTIE : AUTRES PROCEDES SEPARATION

AUTRES PROCEDES DE SEPARATION 95

L'ABSORPTION

I- Préambule.....	96
II- Absorption et désorption.....	96
III- Théorie de l'absorption.....	96
IV- Choix des conditions opératoires.....	98
V- Entraîneurs et solvants.....	98
VI- Applications.....	98
VII-Exemple d'application.....	99

L'EXTRACTION LIQUIDE - LIQUIDE

I- Préambule.....	105
II-Place du procédé.....	105
III- Principe de l'extraction liquide-liquide.....	106
IV-Equilibre de démixtion et diagramme ternaire.....	106
V-Caractéristiques et choix du solvant.....	111
VI- L'extraction multiétagée et extraction continue.....	112
VII-Notion d'efficacité.....	113
VIII-Notion d'unité de transfert.....	113
IX- L'appareillage des procédés liquide-liquide.....	115

LA CRISTALLISATION

I-Préambule.....	117
II- Equilibre de cristallisation.....	117
III-Cinétique de la cristallisation.....	118
IV-Méthodes de cristallisation.....	119
V- Equipement de cristallisation.....	120
VI- Design des cristallisoirs.....	122

L'ADSORPTION

I - Préambule.....	124
II - Equilibre d'adsorption sur un solide.....	124
III - Adsorption des phases pures par les solides.....	124
IV- Cinétique de l'adsorption.....	127
V- Principe de fractionnement des mélanges.....	128
VI- Application de l'adsorption en phase gazeuse.....	130
VII- Application de l'adsorption en phase liquide.....	131
VIII-Description des systèmes d'adsorption.....	132
IX- Exemple.....	133

AUTRES PROCÉDES PHYSIQUES DE SÉPARATION :

Les procédés physiques de séparation assurent le fractionnement d'un mélange en ses divers constituants sans modifier d'aucune façon, la structure moléculaire de sorte que la somme des constituants est égale au mélange initial .

Tout procédé de séparation doit comporter quatre étapes :

1. **Préparation de la charge** : Il s'agit de mettre en oeuvre soit de la chaleur, soit le solvant dans des conditions de pression et de température déterminées pour obtenir les deux phases requises .
2. **Contact** : Il faut ensuite provoquer le contact intime entre les deux phases pour réaliser le transfert de matière par diffusion des constituants d'une phase à une autre . Ce transfert sera d'autant plus important et rapide que la surface d'échange et le temps de contact sera grand, que la température et la différence de concentration entre phases sera élevée . Le contact est réalisé par des plateaux ou des garnissages ou encore par des agitateurs ou des pulvérisateurs .
3. **Séparation des phases** : Elle s'effectue soit par gravimétrie (séparateurs, décanteurs, centrifugeuses, cyclones, etc.), soit par filtration (filtres presses ou filtres rotatifs) soit encore par des champs électriques (sphère pour le dessalage du brut , etc.) .
4. **Récupération de chaleur ou de solvant** : Après avoir travaillé, la chaleur ou le solvant qui représentent une part importante des frais opératoires seront récupérés aux maximum en vue de leur réutilisation par recyclage .

De part sa nature, la distillation est une grande consommatrice d'énergie et l'augmentation du coût de celle-ci a amené les industriels à envisager d'autres méthodes de séparation (extraction liquide-liquide , cristallisation, absorption, adsorption) de façon plus systématique que par le passé, comme substitues à la distillation .

Le choix de la méthode de séparation, se fait sur la base d'une comparaison économique des procédés . Il faut donc, pour chaque voie envisagée, choisir les conditions opératoires pour connaître les consommations (électricité, vapeur, eau de refroidissement , etc.) et prédimensionner les appareils principaux pour évaluer le coût de l'installation .

L'établissement du schéma de fabrication et le choix des conditions opératoires générales se fait en considérant :

- Les équilibres liquide-vapeur , liquide-liquide ou liquide-solide .
- Les propriétés physiques des produits .
- Les conditions locales (utilités disponibles, implantation, débits et conditions économiques) .

L'ABSORPTION

I-Préambule :

L'obtention de certains produits liquides (méthane, éthane, propane,etc .) par distillation, nécessite l'application de températures assez basses et de pressions importantes .

La séparation par absorption se présente comme une alternative plus adéquate, moins coûteuse et moins consommatrice d'énergie

II- Absorption et désorption :

L'absorption est un procédé de séparation d'un ou plusieurs constituants (solutés) d'un mélange, par dissolution de ceux-ci dans un liquide ; le solvant .

La colonne d'absorption comporte une alimentation en phase gazeuse en pied de colonne, le solvant étant introduit en tête de colonne .

L'absorption peut être purement physique, c'est le cas le plus répandu dans l'industrie du raffinage (absorption des hydrocarbures dans un solvant constitué par des hydrocarbures moins volatils), le phénomène ne dépend que des équilibres liquide-vapeur connus dans la distillation .

Les absorptions avec réactions chimiques sont courantes dans l'industrie chimiques . La réaction d'un ou plusieurs constituants du mélange gazeux peut se produire entre ces même constituants, avec le solvant ou avec le soluté dissous dans le solvant .

La désorption est l'opération inverse, le ou les constituants absorbés sont séparés du solvant . La désorption est réalisée par détente, par stripping à la vapeur ou par distillation .

Les absorptions avec réaction chimique nécessite toujours une désorption par stripping à la vapeur ou par distillation dont le coût peut devenir prohibitif dans certains cas .

III-Théorie de l' absorption :

Considérons une colonne composée de « n » plateaux théoriques, le plateau « n » étant le plus bas .

Le bilan de matière sur le plateau P s'écrit :

$$L (X_i^P - X_i^{P-1}) = G (Y_i^{P-1} - Y_i^P) \quad (1)$$

avec :

L et G: débits molaires respectivement du liquide et du gaz .

L'équilibre liquide-vapeur sur le même plateau se traduit par la relation :

$$y_i = k_i x_i \quad (2)$$

avec :

- k_i : coefficient d'équilibre du constituant « i » .
- x_i, y_i : la fraction molaire du constituant i dans la phase liquide et la phase vapeur respectivement, à l'étage « P » .

La combinaison des deux équations précédentes (1) et (2) donne :

$$L / G k_i = (y_i^{P+1} - y_i^P) / (y_i^P - y_i^{P-1}) = A_i \quad (3)$$

Le rapport A_i est appelé " facteur d'absorption ", il est pratiquement constant tout au long de la colonne .

L'application de l'équation (3) pour chaque étage permet d'écrire :

$$\text{étage 1 : } y_i^2 - y_i^1 = A_i (y_i^1 - y_i^0)$$

$$\text{étage 2 : } y_i^3 - y_i^2 = A_i (y_i^2 - y_i^1) = A_i^2 (y_i^1 - y_i^0)$$

$$\dots\dots\dots$$

$$\text{étage n : } y_i^{n+1} - y_i^n = A_i (y_i^n - y_i^{n-1}) = A_i^n (y_i^1 - y_i^0)$$

En additionnant membre à membre ces « n » équations, nous obtenons :

$$y_i^{n+1} - y_i^1 = [(A_i)^n + (A_i)^{n-1} + \dots\dots\dots + (A_i)^2 + (A_i)] (y_i^1 - y_i^0) \quad (4)$$

Si nous ajoutons $(y_i^1 - y_i^0)$ à chaque membre de l'équation précédente nous obtenons :

$$y_i^{n+1} - y_i^0 = [(A_i)^n + (A_i)^{n-1} + \dots\dots\dots + (A_i)^2 + (A_i) + 1] (y_i^1 - y_i^0) \quad (5)$$

En divisant les deux équations (4) et (5) membre à membre, nous arrivons à la forme :

$$(y_i^{n+1} - y_i^1) / (y_i^{n+1} - y_i^0) = (A_i)^n - (A_i) / (A_i)^{n+1} - 1 \quad (6)$$

Lorsque la fraction absorbée n'est pas importante, nous pouvons admettre que le débit de gaz G reste constant. D'autre part y_i^0 est toujours petit puisque la composition x_i^0 des constituants absorbés, dans l'huile pauvre régénérée est très faible. Dans ces conditions et, en remplaçant les fractions molaires y_i par les nombres de molécules Y_i , l'équation () peut s'écrire sous la forme suivante :

$$(Y_i^{P+1} - Y_i^1) / (Y_i^{P+1} - 0) = (A_i)^n - (A_i) / (A_i)^{n+1} - 1 \quad (7)$$

avec :

- $Y_i^{P+1} - Y_i^1$: le nombre de molécule du constituant « i » absorbé .
- Y_i^{P+1} : le nombre de molécule total du constituant « i » dans l'alimentation .

Le rapport des deux termes mesure donc le taux d'absorption .

Le calcul du nombre de plateaux théoriques dans le cas de l'absorption peut être effectué par la méthode de LEWIS [1] qui met en oeuvre une construction graphique identique à celle de McCABE et THEILE [1] pour la distillation .

IV-Choix des conditions opératoires :

La solubilité des gaz augmente avec leur pression partielle , il est donc toujours plus adéquat de faire fonctionner la colonne à la pression la plus haute possible. C'est en général la pression à laquelle le gaz à traiter est disponible . Il est rarement économique de comprimer les gaz avant de les introduire dans la colonne d'absorption, sauf s'ils sont riches en composés absorbables ou si une compression est nécessaire pour alimenter l'unité située en aval .

De la même façon , la solubilité des gaz est d'autant plus grande que la température du solvant est plus faible. En conséquence, dans les installations de traitement de gaz comprenant une colonne d'absorption et une colonne de régénération , on refroidit toujours le solvant régénéré en réchauffant la solution qui sort au fond de l'absorbeur . Le refroidissement du solvant régénéré est poursuivi dans un autre échangeur par l'eau de refroidissement . La température optimale d'introduction du solvant est déterminée par des considérations économiques en considérant , d'une part le coût du liquide de refroidissement et des échangeurs et d'autre part la réduction de la consommation de vapeur de stripping et d'énergie électrique de pompage du solvant et la diminution du coût de la colonne de stripping .

V-Entraineurs et solvants :

D'une façon générale , les solvants utilisés en absorption doivent être dans la mesure du possible thermiquement stables, peu chers, non corrosifs, non toxiques, et ininflammables. En plus de ces qualités, le solvant ne doit pas être visqueux et ne doit pas produire de mousse .

Sur le plan de l'absorption elle même , le solvant doit .

- Etre peu volatil .
- Avoir une grande capacité d'absorption , tout en étant sélectif .
- Etre facilement séparable des constituants entraînés .

VI-Applications :

Le procédé d'absorption est d'un usage fréquent lors de la séparation des gaz ; le dégazolinage du gaz associé au pétrole et du gaz naturel se fait par absorption à l'aide de solvants non polaires (fractions hydrocarbures) . Le procédé est conduit soit à la température ambiante, soit à des températures plus basses (de l'ordre de - 40 °C) en utilisant des agents frigorifiques . Cette dernière option est en général plus rentable , car on peut employer comme absorbant des fractions essences de moindre masse

Le rapport des deux termes mesure donc le taux d'absorption .

Le calcul du nombre de plateaux théoriques dans le cas de l'absorption peut être effectué par la méthode de LEWIS [1] qui met en oeuvre une construction graphique identique à celle de McCABE et THEÏLE [1] pour la distillation .

IV-Choix des conditions opératoires :

La solubilité des gaz augmente avec leur pression partielle , il est donc toujours plus adéquat de faire fonctionner la colonne à la pression la plus haute possible. C'est en général la pression à laquelle le gaz à traiter est disponible . Il est rarement économique de comprimer les gaz avant de les introduire dans la colonne d'absorption, sauf s'ils sont riches en composés absorbables ou si une compression est nécessaire pour alimenter l'unité située en aval .

De la même façon , la solubilité des gaz est d'autant plus grande que la température du solvant est plus faible. En conséquence, dans les installations de traitement de gaz comprenant une colonne d'absorption et une colonne de régénération , on refroidit toujours le solvant régénéré en réchauffant la solution qui sort au fond de l'absorbeur . Le refroidissement du solvant régénéré est poursuivi dans un autre échangeur par l'eau de refroidissement . La température optimale d'introduction du solvant est déterminée par des considérations économiques en considérant , d'une part le coût du liquide de refroidissement et des échangeurs et d'autre part la réduction de la consommation de vapeur de stripping et d'énergie électrique de pompage du solvant et la diminution du coût de la colonne de stripping .

V-Entraineurs et solvants :

D'une façon générale , les solvants utilisés en absorption doivent être dans la mesure du possible thermiquement stables, peu chers, non corrosifs, non toxiques, et ininflammables. En plus de ces qualités, le solvant ne doit pas être visqueux et ne doit pas produire de mousse .

Sur le plan de l'absorption elle même , le solvant doit :

- Etre peu volatil .
- Avoir une grande capacité d'absorption , tout en étant sélectif .
- Etre facilement séparable des constituants entraînés .

VI-Applications :

Le procédé d'absorption est d'un usage fréquent lors de la séparation des gaz ; le dégazolinage du gaz associé au pétrole et du gaz naturel se fait par absorption à l'aide de solvants non polaires (fractions hydrocarbures) . Le procédé est conduit soit à la température ambiante, soit à des températures plus basses (de l'ordre de - 40 °C) en utilisant des agents frigorifiques . Cette dernière option est en général plus rentable , car on peut employer comme absorbant des fractions essences de moindre masse

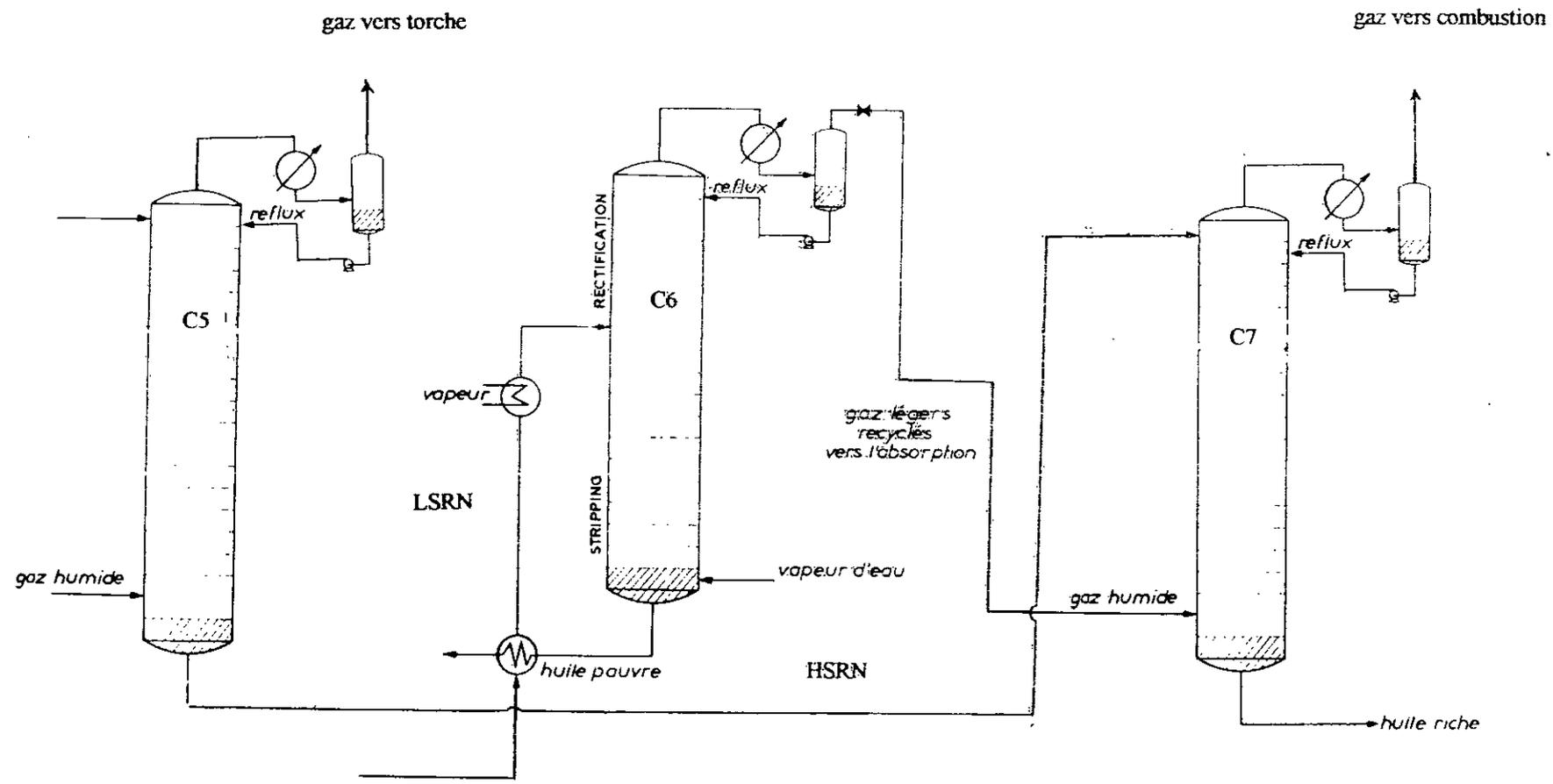
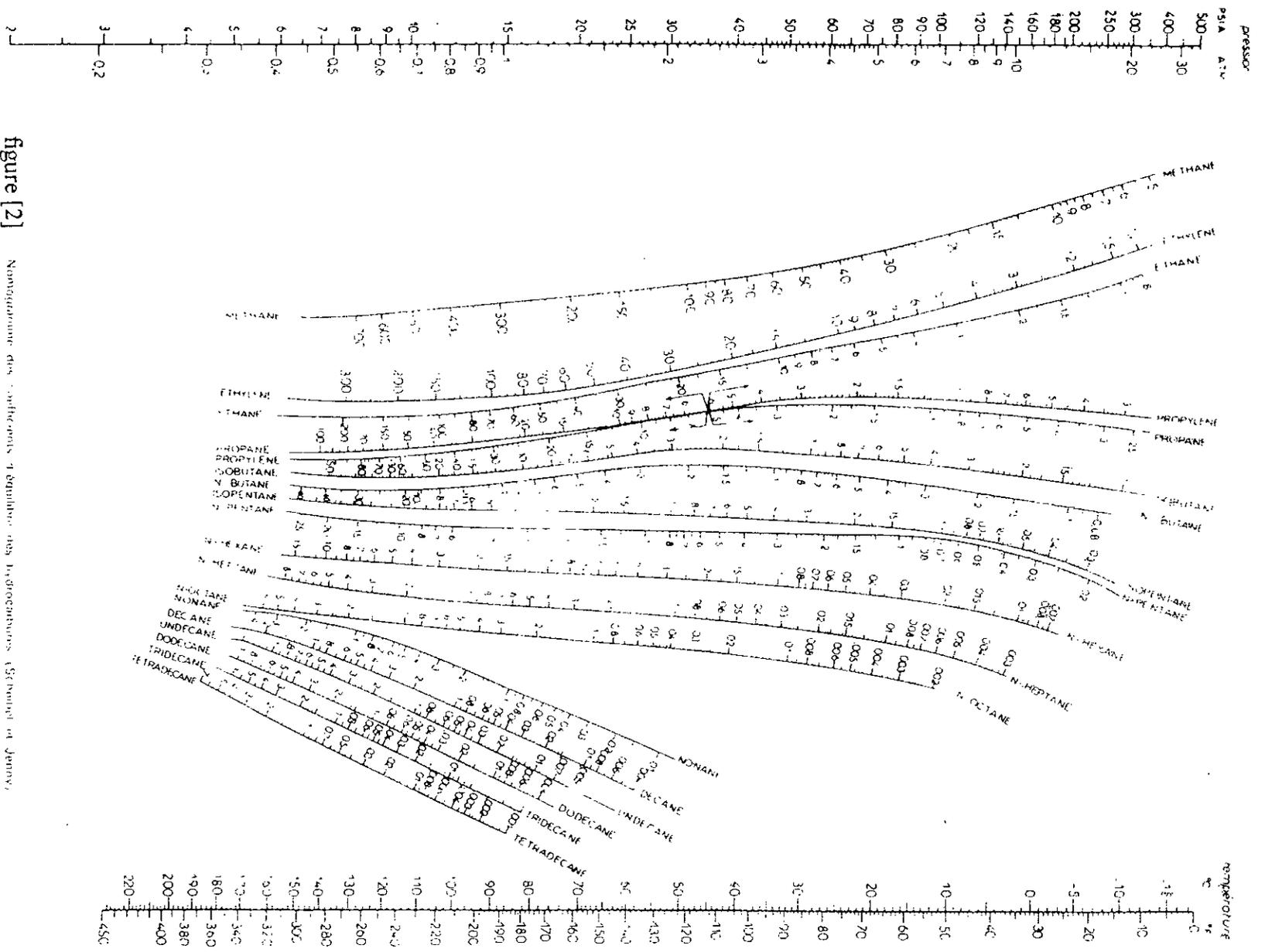


figure [1] : Schéma d'absorption des gaz de l'unité de distillation atmosphérique du complexe d'ARZEW

figure [2]

Nomenclature des carbonés 1 équivalents hydrocarbonés (Stroup et Jany)



L'absorbeur contient 29 plateaux , d'une efficacité de 0.55 . Le nombre de plateaux théoriques est par conséquent :

$$N_{THEOR} = 0.55 \cdot 29 = 16 \text{ plateaux .}$$

Nous déterminons en premier, les valeurs des coefficients d'équilibre à 38°C pour les différentes pressions , à partir de l'abaque représenté par la figure [2] .

Nous les résumons dans le tableau suivant :

Pression	5 atm	6.87 atm	10 atm
C ₁	38	28.5	16
C ₂	6.9	5.3	3.55
C ₃	2.15	1.70	1.17
i-C ₄	0.95	0.76	0.54
n-C ₄	0.72	0.58	0.42
i-C ₅	0.30	0.24	0.18
n-C ₅	0.23	0.18	0.135

La figure [3], nous donne le taux de récupération par absorption ,en fonction du facteur d'absorption A .

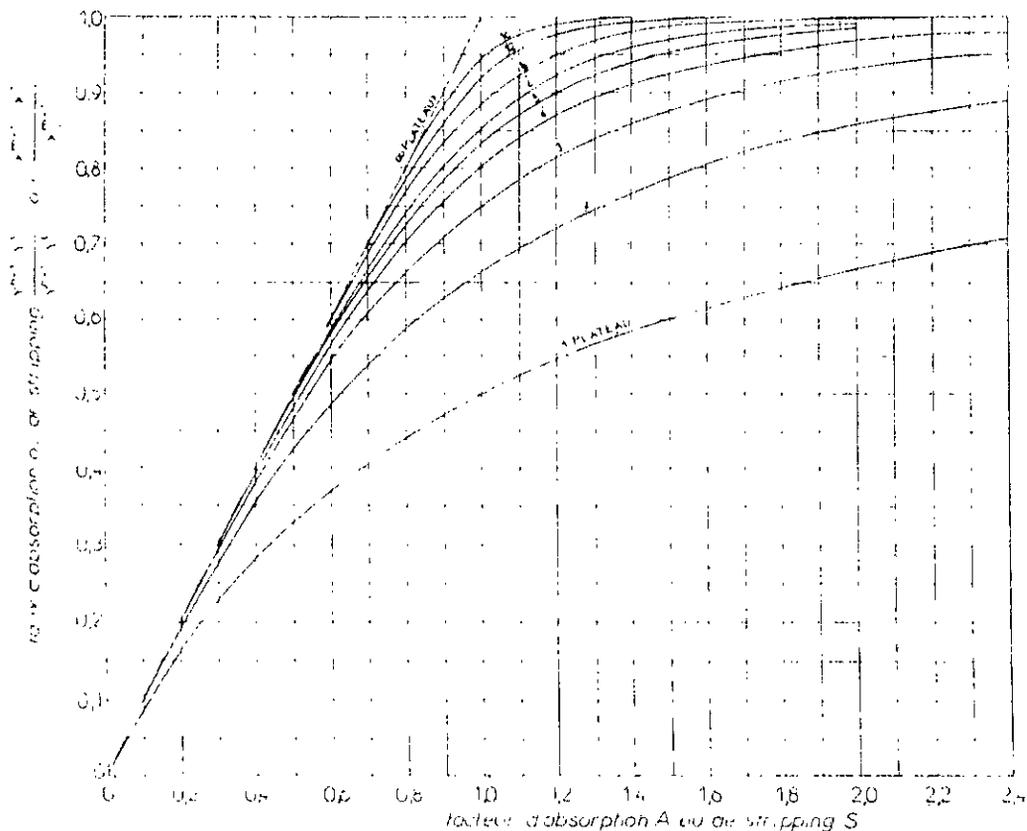


figure [3] Taux de récupération par absorption ou stripping en fonction de A ou S.

Pour un taux de récupération : $[(Y_{n-C_4}^{n-1} - Y_{n-C_4}^1) / Y_{n-C_4}^{n-1}] = 0.95$,
 et pour 16 plateaux théoriques, nous déterminons le facteur d'absorption :

$$A_{n-C_4} = 1.01$$

Sachant que : $L/G = A_{n-C_4} \cdot K_{n-C_4}$

Soit :

$$P = 5 \text{ atm} \quad : \quad L/G = 1.01 \cdot 0.72 = 0.727$$

$$P = 6.87 \text{ atm} \quad : \quad L/G = 1.01 \cdot 0.58 = 0.586$$

$$P = 10 \text{ atm} \quad : \quad L/G = 1.01 \cdot 0.42 = 0.424$$

Nous calculons alors les fractions absorbées sous les différentes pressions ; 5 atm, 6.87 atm et 10 atm.

Nous reportons les calculs dans les tableaux suivants :

P= 5 atm , L /G= 0.727

Composé	K _i	A _i	$\frac{Y_i^{n-1} - Y_i^1}{Y_i^{n-1}}$	Y_i^{n-1} (mole)	$Y_i^{n-1} - Y_i^1$	Y_i^1 (mole)	y_i^1
C ₁	38.0	0.0191	0.0324	94.8	3.0710	91.7290	0.9910
C ₂	6.9	0.1053	0.1176	0.10	0.0118	0.0882	$9.35 \cdot 10^{-4}$
C ₃	2.15	0.3381	0.3475	0.75	0.2606	0.4894	$5.29 \cdot 10^{-3}$
i-C ₄	0.95	0.7653	0.7694	0.45	0.3462	0.1038	$1.29 \cdot 10^{-3}$
n-C ₄	0.72	0.0100	0.9500	1.35	1.2825	0.0675	$7.29 \cdot 10^{-4}$
i-C ₅	0.30	2.4233	1	0.95	0.9500	0	-
n-C ₅	0.23	3.1609	1	1.60	1.6000	0	-
Total				100	7.5220	92.478	1.00

P= 6.87 atm , L /G= 0.586

Composé	K _i	A _i	$\frac{Y_i^{n+1} - Y_i^1}{Y_i^{n+1}}$	Y_i^{n+1} (mole)	$Y_i^{n+1} - Y_i^1$	Y_i^1 (mole)	y_i^1
C ₁	28.5	0.0205	0.0338	94.8	3.2042	91.5958	0.9910
C ₂	5.3	0.1106	0.1228	0.10	0.0123	0.0877	$9.60 \cdot 10^{-4}$
C ₃	1.70	0.3447	0.3540	0.75	0.2655	0.4845	$5.25 \cdot 10^{-3}$
i-C ₄	0.76	0.7711	0.7752	0.45	0.3488	0.1012	$1.10 \cdot 10^{-3}$
n-C ₄	0.58	1.0103	0.9500	1.35	1.2825	0.0675	$7.31 \cdot 10^{-4}$
i-C ₅	0.24	2.4417	1	0.95	0.9500	0	-
n-C ₅	0.18	3.2556	1	1.60	1.6000	0	-
Total				100	7.6633	92.3367	1.00

P= 10 atm , L /G= 0.424

Composé	K _i	A _i	$\frac{Y_i^{n+1} - Y_i^1}{Y_i^{n+1}}$	Y_i^{n+1} (mole)	$Y_i^{n+1} - Y_i^1$	Y_i^1 (mole)	y_i^1
C ₁	16	0.0265	0.0398	94.8	3.7730	91.0270	0.9920
C ₂	3.55	0.1194	0.1315	0.10	0.0132	0.0886	$9.46 \cdot 10^{-4}$
C ₃	1.17	0.3624	0.3715	0.75	0.2786	0.4714	$5.14 \cdot 10^{-3}$
i-C ₄	0.54	0.7852	0.7891	0.45	0.3551	0.0949	$1.03 \cdot 10^{-3}$
n-C ₄	0.42	0.0100	0.9500	1.35	1.2825	0.0675	$7.35 \cdot 10^{-4}$
i-C ₅	0.18	2.3556	1	0.95	0.9500	0	-
n-C ₅	0.135	3.1407	1	1.60	1.6000	0	-
Total				100	8.2524	91.7476	1.00

Remarques :

- Les différents A_i, autre que celui du n-C₄, sont déterminés à partir de la relation :

$$L/G = A_i \cdot K_i$$

soit :

$$A_i = (L/G) / K_i$$

-Le taux de récupération $(Y_i^{n+1} - Y_i^1) / Y_i^{n+1}$ est déterminé à partir de l'abaque (figure [3]) précédent pour :

$$n_{THEOR} = 16$$

- Y_i^{n+1} est la fraction molaire à l'entrée de l'absorbéur C7 donnée précédemment .
- y_i est calculée à partir de ; $y_i = Y_i / \sum Y_i$

- Les calculs présentés dans les trois derniers tableaux montrent que le passage de la pression de 5 atm à 6.87 atm puis à 10 atm est pratiquement sans incidence sur la quantité et la composition de la fraction absorbée $\Sigma (Y_i^{n+1} - Y_i^1)$.

$$y_i = Y_i / \Sigma Y_i$$

Pour un débit de gaz $G = 100$ en fond de colonne, nous avons :

1- pour $P = 5 \text{ atm}$:

Sommet de colonne :

$$L = 100 \cdot (L/G) = 100 \cdot 0,727 = 72,7 \text{ moles .}$$

$$G = 92,4780 \text{ moles .}$$

soit :

$$L / G = 0,786$$

Fond de colonne :

$$G = 100 \text{ moles .}$$

$$L = 72,7 + 7,5220 = 80,2220 \text{ moles}$$

soit :

$$L / G = 0,802 .$$

2- pour $P = 6.87 \text{ atm}$:

Sommet de colonne :

$$L = 100 \cdot (L/G) = 100 \cdot 0,586 = 58,6 \text{ moles}$$

$$G = 92,3367 \text{ moles .}$$

soit :

$$L/G = 0,635 .$$

Fond de colonne :

$$G = 100 \text{ moles .}$$

$$L = 58,6 + 7,6633 = 66,2633 \text{ moles}$$

Soit :

$$L/G = 0,663 .$$

3- pour $P = 10 \text{ atm}$:

Sommet de colonne :

$$L = 100 \cdot (L/G) = 100 \cdot 0,424 = 42,4 \text{ moles .}$$

$$G = 91,7476 \text{ moles .}$$

soit :

$$L/G = 0,462 .$$

Fond de colonne :

$$G = 100 \text{ moles}$$

$$L = 42,4 + 8,2524 = 50,6524 \text{ moles} .$$

soit :

$$L/G = 0,506 .$$

- Nous remarquons d'une part , que le débit d'huile, diminue de 72,7 moles à 58,6 moles, puis à 42,4 moles pour 100 moles de gaz humide . Le débit d'huile nécessaire diminue donc avec la pression opératoire .

D'autre part, la constance du rapport L/G est vérifiée , et les valeurs de L/G calculées sont très proches de celles que nous avons déterminées au début du calcul . Ceci met en évidence l'avantage de la méthode lorsque la quantité absorbée n'est pas importante .

Comme conclusion, nous choisirons, la pression de 5 atm comme pression de marche . En effet pour cette pression, la séparation entre le propane et le n-butane et , entre l'isobutane et le n-butane est meilleur (les taux d'absorption du propane et de l'isobutane sont respectivement 34,75 et 76,94 %) et sans que la quantité absorbée ne soit sensiblement différente .

Le débit d'huile d'absorption devient dans ces conditions :

$$72.7 \text{ (moles/100 moles de gaz humide)} \cdot 0,125 \text{ (kg/mole)} / 768 \text{ (kg/m}^3\text{)}$$

Soit :

$$\text{Débit d'huile} = 11,72 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3 / 100 \text{ moles de gaz humide} .$$

EXTRACTION LIQUIDE -LIQUIDE

I- Préambule :

L'extraction liquide - liquide est parmi les procédés physico-chimiques de séparation de génie-chimique, qui a connu le développement le plus spectaculaire .

Actuellement, ce procédé de séparation des constituants d'un mélange et/ ou de purification est le plus utilisé, avec la distillation qu'il supplante lorsque les conditions technologiques ou physico-chimiques lui sont favorables .

II- Place du procédé :

L'extraction liquide-liquide est un procédé de séparation de produits purs ou d'ensemble de produits les uns des autres. Pour que l'extraction soit possible, il faut qu'une partie des constituants du liquide homogène initial ne soit pas ou soit peu soluble dans le solvant d'extraction .

Si l'on compare ce type de procédé à un procédé plus classique tel que la distillation, il apparaît quelques différences importantes :

Avantages:

- L'extraction a lieu dans des conditions normales de température et de pression . Il n'y a donc pas de dépenses énergétiques importantes pour la séparation proprement dite .
- La sélectivité est beaucoup plus grande avec moins d'effort et, en outre, il est possible de séparer des molécules qu'il serait impossible de séparer autrement . Ceci a lieu à cause des liaisons chimiques particulières qui existent entre soluté et solvant et qui n'existent pas avec la phase rejetée par le solvant .
- La séparation se faisant à basse température, il est possible de séparer des molécules thermiquement instables (antibiotiques, vitamines, etc.) .

Inconvénients :

Par rapport à la distillation, l'extraction a quelques inconvénients liés au type de solvant utilisé :

- Problèmes dus à la présence de solvant dans les produits finis ou dans les rejets .
- Pertes en solvant (coût, approvisionnement, stockage) .
- Complexité des installations, souvent plus grandes .

Applications industrielles :

- Enrichissement des matériaux fossiles .
- Enrichissement des minerais (Co, Cu, Zn, Cd, Ni) .
- Production de l'acide phosphorique .
- Purification des produits chimiques destinés à l'industrie alimentaire ou à l'industrie pharmaceutique, ou encore à celle des parfums .
- Préparation de produits pharmaceutiques ou production d'essences naturelles .
- Séparation des paraffines et des aromatiques provenant d'une même coupe de distillation

III- Principe de l'extraction liquide - liquide :

L'extraction liquide - liquide est un procédé dans lequel on met en contact intime la solution d'alimentation, contenant les constituants à séparer (solutés) avec un autre liquide appelé solvant qui extrait préférentiellement un ou plusieurs des solutés .

Le solvant qui contient alors le ou les solutés est désigné sous le terme d'extrait, la solution d'alimentation ayant perdu la majeure partie de ces mêmes constituants est appelée raffinat .

En pratique, l'utilisation d'un procédé liquide - liquide requiert deux opérations successives :

- Une mise en contact intime des deux liquides durant un temps suffisant à l'obtention de l'équilibre (équilibre de démixtion) pendant lequel le ou les solutés sont transférés de la phase d'alimentation dans le solvant; à l'équilibre, le rapport des concentrations du soluté dans l'extrait et le raffinat, appelé le coefficient de distribution, donne une mesure de l'affinité relative du soluté pour les deux phases ;

- Après leur contact, une séparation ultérieure des deux liquides (extrait et raffinat).

IV- Equilibre de démixtion et diagramme ternaire :

Les extractions liquides pratiquées sur des mélanges complexés peuvent mettre en oeuvre un ou plusieurs solvants qui peuvent être partiellement miscibles l'un dans l'autre .

Divers systèmes d'équilibre de démixtion à deux, trois liquides, ou plus, en découlent. Pour plus de compréhension des extractions liquides appliquées aux pétroles , nous nous ramenons à un système à deux liquides et trois constituants : système ternaire .

E° sera la partie soluble idéale (soluté) dans le solvant .

R° sera la partie insoluble en toute proportion dans E° .

S° sera le solvant pur .

F est le liquide de départ (alimentation) contenant une part de E° et une part de R° .

Après mélange avec le solvant, en quantité telle qu'il y ait formation de deux phases liquides, il y en présence :

E_m Phase extraite où une fraction seulement de la part de E° initial est dissoute dans le solvant (une part du solvant) .

R_m Phase raffinat où une fraction de E° est entraînée ainsi qu'un peu de solvant .

Si les processus de décantation sont conduits avec soin, les deux liquides ne peuvent plus subir de variation ; ils sont en équilibre de démixtion .

Il va en général exister, cependant, un domaine limité dans lequel un mélange R° , S° , E° , va conduire à deux liquides séparés . C'est le domaine de démixtion ou d'immiscibilité . Un changement de température modifie l'équilibre de démixtion et modifie l'étendue du domaine d'immiscibilité .

Lors de la séparation, le soluté E° se partage entre les deux phases et l'on peut définir un coefficient de partage « S » ou de distribution :

$$S = \frac{Y}{X} = \frac{\text{Concentration en soluté dans la phase } E_m}{\text{Concentration en soluté dans la phase } R_m} \quad (8)$$

Le même type de coefficient « S' » existe pour le raffinat idéal :

$$S' = \frac{Y'}{X'} = \frac{\text{Concentration de } R^\circ \text{ dans la phase } R_{ii}}{\text{Concentration de } R^\circ \text{ dans la phase } E_m} \quad (9)$$

La sélectivité sera le rapport des concentrations relatives en soluté / raffinat idéal, dans chacune des phases :

$$s = \frac{Y / X'}{X / Y'} = S \cdot S' \quad (10)$$

La sélectivité est le pouvoir de séparation du solvant des constituants E° et R° du mélange initial .

Dans le cas des mélanges complexes, les corps E° et R° n'existent pas réellement et il faut assimiler à R° par exemple, dans le cas des raffinages des huiles, toutes les molécules ayant un indice de viscosité supérieur à une valeur donnée, tandis qu'à E° , il faut assimiler les molécules d'indices inférieurs à une autre valeur plus basse . Dans ces conditions, la sélectivité devient le pouvoir de séparation entre les molécules à haut indice de viscosité et les autres .

IV-1- Coordonnées triangulaires :

Le point P représente un mélange ternaire (P) de composition en (E°), (R°) et (S), telle que :

$$(E^\circ) + (R^\circ) + (S) = 100$$

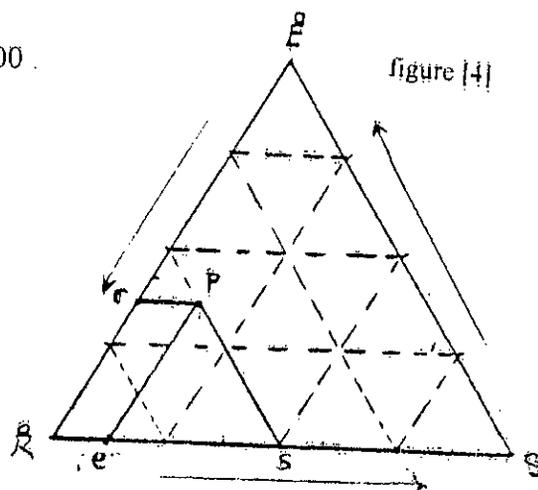
c'est à dire que le côté du triangle équivaut à 100 .

avec:

$$(E^\circ) = e / 100$$

$$(R^\circ) = r / 100$$

$$(S) = v / 100$$



Chaque concentration (figure [4]) est lue sur l'intersection de la parallèle au côté opposé au sommet représentatif avec le côté adjacent gradué en croissant vers le sommet considérée .

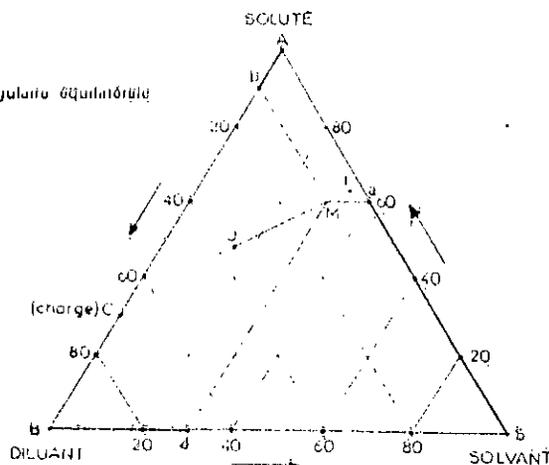
IV-2- Propriétés du diagramme triangulaire:

- Chaque sommet représente un corps pur ou un ensemble de corps ayant les mêmes propriétés vis-à-vis des deux autres constituants.
- Tous les points représentatifs situés sur un côté, représentent un mélange binaire.
- Tous les points situés sur une même parallèle à un côté, sont des mélanges ternaires dont la composition est la même en l'élément représenté par le sommet qui lui, est opposé.
- Règle des segments : c'est la règle qu'on retrouve dans tous les diagrammes de phases :

Si l'on additionne deux mélanges de masses (A) et (B) de composition I et J sur le diagramme ternaire (figure [5]), on obtient un mélange (M) de composition M telle que:

- . M est sur le segment AB ;
- . $MA / MB = (B) / (A)$ (11)

figure [5] Représentation triangulaire équilatérale



Les coordonnées des points I et J précisent les compositions des solutions correspondantes, les lettres I et J représentent leurs quantités (en poids si les concentrations sont en % poids par exemple)

IV-3- Représentation de la démixtion en deux phases d'un système ternaire :

Sur la figure [6], sont représentés le solvant S, le soluté E^o (liquide soluble dans le solvant en toute proportion) et le raffinat idéal R^o , liquide partiellement insoluble dans le solvant .

- Un mélange binaire [R°, S] (tel que N), se sépare en deux liquides tels que I et J quelles que soit la composition initiale de N , pourvu que celle-ci soit comprise entre celle de I et de J

La quantité relative des deux liquides en présence est donné par la règle des segments:

$$(I) / (J) = NJ / NI \quad (12)$$

- Un mélange ternaire [R°, E°, S] (tel que M), se sépare de même en deux liquides non miscibles dans certaines conditions de concentration. Il est possible de définir un domaine de compositions pour lequel, si M se trouve à l'intérieure de ce domaine, il y a séparation de M en deux liquides en équilibre, l'un contenant peu de solvant et l'autre beaucoup, respectivement R_m et E_m.

La règle des segments donne:

$$(R_m) / (E_m) = ME_m / MR_m \quad (13)$$

Et ceci est vrai pour le cas où M serait en R_m. Donc, dans ce cas, le liquide M donnerait une quantité nulle de liquide E_m (ME_m se réduit alors à un point).

Les points représentatifs R_m et E_m sont donc à la limite du domaine de démixtion du mélange M. Si l'on modifie la composition de M (M₁, M₂, etc.), on définit peu à peu cette limite et donc le domaine de démixtion.

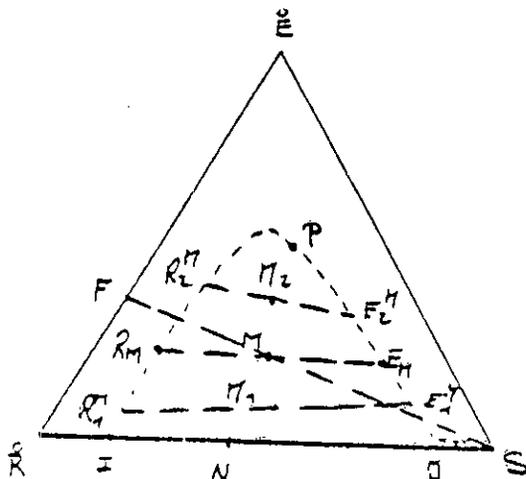


figure [6]

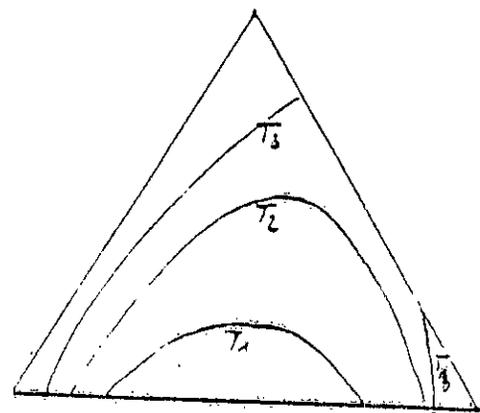


figure [7]

L'étendu du domaine de démixtion varie avec la température. En général, plus la température croît et plus les solubilités sont élevées et l'étendue du domaine rétrécit : figure [7] où les trois domaines sont tracés pour $T_1 > T_2 > T_3$ (T : température).

Un domaine, tel que pour T₃, indique qu'à cette température le soluté n'est comme le raffinat que partiellement miscibles dans le solvant.

Sur la figure [6], nous pouvons dire, en appliquant la règle des segments que (M) est le mélange de (F) et de (S) tel que :

$$(F) / (S) = MS / MF \quad (14)$$

La pente des segments d'équilibre $E_m R_m$ dépend du système dépend du système considéré. La pente du segment change régulièrement en bas du domaine vers le haut du domaine de démixtion, jusqu'à devenir tangente en un point P, extrême au domaine, où il n'y a pas de démixtion et où les deux liquides théoriques qui naîtraient auraient la même composition. Pour que l'extraction soit efficace, il faut rester aussi éloigné de ce point que possible.

Le point P divise une courbe de limite de démixtion en deux arcs : l'un correspondant à la phase raffinat (de I à P), l'autre correspondant à la phase extraite (de J à P) : figure [6]. La pureté du raffinat s'exprime par la composition en soluté E^o entraîné dans le raffinat. Plus le point R se rapproche du point R^o et plus le raffinat se rapproche du raffinat idéal.

La sélectivité sera d'autant meilleure que le segment $R_m E_m$ sera éloigné de la tangente au point P défini sur la figure [6]. Pour une charge (F) donnée, on voit que l'on atteindra ce but, si l'on rapproche M de S, donc si l'on accroît le taux de solvant.

IV-4- Autre type de représentation :

On comprend qu'il est possible de caractériser un état d'équilibre R_m, E_m en mesurant par exemple, la teneur en E^o , dans chacune des deux phases précédentes.

Soient :

X et Y ; les fractions poids ou volumes correspondantes.

Si l'on reporte Y en fonction de X, dans un système en coordonnées rectangulaires, nous obtenons un diagramme de distribution de soluté dans les deux phases. Figure [8]

La courbe (0, e_1, e_2, \dots, P) est la courbe d'équilibre du système ternaire.

La pente du segment $m e_3$, par exemple, du diagramme de distribution est égale au rapport (R_3) / (E_3).

Les informations contenues dans les diagrammes de distribution sont incomplètes mais, par contre, leur emploi est plus aisé que celui des diagrammes triangulaires. A noter que d'autres types de représentation existent

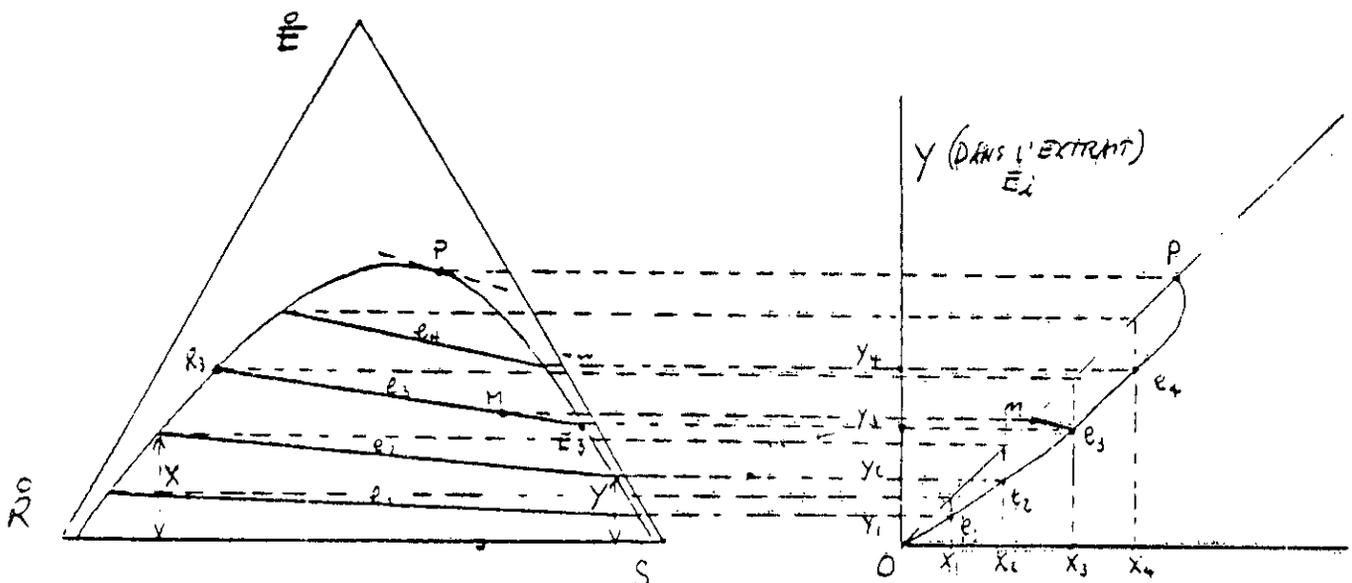


figure [8] Diagramme triangulaire

figure [9] Diagramme de distribution du soluté

V- Caractéristiques et choix du solvant :

Pour un bon procédé industriel, on désire une installation économique, fiable, compacte, efficace, qui séparera le soluté à partir des phases concentrées, avec une excellente sélectivité pour des températures et pressions voisines des conditions ambiantes .

Pour satisfaire à ces exigences, le solvant idéal devra avoir les propriétés suivantes :

- Une **forte capacité d'extraction** caractérisée par des valeurs élevées des coefficients de distribution (rapport de la concentration du soluté en phase solvant, à sa concentration dans la phase d'alimentation) .
- Une **grande sélectivité de l'extraction** du soluté A vis-à-vis d'un autre soluté B, caractérisé par le facteur ou le coefficient de sélectivité « s » (rapport de leurs coefficients de distribution) .
- Des **caractéristiques physico-chimiques** permettant une récupération facile soit du soluté, soit du solvant .
- Une **solubilité négligeable dans le raffinat** qui évitera une coûteuse récupération imposée pour des raisons économiques ou de sécurité de l'environnement .
- Une **stabilité chimique** vis-à-vis des milieux réactionnels rencontrés aux cours du procédé d'extraction .
- Des **caractéristiques physiques** fournissant des temps de dispersion et de séparation de phases après contact industriellement acceptable .
- Des **propriétés favorables** :
 - . du point de vue cinétique du transfert de masse (mise en équilibre après un contact inférieur à quelques minutes)
 - . du point de vue économique: produit bon marché et disponible commercialement ;
 - . du point de vue sécurité d'emploi : produit à faible toxicité, à point d'éclair élevé (> 55°C), donc peu inflammable ou peu volatil, et peu corrosif vis-à-vis des matériaux de construction courants .

En principe, il existe peu de composés chimiques qui possèdent cet ensemble de caractéristiques. On s'en approche par utilisation comme solvants de mélange (solvants industriels) composés :

- d'un agent d'extraction (5 à 30 %), responsable actif du transfert de masse, appelé aussi extractant ou complexant .
- d'un autre composé, le diluant (60 à 95 %) , n'ayant en principe aucune action sur le transfert de masse, et dont le rôle est de modifier les propriétés physiques de la phase solvant (abaissement de la viscosité et de la masse volumique) .
- d'un agent modificateur (2 à 5 %), destiné à modifier les propriétés interfaciales de la phase solvant et aussi d'élargir la plage de solubilité du soluté dans le complexant .

- quelquefois d'un catalyseur (2 à 5 %), destiné à améliorer la cinétique du transfert de masse

Le choix rationnel d'un solvant nécessite la connaissance de ses propriétés physiques, de ses propriétés thermodynamiques (courbe de distribution et de sélectivité) et de ses caractéristiques cinétiques de transfert du soluté considéré . Ce solvant doit également être choisi selon un coût modéré et surtout un approvisionnement assuré .

VI- Extraction multiétagée et extraction continue :

VI-1-Extraction multiétagée :

La réalisation pratique des extractions est toujours effectuée en plusieurs étages. Chaque étage comporte une étape de mise en mélange et une étape de décantation .

Soit le solvant est ajouté à chaque étage dans le mélange; c'est l'extraction à multidilution (figure [10]) , ou bien le solvant pur est introduit au premier (co-courant) ou au dernier étage (contre-courant) et les étages successifs utilisent l'extrait de l'étage précédent (co-courant) ou suivant (contre-courant) .Figure [11]

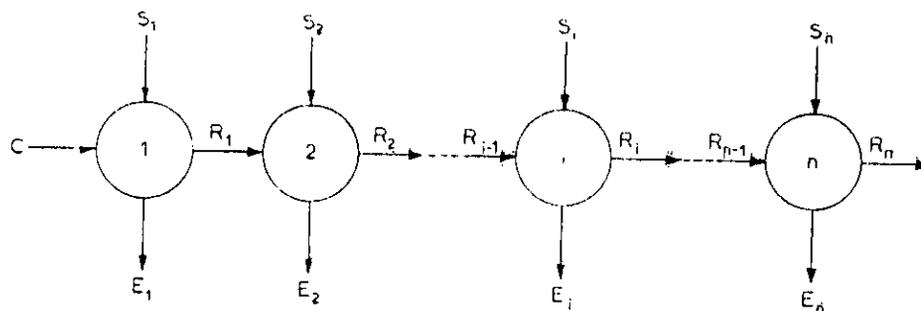


figure [10] - Schéma du mode opératoire de l'extraction à contacts multiples.

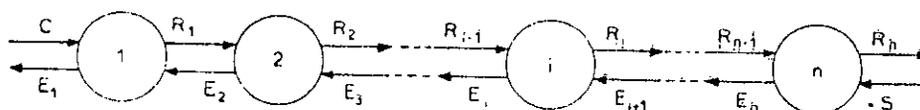


Figure [11] -- Schéma d'extraction à contre-courant

VI-2-Extraction continue :

La réalisation industrielle la plus usitée est l'extraction continue à contre-courant .

Ce type d'extraction est conduit dans des appareils à une seule calandre au lieu de l'être dans une succession d'appareils semblables .

Il est difficile, dans ces appareils, de mettre en évidence la succession mélange-décantation , d'où l'adjectif de « continue » par opposition à « multiétagée ». Cependant pour l'étude de ces appareils, il est commode de se ramener au cas de l'extraction multiétagée .

Dans le cas où des compartiments existent réellement, il est possible de parler d'étages réels ou plateaux réels et donc en introduisant une efficacité, de plateaux théoriques.

Reflux:

On appelle reflux, un recyclage d'extrait (contenant un peu de solvant éventuellement) vers le premier étage de l'extracteur.

Refroidissement intermédiaire:

Ce refroidissement est pratiqué sur la phase continue (solvant + extrait) afin d'abaisser le pouvoir solvant et de créer ainsi un reflux interne. Le refroidissement est pratiqué hors du contacteur.

VII- Notion d'efficacité:

Dans un contacteur (ou extracteur liquide), l'équilibre physico-chimique entre les deux liquides non miscibles est rarement atteint.

Si l'on se réfère à la concentration en soluté dans l'un des deux liquides, on peut définir vis-à-vis d'un étage réel d'échange « m », une efficacité ε , telle que:

$$\varepsilon = (x_{m-1} - x_m) / (x_{m-1} - x_m^o) = (y_m - y_{m+1}) / (y_m^o - y_{m+1}) \quad (15)$$

avec:

x_{m-1}, y_{m+1} : Concentrations à l'entrée de l'étage.

x_m, y_m : Concentrations à la sortie de l'étage.

x_m^o, y_m^o : Concentrations qui existeraient à l'équilibre à la sortie de l'étage.

VIII- Notion d'unité de transfert:

Pour le calcul de l'efficacité d'un appareil à contact continu en contre-courant, on peut se ramener à la méthode d'évaluation du nombre d'étages théoriques. On peut aussi utiliser la notion d'unités de transfert qui est directement déduite des lois réglant le mécanisme du transfert de matière.

VIII-1- Hauteur équivalente à un étage théorique (H.E.T.S):

Supposons que la colonne est découpée en sections telles que les phases quittant chacune de ces sections soient en équilibre. Tout tronçon ainsi défini est donc équivalent à un étage théorique (figure [12]). Nous devons remarquer que les phases en équilibre ne sont pas situées au même niveau; elles sont distantes de la longueur de la section fictive, longueur appelée hauteur équivalente à un étage théorique

(H.E.T.S). La hauteur de l'appareil est alors donnée par la relation:

$$H = N \cdot (HETS) \quad (16)$$

avec:

N : le nombre de plateaux théoriques.

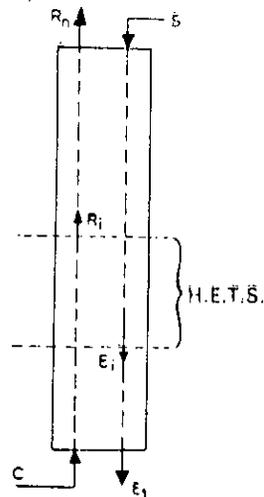


figure [12] - Hauteur
équivalente à un étage
théorique.

VIII-2- Hauteur équivalente à une unité de transfert (H.T.U) :

Le nombre d'unité de transfert dans les procédés d'extraction liquide-liquide est défini par les relations :

$$N_{OR} = \int_{X_1}^{X_2} \frac{dX}{X - X^*} \quad (17)$$

et:

$$N_{OE} = \int_{Y_1}^{Y_2} \frac{dY}{Y^* - Y} \quad (18)$$

avec :

N_{OR} : Le nombre d'unité global de transfert basé sur les concentrations en poids dans le raffinat .

N_{OE} : Le nombre d'unités de transfert global basé sur les concentration dans l'extrait .

Les concentrations X^* et Y^* sont celles à l'équilibre .

La hauteur d'une unité de transfert est obtenue en divisant la hauteur totale H de l'appareil par le nombre d'unité de transfert , on a donc :

$$HTU_{OR} = H / N_{OR} \text{ et } HUT_{OE} = H / N_{OE} \quad (19)$$

IX- L'appareillage des procédés liquide -liquide :

L'appareillage pour la mise en oeuvre d'un procédé d'extraction par solvant a essentiellement pour objet d'assurer :

- Le transfert efficace du soluté à travers l'interface des deux liquides non miscibles, intimement en contact .
- Séparer les phases obtenues .

L'intérêt économique d'un appareil industriel sera proportionnel à son débit massique volumique .

On distingue deux classes d'appareils :

IX-1- Les contacteurs à étages individualisés :

Dans ce type d'appareillage, une phase est dispersée et l'autre est amenée à l'équilibre dans le mélangeur, puis les phases sont séparées par décantation et envoyées à contre-courant dans les étages adjacents .

Mode de dispersion des phases	Contacteurs à étages individualisés	Contacteurs différentiels
Pesanteur	Colonnes à plateaux perforés Mélangeurs statiques	Colonnes à pulvérisation Colonne à garnissage
Agitation mécanique	Mélangeurs-décanteurs Colonnes ARD (Luwa)	Colonnes RDC (Escher) Colonnes Kuhni Colonnes Oldshue - Rushton Colonnes Scheibel Colonnes Graesser
Pulsion	Mélangeurs-décanteurs	Colonne à garnissage Colonnes pulsées à plateaux perforés Colonnes pulsées à plateaux alternatifs
Pompage	Pompes-décanteurs Mélangeurs statiques	
Force centrifuge	Contacteurs Westfalia Contacteurs Robatel Mélangeurs-décanteurs centrifuges Hydrocyclones Contacteurs à empilement d'hydrocyclones	Extracteurs Podbielniak Extracteurs Alfa-Laval Extracteurs Quadronic
Champs électrique	Contacteurs à champs électriques	

Tableau [1]: Classification des extracteurs liquide-liquide industriels

LA CRISTALLISATION

I- Préambule :

Le mot « cristal » provient du grec « krystallos » signifiant « pure glace » et évoque une pureté idéale

Dans l'industrie, la cristallisation est pratiquée dans le but d'obtenir, en une ou plusieurs étapes, un corps pratiquement pur. Située alors dans les derniers stades de la production, elle conditionne directement les résultats qualitatifs et quantitatifs.

Trois types de cristallisations peuvent être distingués :

- Cristallisation à partir de liquide, ou solidification (inverse de la fusion).
- Cristallisation par formation de précipité ; qui est essentiellement une réaction chimique
- Cristallisation d'un soluté à partir d'un solvant, par refroidissement ou évaporation du solvant, le soluté apparaît à l'état solide et peut être séparé du solvant résiduel par filtration, essorage, etc. Il s'agit dans ce cas d'un processus essentiellement physique, ceci le distingue nettement du cas précédent.

Dans ce qui suit, nous allons essayer de décrire cette forme de cristallisation, la plus utilisée dans l'industrie du raffinage.

II-Equilibre de cristallisation :

Lorsque nous refroidissons une solution initialement caractérisée par la température T_i et la concentration C_i ce qui correspond au point M sur la figure, nous nous déplacerons sur une horizontale et cela aussi longtemps que les cristaux n'apparaissent pas. Après franchissement de la courbe d'équilibre, les cristaux apparaissent très brutalement, à une température T_c qui représente la limite de la zone métastable qui correspond à une saturation parfois très forte. Cette apparition brutale de cristaux se fait par nucléation.

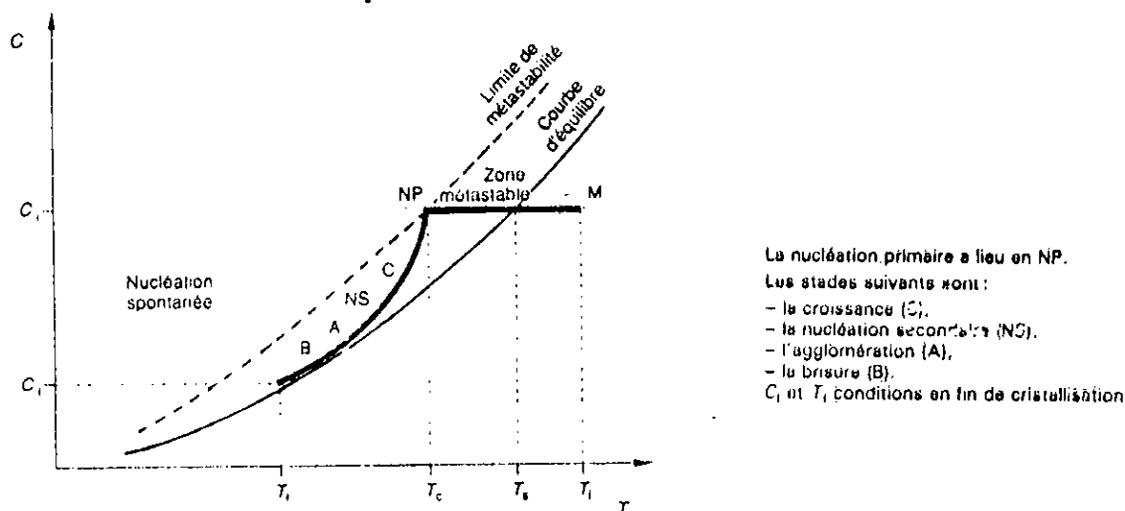


figure [13]: évolution de la concentration en solution au cours d'une cristallisation obtenue par abaissement de la température

III-Cinétique de la cristallisation :

III-1-Nucléation primaire et secondaire :

La nucléation est dite primaire , lorsque l'apparition des germes se fait dans un milieu où n'existe encore aucun cristal de la phase qui précipite . On parle de primaire homogène lorsque les cristaux se forment à l'intérieur de la solution et de primaire hétérogène dans le cas où ceux-ci se forment au contact d'une surface solide (paroi , agitateur,etc.) .

Dans certains cas, la solution contient déjà un grand nombre de cristaux , quand se déclenche une nouvelle vague de énucléation; celle-ci peut être due soit à une remontée brutale de la sursaturation, soit à l'attrition des cristaux .

Deux chercheurs ;OSWALD et FREUNDLICH [1], [2] , ont relié la concentration du liquide à la dimension du germe stable, celui-ci est assimilé à une fine gouttelette liquide en suspension dans un gaz, par la relation suivante :

$$\ln (C/C^*) = (2M\sigma) / (RT\rho r) \quad (20)$$

où :

- C : Concentration de la solution sursaturée .
- C* : Concentration de la solution saturée à l'équilibre
- ρ : Masse volumique du solide .
- M : Poids moléculaire du solide .
- r : Rayon du germe assimilé à une sphère .
- σ : Tension interfaciale .
- R : Constante des gaz parfait .
- T : Température en Kelvin (°K) .

L'énergie d'activation G_c ; seuil de la cristallisation est donnée par :

$$G_c = (16\pi\sigma^3M^2) / (RT \rho \ln (C/C^*))^2 . \quad (21)$$

D'autre part la vitesse de formation des germes est représentée par :

$$N = K e^{-G_c/RT} \quad (22)$$

où :

- N : est le nombre de germes stables formés par unité de temps
- K : est la constante de vitesse .

III-2- Croissance des cristaux :

La croissance des cristaux peut être représentée en deux étapes, figure [13] :

- 1- Diffusion du soluté dans l'interface du cristal .
- 2- Réaction à la surface pour absorber le soluté .
 - . Absorption sur la surface du cristal .
 - . Orientation sur la surface .
 - . Dissipation de la chaleur lors de la cristallisation .

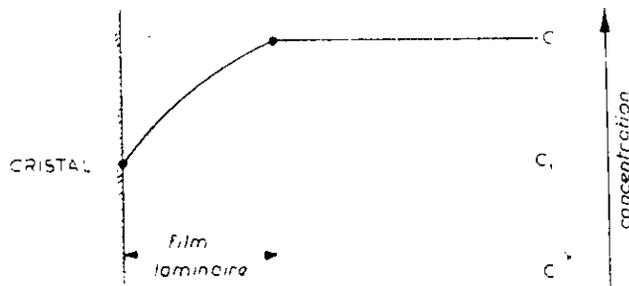


figure [13]: Aspect diffusionnel de la cristallisation

La distribution de la taille des cristaux (Crystal Size Distribution CSD) a une relation directe avec tous les problèmes de cristallisation (pureté , stabilité , séparation solide-liquide , etc.) . Elle ne peut être déterminée qu'à partir d'un bilan de population, basé sur le fait que le nombre de particules discrètes doit être conservé quelque soit le système dispersé .

IV-Méthodes de cristallisation :

IV-1-Cristallisation en un seul étage :

La cristallisation en un seul étage, figure [14], est caractérisée par un rendement assez faible et , par un produit ne dépassant 80 % de pureté .

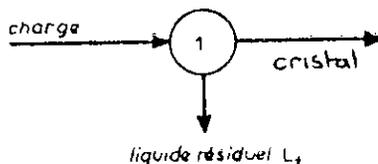


figure [14]: Cristallisation à un seul étage

IV-2-Cristallisation étagée :

L'efficacité de l'opération précédente peut être améliorée en procédant à une cristallisation en plusieurs étapes, figure [15] . L'emploi de solvant sélectif permet une meilleure cristallisation avec une faible rétention de solvant dans les cristaux .

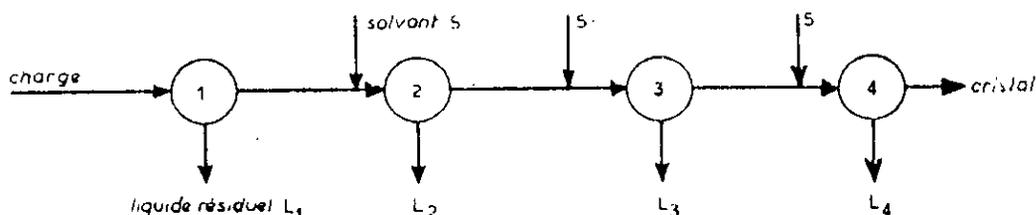


figure [15] : Cristallisation étagée avec lavage au solvant

IV-3-Cristallisation à contre-courant continue :

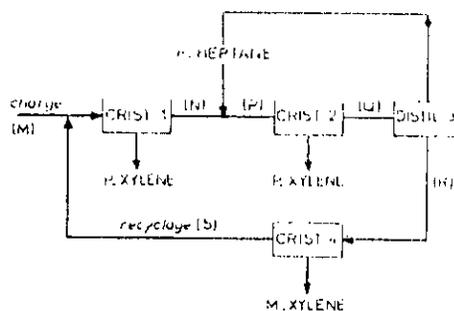
Dans certains procédés de cristallisation, la succession de cristallisoirs représentée par la figure précédente est remplacée par une colonne avec un gradient de température pour remplacer la suite d'étages.

Les cristaux introduits en général au sommet de la colonne, descendent vers le fond où la température est légèrement supérieure. Par réchauffement les cristaux dégagent la liqueur-mère qui remonte vers le haut et est extraite au sommet après passage dans un filtre. La pureté obtenue en utilisant ce type de procédé peut atteindre 99,5 %.

IV-4-Cristallisation extractive :

La présence d'un eutectique dans un système de cristallisation a le même effet que l'azéotrope en distillation. L'utilisation d'une troisième substance permet de contourner l'eutectique pour obtenir un rendement élevé et une séparation totale des deux constituants purs.

Le schéma de la figure [16], donne un exemple de séparation des paraxylènes par cristallisation extractive ; le solvant utilisé dans ce cas est du n-pentane.



figure[16] : Séparation du para-xylène par cristallisation extractive

V-Equipement de cristallisation :

Les équipements de cristallisation doivent être construits de manière à ce que les conditions suivantes soient satisfaites.

- Contrôle du niveau de sursaturation pour correspondre à un faible taux de formation de nucléis.
- Maintien d'un nombre suffisant de cristaux germes en suspension.
- Garder autant que possible, les cristaux germes en contact avec la liqueur sursaturée, pour minimiser les pertes dues au temps de leurs désintégration.
- Retirer l'excès de nucléis après leur formation.
- Minimiser la nucléation secondaire, en gardant l'énergie mécanique introduite et l'attrition des cristaux la plus faibles possible.
- Maintenir la densité de Magma, la plus élevée possible. En général, plus la densité de Magma est élevée, plus la taille moyenne des cristaux est grande.

- Minimiser la consolidation du solide , en éliminant le gradient de chaleur et de matière localisé et en opérant à des températures les plus basse possible .
- Créer un environnement chimique (impuretés, additifs, etc.) adéquat, favorisant la forme et la croissance désirée du cristal .

Deux schémas de classification des équipements de cristallisation sont employés d'une part selon la méthode de génération de la sursaturation et d'autre part selon la méthode de suspension des cristaux croissants .

Il existe cinq méthodes de base pour la génération de la sursaturation :

- a- Evaporation :** par vaporisation du solvant .
- b- Refroidissement :** par refroidissement de la solution par échange thermique .
- c- Refroidissement sous vide :** en procédant à un flash adiabatique de la solution à des températures basses .
- d- Réaction:** par réaction chimique .
- e- Addition :** par addition d'une troisième substance pouvant changer le rapport de solubilité .

Cette classification n'est pas entièrement satisfaisante du fait que plusieurs de ces méthodes peuvent être utilisées dans un même équipement . La classification selon la méthode d'élimination des cristaux croissants apparaît plus adéquate .

Quatre types de cristalliseurs de bases sont utilisés , nous les présentant ci-dessous :

- **Cristalliseur à circulation de magma :**
C'est le type de cristalliseur , le plus important et le plus utilisé . Tous les cristaux croissants circulent à travers la zone du cristalliseur où la sursaturation est générée . On distingue les cristalliseurs à circulation forcée et les drafts-tube crystallizers .
- **Cristalliseur à circulation de liqueur :**
Dans ce cas, il n' a que la liqueur qui circule, la masse des cristaux croissants restant fixe. Dans une première partie du cristalliseur, la liqueur est amenée à la sursaturation, puis passe à travers une seconde partie où elle cède cette sursaturation aux cristaux croissants et revient enfin au compartiment initial .
- **Cristalliseur à surface grattoir :**
La cristallisation dans ce cas, est produite par un échange de chaleur direct avec un milieu refroidissant à la surface de transfert de chaleur . Celle-ci est continuellement agitée ou grattée , dans le but de minimiser la déposition du solide encrassant .
- **Cristalliseur réservoir (Tank crystallizers) :**
La cristallisation est produite de plusieurs façons :
 - . par refroidissement de la solution dans des réservoirs statiques ,
 - . agitée par convection / radiation naturelles ,
 - . par refroidissement à travers des serpentins ,
 - . ou à travers l'enveloppe du réservoir .

Le tableau [2], donne à travers les deux schémas de classification , les différents types de cristallisoirs, les critères et les exemples d'applications .

VI- Design des cristallisoirs :

Le design de tout système de cristallisation nécessite la connaissance des spécifications complètes concernant le cristallisoir, les substances à cristalliser , les accessoires nécessaires à l'opération ainsi que le site où l'unité va être installée .

Une liste des spécifications du design des systèmes de cristallisation est présentée dans le tableau [2] .

Pour ce qui est des cristallisoirs, les procédures de dimensionnement sont énumérées ci-dessous :

- 1- Sélection du type du cristallisoir en se basant sur les critères du tableau [2] .
- 2- Sélection des températures opératoires, à partir des courbes de solubilité et de sursolubilité .
- 3- Calcul des débits massiques et des quantités de chaleur à partir des bilans massiques et thermiques .
- 4- Détermination du temps de séjour moyen nécessaire à la production de la CSD désirée à partir des données sur la nucléation et la croissance des cristaux .
- 5- Dimensionnement du cristallisoir, en se basant sur les informations précédentes .

VI- Coût des cristallisoirs :

Il est souvent difficile de faire une estimation précise du coût du cristallisoir . En général , le cristallisoir à circulation de liqueur est le plus coûteux, suivie du cristallisoir à circulation de magma et enfin le cristallisoir réservoir (tank crystallisers).

Comparé au cristallisoir réservoir, le rapport de prix varie de 4/1 à 3/1, dépendant de la capacité de l'équipement .

Tableau [2] : Spécifications de design pour les systèmes de cristallisation .

A - Spécification concernant les produits :

- 1- Formule chimique, nom et pureté du produit qui va être cristalliser .
- 2- Les exigences sur la quantité, qualité (pureté) et dimensions des particules .
- 3- Composition de la solution d'alimentation incluant les impuretés et leurs impacts sur le système cristallin .
- 4- Courbe de solubilité et de sursolubilité .
- 5- Distribution des tailles des cristaux (CSD) et/ou la cinétique de cristallisation .
- 6- Propriétés physiques :
 - a- Chaleurs spécifique de la solution et des cristaux .
 - b- Densité de la solution et des cristaux .
 - c- Viscosité de la solution .
 - d- L'élévation du point d'ébullition de la solution saturée .
 - e- Chaleur de cristallisation .
 - f- Vitesse de sédimentation des cristaux de taille moyenne dans la solution mère.
 - g- Pression de vapeur du solvant .
 - h- Température de décomposition des cristaux .
 - i- Nature des cristaux ; corrosifs, hygroscopiques, toxiques, inflammables , explosifs ,etc.

B - Spécifications concernant le cristalliseur :

- 1- Procédés continus ou discontinus .
- 2- Type du cristalliseurs et, ses caractéristiques particulières .
- 3- Matériaux de construction .
- 4- Accessoires ; pompes , valves , filtres , etc.

C - Spécifications concernant le site :

- 1- Localisation , surface , site , élévation et accessibilité .
- 2- Disponibilité et coût des utilités (vapeur, électricité, etc.).
- 3- Régulation du système .
- 4- Disponibilité et coût de la main d'oeuvre .

L'ADSORPTION :

I-Préambule :

L'adsorption est un phénomène physico-chimique se traduisant en particulier par une modification de concentration à l'interface de deux phases non miscibles .

L'adsorption par un solide, peut être définie comme étant le phénomène de concentration des molécules d'une phase gazeuse ou liquide sur la surface totale du solide (incluant les pores) . Cette adsorption n'est pratiquement utilisable que si on met en oeuvre des solides présentant une aire de surface par unité de masse suffisamment élevée . Cette aire de surface est appelée surface spécifique du solide et s'exprime en général en m^2/g .

II-Equilibre d'adsorption sur un solide :

Les phénomènes d'adsorption par les solides sont dues , dans le cas de la physisorption, à des forces d'interaction physiques non sélectives, faisant intervenir les forces de VAN DER WAALS, ainsi que les liaisons d'hydrogène entre les atomes constituant la couche superficielle du solide et les molécules de la phase gazeuse ou liquide se trouvant au contact du solide

La chimisorption ou adsorption activée implique par contre des liaisons chimiques similaires à celles se produisant lors d'une réaction chimique . Elle est sélective et généralement irréversible .

III-Adsorption des phases pures par les solides :

III-1-Adsorption des gaz :

Les courbes donnant les quantités adsorbées (nombre de mole , masse , volume à température et pressions normales, ramenées à l'unité de masse de l'adsorbant) en fonction de la pression et pour une température stationnaire, sont appelées isothermes d'adsorption . Celles-ci peuvent être classées en cinq types de figures, (figure [17]) dépendant d'une part de la nature et de la structure de l'adsorbant et d'autre part de la nature de l'adsorbât .

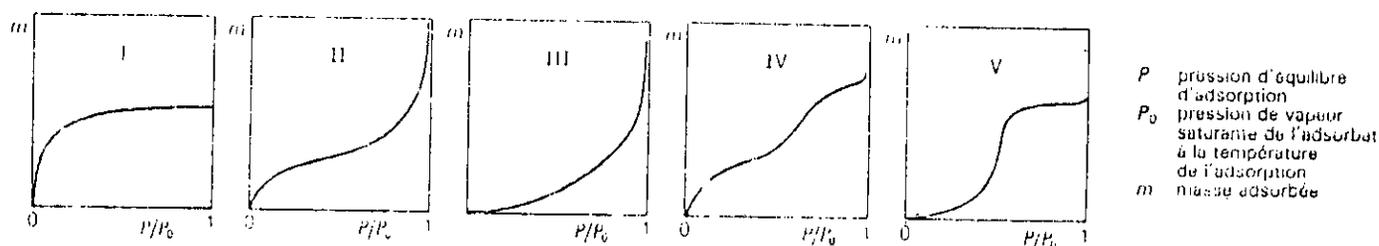


figure [17] : Différents types d'isothermes d'adsorption de vapeurs condensables

Les isobares d'adsorption sont les courbes qui représentent les variations de la quantité du gaz adsorbée à l'équilibre en fonction de la température, à une valeur donnée de la pression .

Si l'on représente les variations de la pression avec la température pour une quantité adsorbée constante , nous obtenons les isostères .

Les caractéristiques thermodynamiques de l'adsorption d'un gaz par un solide sont l'exothermicité du phénomène et sa réversibilité (c'est à dire désorption) .

les théories relatives à l'adsorption sont très nombreuses , nous citerons comme exemples:

a- La loi d'HENRY:

Quand « N » molécules sont adsorbées sans dissociation sur une surface homogène, à des températures suffisamment élevées et des pressions suffisamment basses, la loi d'HENRY pourrait s'appliquer .

Elle est formulée de la façon suivante :

$$N = a \cdot P \quad (23)$$

où :

a est une constante .

b - L'isotherme de FREUNDLICH :

C'est une équation empirique représentative des isothermes de type I :

$$m = k \cdot p^n \quad (\text{avec } n < 1) \quad (24)$$

où :

k et n : sont des constantes caractéristiques du couple gaz-adsorbant à une température donnée .

c -L'isotherme de LANGMUIR :

C'est une équation fondamentale dans l'étude théorique d'une isotherme d'adsorption de type I :

$$m = m_0 \cdot a P / (1 + a P) \quad (25)$$

où :

m_0 : représente la quantité de gaz nécessaire pour recouvrir un gramme d'adsorbant d'une couche monomoléculaire .

a : est une constante = $A \exp(B/T)$
avec (A et B des constantes et la température T absolue)

d - L'isotherme de BRUNAUER, EMMETT et TELLER (ou isotherme BET) :

C'est une équation qui représente assez bien les isothermes de type II et III ainsi que le début des isothermes IV et V :

$$m = m_0 \cdot cx / [(1-x) \cdot (1-x+cx)] \quad (26)$$
 ou, dans le cas d'un mélange complexe (c'est à dire contenant j gaz, la quantité adsorbée (en nombre de moles) est donnée par :

m_0 : représente la masse (en gramme) de vapeur nécessaire à la formation d'une couche monomoléculaire complète sur la surface d'un gramme de solide.

c : est une constante $\equiv \exp(q_d - q_1) / RT$ relatif au composé i.

q_1 : représente en mole de m, pour le constituant i.

q_d : Chaleur d'adsorption différentielle libérée par les molécules de la couche en contact direct avec la surface du solide.

Adsorption des mélanges liquides :

q_1 : Enthalpie de liquéfaction, représentant la chaleur libérée par les

molécules d'une toute autre couche. plus pratique que dans le cas

des mélanges où apparaît un phénomène d'adsorption préférentiel. A ce titre

L'équation de KELVIN : (pour le calcul du rayon d'un pore) ion des mélanges

La vapeur d'un composé peut se condenser dans un pore à une pression p inférieure à sa pression de vapeur saturante p_0 , si le rayon r (en mètre) de ce pore assimilé à un cylindre satisfait l'équation de KELVIN :

$$r = [2 \cdot \gamma \cdot M \cdot \cos \alpha] / [RT \cdot p_i \cdot \ln(p / p_0)]$$
 où γ : tension superficielle de l'adsorbât à l'état liquide.

α : angle de contact de l'adsorbât liquide avec le solide adsorbant.

M : masse molaire de l'adsorbât (kg / kmole).

p_i : masse volumique de l'adsorbât liquide (kg / m³).

T : température absolue.

L'étude de la cinétique de l'adsorption présente un intérêt pratique

III-2-Phénomènes à l'interface solide - liquide : l'adsorbant dans une opération

Lors de l'adsorption d'un liquide pur, il est très difficile de mettre en évidence la phase adsorbée à l'interface ; les propriétés de celle-ci sont généralement voisines de celles de la phase liquide. La seule manifestation mesurable dans ce cas, en dehors des phénomènes de mouillage et de non mouillage, est un phénomène thermique appelé chaleur d'immersion. Cette chaleur provient de la disparition de la surface libre du solide et de son remplacement par l'interface solide-liquide. Elle dépend donc de la surface spécifique de l'adsorbant.

Cette chaleur provient de la disparition de la surface libre du solide et de son remplacement par l'interface solide-liquide. Elle dépend donc de la surface spécifique de l'adsorbant.

Cette chaleur provient de la disparition de la surface libre du solide et de son remplacement par l'interface solide-liquide. Elle dépend donc de la surface spécifique de l'adsorbant.

Cette chaleur provient de la disparition de la surface libre du solide et de son remplacement par l'interface solide-liquide. Elle dépend donc de la surface spécifique de l'adsorbant.

III-3-Adsorption des mélanges : impliquant la pénétration de l'adsorbât dans le système poreux de l'adsorbant.

a- Adsorption des mélanges gazeux :

Lorsque un solide est mis en contact avec un mélange gazeux, chaque constituant de ce dernier manifeste une affinité d'adsorption différente à la surface. La composition de la phase gazeuse devient de ce fait différente de la phase adsorbée.

V- Principe de fractionnement des mélanges :

L'adsorption d'un mélange peut être menée de deux façons différentes :

- En régime statique ; l'adsorption dans ce cas est effectuée dans un espace clos dans lequel l'adsorbant est mis au contact du mélange .
- En régime dynamique ; où on force le mélange à traverser un lit d'adsorbant .

V-1- Cas des gaz :

L'adsorption dynamique d'un seul gaz (1) adsorbable dans un mélange binaire (1,2) , suit la relation de LANGMUIR. La quantité adsorbée s'écrit alors :

$$n^s_1 = n^o_1 a_1 . p . x_1 / (1 + a_1 . p . x_1) \tag{29}$$

Lorsqu' on fait circuler ce mélange dans une colonne, on observe la formation de deux fronts (figure [18]) .

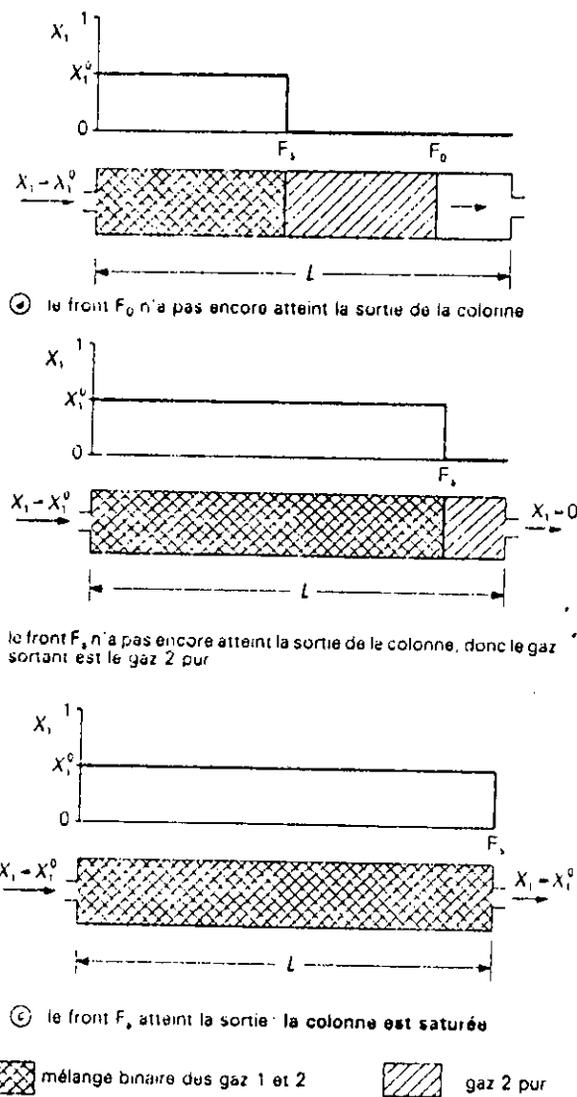


figure [18] - Adsorption dynamique idéale en colonne.

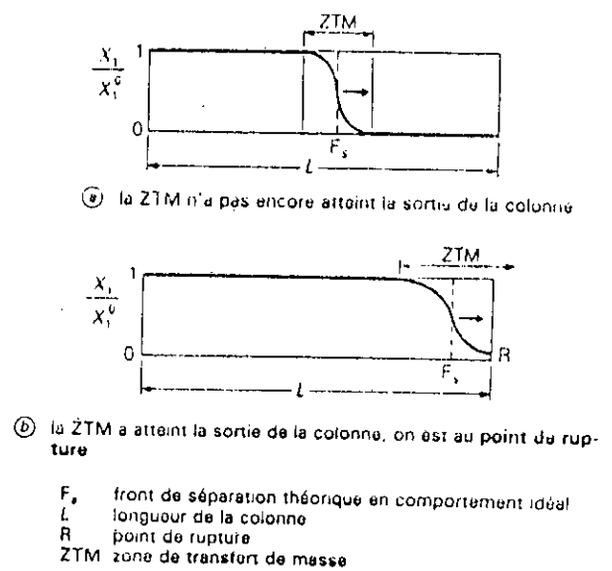


figure [19] - Représentation de la zone de transfert de masse dans une colonne d'adsorption.

- Un front F_o séparant la partie de la colonne où aucun gaz n'a encore circulé d'une partie contenant seulement du gaz (2) .
- Un front F_s séparant cette dernière partie d'une autre partie s'étendant jusqu'à l'entrée de la colonne et contenant un mélange de (1) et de (2) .

Quant F_o atteint la sortie de la colonne , on recueille alors du gaz (2) pur (figure [18-b]) et cela jusqu'à ce que le front F_s arrive à son tour à la sortie de la colonne (figure [18-c]) la colonne est alors saturée .

Dans le cas où l'équilibre de l'adsorption est instantané (cas idéal), le front F_s a un profil droit . La quantité maximale de gaz (en mole) recueillie à la sortie de la colonne est donnée par la relation :

$$N_2 = m_a \cdot n^s_{1} \cdot (1 - x^o_1) / x^o_1 \quad (30)$$

avec :

m_a : masse de l'adsorbant (kg) .

N_2 : est également appelée quantité stoechiométrique .

Si l'on fait intervenir les retards à l'équilibre d'adsorption, le front F_s se dilue et se transforme en une zone, dite zone de transfert de masse (ZTM) (figure [19]) . La variation de la fraction x_1 dans le mélange dans la ZTM est appelée courbe de rupture . Le moment où le courant de gaz effluent de la colonne cesse d'être formé de gaz pur (2), est dit point de rupture .

Dans le cas où nous avons une adsorption simultanée du gaz (1) et (2) , l'excès de gaz (1) dans la phase adsorbée est donnée par :

$$n^a_{1} = n^s_{1} - n^s_{2} \cdot x_1 / (1 - x_1) \quad (31)$$

Dans le cas idéal , la quantité stoechiométrique est donnée par :

$$N_2 = m_a \cdot n^a_{1} \cdot (1 - x^o_1) / x^o_1 \quad (32)$$

Dans le cas non idéal , nous retrouverons le même profil de la zone de transfert de masse (ZTM) .

V-2-Cas des liquides :

- Dans le cas idéal de mélange binaire (1 et 2) avec (1) préférentiellement adsorbé, on retrouve le front de discontinuité à profil droit F_s de la figure [18].

La quantité stoechiométrique N_2 est donnée dans ce cas par :

$$N_2 = m_a \cdot n^a_{1} \cdot (1 - x^o_1) / x^o_1 \quad (33)$$

qui devient pour les solutions diluées :

$$N_2 = m_a \cdot n^a_{1} / x^o_1 \quad (34)$$

avec :

$$x_1 = C^o_1 / n_{SOL} \quad (35)$$

$$n^s_{1} = n^a_{1} \quad (36)$$

Lorsque le système adsorbat-adsorbant est décrit par la relation de FREUNDLICH ($n^s_1 = k.C_1^n$), la quantité stoechiométrique devient :

$$N_2 = m_a \cdot n_{\text{SOL}} \cdot k.(C_1)^{n-1} \quad (C : \text{mole/l}) \quad (37)$$

Lorsque les concentrations sont exprimées en (g / m^3), l'équation de FREUNDLICH s'écrit :

$$m^s_1 = a C_1^n \quad (38)$$

avec:

m^s_1 : g / kg d'adsorbant .

La quantité du composé liquide (2) pur recueilli ,en kg, est donnée par :

$$N_2 = m_a \cdot \rho_{\text{SOLV}} \cdot k.(C_1)^{n-1} \quad (39)$$

avec:

ρ_{SOLV} : masse volumique du solvant en kg / m^3 .

- Dans le cas réel, les quantités du liquide pur obtenu à la sortie de la colonne, sont toujours inférieures à celles mentionnées précédemment (cas idéal) .

Le rendement de la colonne est donné dans ce cas par l'expression :

$$R_t = 100.(L - 0,5 l_{\text{ZTM}}) / L \quad (40)$$

avec:

L : longueur de la colonne .

l_{ZTM} : longueur de la zone de transfert de masse .

VI- Application de l'adsorption en phase gazeuse :

Dans l'utilisation pratique des phénomènes d'adsorption des mélanges gazeux, le procédé d'adsorption est par nature intermittent et doit comporter deux phases .

Une phase d'adsorption au cours de laquelle la charge est envoyée sur l'adsorbant frais et une phase consécutive de désorption ou régénération au cours de laquelle l'adsorbant est débarrassé de l'adsorbant .Au terme de cette désorption, l'adsorbant devient apte pour une nouvelle phase.

VI-1- Procédés avec régénération thermique :

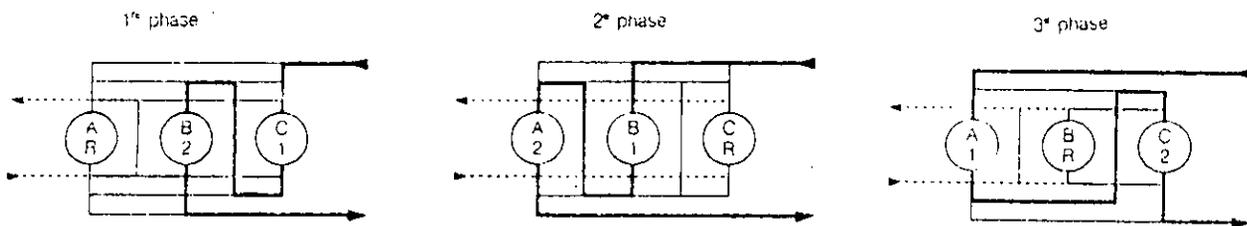
La régénération thermique n'est applicable que pour des adsorbats suffisamment stable à la chaleur .

L'apport de cette chaleur peut être :

- **Direct** : par injection de fluides gazeux chauds (air , gaz inerte , vapeur d'eau) dans la colonne, et dans le sens inverse du gaz qui est adsorbé .

- **Indirect** : par l'intermédiaire d'échangeurs ou de serpentins noyés dans le lit de l'adsorbant.

La réalisation des installations industrielles fonctionnant en continue, nécessite l'utilisation d'au moins deux adsorbants (figure [20]), l' un en cycle d'adsorption pendant que l' autre est en régénération , puis en refroidissement.



en trait plein gras : circulation dans les 2 adsorbents en série (1,2) en adsorption
en tireté : circulation dans l'adsorbent en régénération (R)

figure [20]: Installation à trois adsorbents (A, B et C)

VI-2-Procédés avec régénération par diminution de la pression :

Cette forme de régénération a comme avantage de pouvoir effectuer l'adsorption et la désorption à la même température .

La désorption s'effectue souvent à la pression atmosphérique .Toutefois dans certains procédés, on utilise des pressions plus basses, ce qui accroît la complexité de l'installation et du coût énergétique .La pression d'adsorption est généralement comprise entre 0.3 et 5 MPa.

Les réalisations industrielles font appel à la mise en oeuvre de plusieurs colonnes (20 colonnes et plus).

Nous pouvons citer comme applications

- Séparation isoalcanes / n-alcanes.
- Séparation azote / oxygène de l'air.
- Séparation propylène / propane.
- Purification de l'hydrogène.

VII- Application de l'adsorption en phase liquide :

Nous pouvons classer les applications de l'adsorption en phase liquide en deux domaines:

-Traitement des solutions diluées : la condition nécessaire pour obtenir une séparation entre le solvant et les solutés dans ce cas, est de disposer d'un adsorbant vis-à-vis duquel l'adsorbabilité du solvant est inférieure à celle du soluté

- Fractionnement des mélanges .

Quand aux procédés mis en oeuvre , nous distinguons les procédés par contact en cuve et les procédés par percolation en colonne.

VIII-Description des systèmes d'adsorption :

VIII-1-Adsorbeurs :

Lorsque le débit de la phase à adsorber n'est pas important (2500 ft / min), ou lorsque on opère sous haute pression, l'adsorbeur est placé généralement en position verticale. Pour des débits plus importants ; les adsorbeurs sont disposés horizontalement . La couche d'adsorbant est maintenue dans ce cas sur un support horizontale.

La particularité dans les procédés de l'industrie pétrolière, est que des lits d'adsorbant verticaux large de 8 à 10 ft sont aussi utilisés.

Le support retenant le lit d'adsorbant est constitué par une plaque métallique ou plastique perforée bien rigide dont le matériaux de construction doit être plus résistant à la corrosion que le matériau de construction de l'adsorbeur . L'utilisation du Titanium est acceptable pour toute les opérations de récupération de solvant utilisant le charbon actif comme adsorbant.

Le corps de l'adsorbeur doit être équipé de trous d'homme ou d'orifices d'inspection au dessus et au dessous du lit d'absorbant dans le but de localiser les causes des irrégularités et de procéder à des prélèvement d'échantillons d'adsorbeur pour l'analyse .

Les adsorbeurs doivent être équipés d'un système de contrôle de la chute de pression. Une diminution de la pression indique en fait la création de vide ou le mouvement de l'adsorbant .Par contre une élévation de celle-ci témoigne de la contamination ou la dégradation de l'adsorbant.

VIII-2-Valves et sièges de valves :

La plupart des valves d'entrée et de sortie utilisées dans les adsorbeurs sont les valves papillons .

Dans le cas ou des sièges de valves en composés polymères sont utilisés , la compatibilité du polymère doit être évaluée à la température opératoire et à la température de régulation.

Les imperfections les plus courantes des systèmes d'adsorption sont causées par des valves trouées ou ayant des fuites ;Ce qui conduit , à des concentrations de sortie élevées et donc des taux d'adsorption faibles et à des pertes excessives de vapeurs.

VIII-3- Vidange:

Les zones supérieures de l' adsorbeur doivent être vidées afin d'éviter l'accumulation de condensât ; cause principale de la corrosion.

IX- Exemple :

Dans ce qui suit , nous considérons le cas d'un complexe chimique , fonctionnant en continue et évacuant $240 \text{ m}^3 / \text{j}$ d'une eau polluée contenant $50 \text{ g} / \text{m}^3$ d'acide picrique (2,4,6-trinitrophenol), où les normes d'environnement exige $1 \text{ g} / \text{m}^3$.

Nous choisissons le traitement au charbon actif du fait de ses propriétés hydrophobes et organophiles . Nous examinerons alors l'utilisation de deux types de procédés :

- a- Installation par contact en cuve .
- b- Installation par percolation en colonne .

a - Installation par contact en cuve :

Les isothermes d'adsorption de l'acide picrique données par la figure [21] pour différents temps de contact (1, 3, 6, infini) concernant un charbon actif commercial d'une granulométrie de $400 \mu\text{m}$, se rapportent à une température de 25°C .

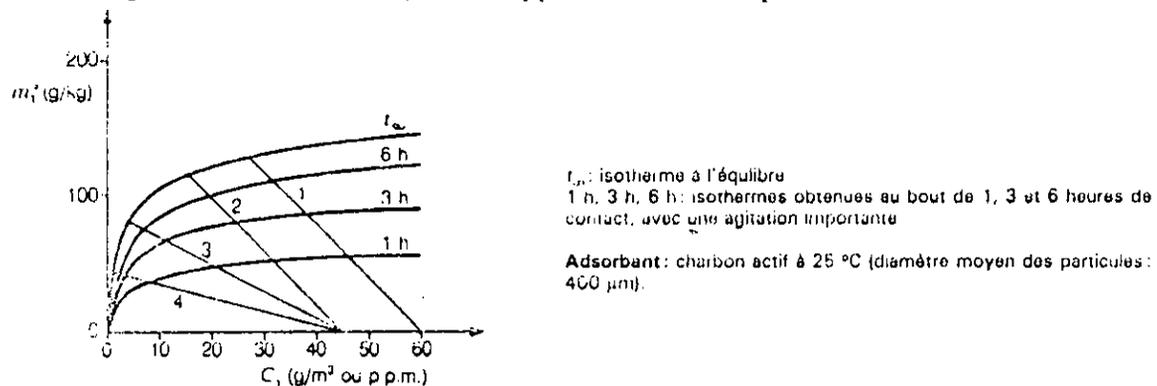


figure [21]: Isothermes expérimentales d'adsorption du 2,4,6- trinitrophénol dans l'eau à 25°C .

La quantité m_a d'adsorbant nécessaire pour traiter 1 m^3 d'une solution de concentration C_1^0 pour amener cette concentration à une valeur C_1 est donnée par la relation suivante :

$$m_a = V(C_1^0 - C_1) / m_1^s \quad (41)$$

où:

- V : volume de la solution .
- C_1^0 : concentration initial .
- m_1^s : quantité adsorbée
- m_a : quantité d'adsorbant .

Il est clair que les isothermes de la figure [22] peuvent être représentées par l'équation de FREUNDLICH .

$$m_1^s = a.C_1^n \quad (42)$$

Soit :

$$\ln (m_1^s) = a + n \ln (C_1) .$$

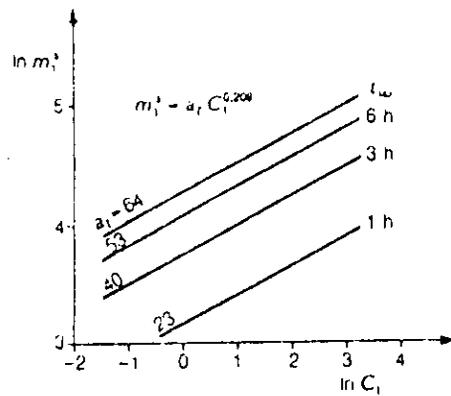


figure [22] : isothermes d'adsorption de la figure [21], linéarisées à partir de la relation de FREUNDLICH.

En traçant $\ln (m_1^s)$ en fonction de $\ln (C_1)$, nous obtenons les courbes représentées par la courbe de la figure [23]

Les pentes des différentes droites sont identiques et sont égales à $n = 0,209$. Cependant les ordonnées à l'origine a_t varient selon le temps de contact.

Nous pouvons alors écrire que :

$$m_1^s = a_t \cdot C_1^{0.209} \tag{43}$$

nous obtenons donc :

$$m_a = V \cdot (C_1^0 - C_1) / (a_t C_1^{0.209}) \tag{44}$$

Sachant que :

$$C_1^0 = 50 \text{ g/m}^3$$

$$C_1 = 1 \text{ g/m}^3$$

$V = t \cdot Q_v$, et est égale au volume minimal V_c de la cuve (figure [24]).

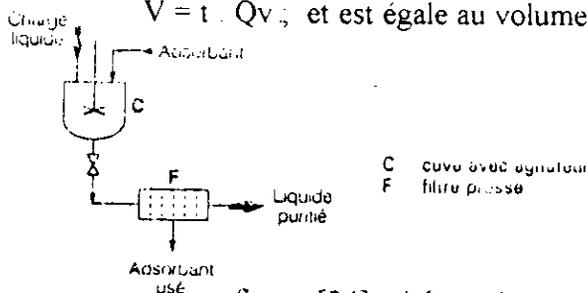


figure [24] : Adsorption par contact en cuve

Nous pouvons calculer le tableau suivant :

Temps de contact. hr	V_0 (m^3)	a_t	m_1^s (g/kg)	m_a (kg)	m_a (kg/m^3)	m_a (kg/j)
1	10	23	23	21.3	2.13	511
3	30	40	40	36.75	1.23	295
6	60	53	53	55.47	0.82	221
Equilibre	-	64	64	-	0.77	185

Tableau [3]: Paramètre de fonctionnement en une seul cuve.

Si nous envisageons, maintenant un traitement dans deux cuves de même volume V placées en série et avec le même temps de contact (figure [25]), nous aurons :

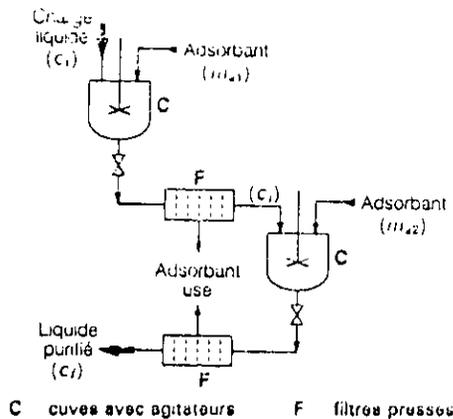


Figure [25] : Montage de deux cuves en série

- Quantité d'adsorbant utilisé dans la cuve 1 :

$$m_{a1} = V.(50 - C_i) / (a_t C_i^{0.209}) \quad (45)$$

- Quantité d'adsorbant utilisé dans la cuve 2 :

$$m_{a2} = V.(C_i - 1) / (a_t C_i^{0.209}) = V.(C_i - 1) / a_t \quad (46)$$

avec:

C_i : est la concentration intermédiaire à la sortie de la première cuve .

La quantité total de charbon actif utilisée est :

$$m_a = m_{a1} + m_{a2} = V.(50 C_i^{-0.209} - C_i^{-0.709} + C_i - 1) / a_t \quad (47)$$

La valeur de C_i est déterminée de telle façon à avoir une consommation minimale d'adsorbant .

Afin de déterminer m_a minimale , nous traçons $m_{at} / V = f (C_i)$ pour des valeurs de C_i comprise entre 1 et 50 , nous obtenons la courbe de la figure [26]

Par lecture sur cette courbe, nous déterminons la valeur de C_i :

soit:

$$C_i = 12 \text{ g} / \text{m}^3$$

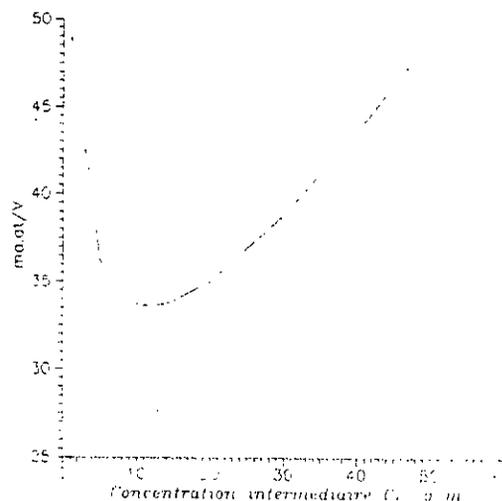


Figure [26] : Courbe de la relation $m_{at} / V = f (C_i)$

Nous obtenons les résultats suivants donnés sous forme de tableau :

Temps de séjour hr	$V_c=V/2$	a_t	deux cuves en série					
			cuve n° 1		cuve n° 2		système m_a	
			kg / m ³	kg / j	kg / m ³	kg / j	kg / m ³	kg / j
1	5	23	0.98	235	0.48	115	1.46	350
3	15	40	0.57	137	0.28	67	0.85	204
6	30	53	0.43	103	0.21	50	0.64	153
équilibre	-	64	0,35		-	0,17	0,52	-

Tableau [4] : Paramètre de fonctionnement en deux cuves en série

Dans les deux cas de figure précédents (fonctionnements en une seule cuve et en deux cuves en série), le choix du temps de contact est fonction des données technico-économiques, c'est à dire, investissement en fonction du volume de la cuve , possibilité de stockage intermédiaire du rejet de l'unité, prix du charbon actif dont la consommation journalière n'est pas négligeable surtout avec les solutions à taux de contact courts .

Dans ce sens, nous remarquons, que la consommation d'adsorbant dans le cas de l'utilisation de deux cuves en série se trouve réduite en moyenne de 30% comparé au cas où nous utilisons une seule cuve .Cependant, les investissements sont plus élevés .

b- Installation par percolation en colonne :

Dans le traitement par adsorption dynamique en colonne, la quantité de composé liquide pur recueilli (eau pur dans notre cas), et comme il a été indiqué dans la théorie est donnée par :

$$M_{\text{eau}} = m_a \cdot \rho_{\text{sol}} \cdot a \cdot (C_1^0)^{n-1}$$

avec:

ρ_{sol} : la masse volumique du solvant (kg/m³) .

a et n : les constantes de l'équation de FREUNDLICH .

Nous avons :

$$\rho_{\text{sol}} = \rho_{\text{eau}} = 10 \text{ kg / m}^3$$

$$C_1^0 = 50 \text{ g / m}^3$$

et:

$$n = 0,209$$

En utilisant 1kg d'adsorbant (charbon actif) , nous obtenons à l'équilibre :

$$M_{\text{eau}} = 1.10^3 \cdot 64 \cdot (50)^{-0.791} = 2,90.10^3 \text{ kg}$$

Soit $2,9 \text{ m}^3$ d'eau pour 1 kg d'adsorbant, ce qui correspond à une consommation de $0,344 \text{ kg}$ de charbon actif par m^3 d'eau, consommation nettement inférieure à celle obtenue dans le cas des installations par contact en cuve.

Pour déterminer la consommation réelle et compte tenu de la zone de transfert de matière (ZTM), nous ferons appel en premier lieu aux données présentées dans le tableau ci-dessous :

La vitesse superficielle « U » est reliée au débit volumique Q, à la section A de la colonne, et à la porosité intergranulaire ϵ du lit de charbon actif, selon la relation :

$$U = Q / (\epsilon \cdot A) \quad (48)$$

Si notre colonne a un diamètre de 1 m , soit une section de $A = 0,785 \text{ m}^2$, et en supposant que nous avons une porosité de 50% , nous obtenons :

$$U = 10 / (0,5 \cdot 0,785) = 25,5 \text{ m/h} = 42,5 \text{ cm/min}$$

La longueur L de la colonne fixe la quantité de charbon actif mis en oeuvre :

$$m_a = L \cdot A \cdot \rho_c$$

avec :

$$\rho_c : \text{masse volumique du charbon actif} = 430 \text{ kg/m}^3$$

A partir du tableau [5] donnant les valeurs de la ZTM en fonction de U, nous déduisons par interpolation que :

$$l_{ZTM} = 22,6 \text{ cm}$$

Tableau [5] – Influence de la longueur de colonne, de la granulométrie du charbon actif, de la vitesse superficielle et de la concentration c^0 de 2,4-dichlorophénoI dans la solution aqueuse sur la longueur l_{ZTM} de la ZTM prise entre $c_1/c_1^0 = 0,02$ et $c_1/c_1^0 = 0,90$ (d'après [52]).

Longueur de colonne L (cm)	l_{ZTM} (cm)	Granulométrie (mm)	l_{ZTM} (cm)	
10	15	(1) : 1,2 à 0,9	49	
22	16	(2) : 0,9 à 0,7	34	
32	20	(3) : 0,7 à 0,5	19	
67	21	(4) : 0,5 à 0,4	12	
avec $u \approx 30 \text{ cm/min}$ la granulométrie (3) et $c_1^0 = 5,6 \times 10^{-3} \text{ mol/L}$		avec $u \approx 30 \text{ cm/min}$ et $c_1^0 = 5,6 \times 10^{-3} \text{ mol/L}$		
Vitesse superficielle u (cm/min)	l_{ZTM} (cm)	L (cm)	Concentration c_1^0 en 10^{-3} mol/L	l_{ZTM} (cm)
24	15	20	0,177	11
46	24	38	1,06	11
94	36	78	5,6	16
134	47	111		
avec la granulométrie (3) et $c_1^0 = 5,6 \times 10^{-3} \text{ mol/L}$		avec la granulométrie (3) et $u \approx 30 \text{ cm/min}$		

La longueur de colonne est par conséquent égale :

$$L = 35 \text{ cm}$$

D'autre d'après les données du tableau [5], nous savons que :

$$l_{ZTM} = A.L$$

Si nous prenons une colonne de 2 m, nous aurons :

$$l_{ZTM1} / l_{ZTM2} = L1/L2 = 35 / 200$$

D'où :

$$l_{ZTM2} = 129,05 \text{ cm}$$

Le rendement de la colonne est alors calculé à partir de la relation :

$$R_c = 100.(L - 0,5.l_{ZTM2}) / L = 100.(2 - 0,5.1,29) / 2 = 67,75 \%$$

La quantité de charbon actif pour traiter 1 m³ dans le cas réel est donc :

$$m_a = (0,344.100) / 67,75 = 0,507 \text{ kg}$$

Le volume de la colonne est :

$$V_{\text{colonne}} = 2 \cdot 0,785 = 1,57 \text{ m}^3$$

Sachant que la densité du charbon actif est de $\rho_c = 430 \text{ kg/m}^3$, la masse de charbon actif remplie dans la colonne est donc :

$$m_c = 430 \cdot 1,57 = 675,1 \text{ kg}$$

Le temps de service de la colonne est donc :

$$t_s = (1/10) \cdot (675,1/0,507) = 133 \text{ h} = \frac{m_c [\text{kg}]}{q [\text{m}^3/\text{h}] \cdot m_a [\text{kg}/\text{m}^3]}$$

Soit pratiquement 5 jours et demie.

Notons enfin, que l'estimation du rendement de la colonne peut s'effectuer aussi à partir de modèle mathématique.

Bibliographie des ouvrages de la troisième partie :

1- C.E.CHITOUR

Physico - chimie des surfaces , volume 2

OPU , (1992)

2- P.A.SCHWEITZER

Hand book of separation techniques for chemical engineering .

Mc Graw Hill book company , New York (1979)

3- Techniques de l'ingénieur , traité Génie et procédés chimiques .

4- P.WHUITIER

Le pétrole : raffinage et génie chimique, tome 1 et 2

Edition Technip (1972)

5- R.H.PERRY

Chemical engineers hand book

Edition Mc Graw Hill, New York (1973)

CONCLUSION

Nous nous sommes intéressés à la connaissance du pétrole brut en traitant de son origine , de ses méthodes de prospection , de production ainsi que de sa composition .Nous avons ensuite traité l'opération principale d'une raffinerie : la distillation en prenant comme exemple le pétrole ARZEW-MIX.

Nous avons déterminé , par étude de chaque section , les dimensions de la colonne .La colonne , de part nos calculs , doit avoir une hauteur d'environ 47 m , de diamètre de haut (de la section de rectification) d'environ 6.5 m et de diamètre de fond (de la section d'épuisement) d'environ 3 m.

Les erreurs , par rapport au réel , n'exédant pas 10%.

Il est intéressant de remarquer que le dimensionnement que nous avons proposé est du même ordre de grandeur que celui du constructeur japonais .

Nous avons ensuite dimensionné le train d'échange .

Ainsi nous prévoyons les six échangeurs indépendamment des aéroréfrigérants non traités et de la capacité du four que nous avons évalué à 67.106 th / h .

Pour avoir une idée assez complète des opérations unitaires d'une raffinerie , nous avons jugé utile de présenter quatre opérations unitaires fondamentales , à savoir : l'absorption , l'extraction liquide-liquide , la cristallisation et enfin l'adsorption en donnant un exemple d'application aux deux procédés d'absorption et d'adsorption.

Enfin , ce travail a permis de donner un aperçu détaillé de nos calculs pour le dimensionnement d'une unité de distillation pour tout pétrole brut et tout découpage proposé .

ANNEXE

CARACTERISTIQUES DU BRUT

Caractéristiques	Résultats
Densité à 15° C	0.8085
Degré API	43.5
Viscosité cinématique, cst à :	
0 °C	8.50
20 °C	3.63
Point d'écoulement	-21° C / -6° F
Point d'éclair, Abel, °C	< 20
Tension de vapeur Reid à 37,8° C	0.51 bar / 7.25 psi
Eau par distillation, % volume	Traces
Eau et sédiments (centrifugation), % vol.	< 0.1
Soufre total, % poids	0.10
Soufre mercaptan, mg / kg	10
Hydrogène sulfuré, mg / kg	0
Acidité minérale, mg KOH / g	0
Teneur en sédiments, % poids	< 0.005
Teneur en cendres, % poids	Traces
Salinité totale, mg / l	50
Sel, ClNa, mg / l	20
Paraffines, % poids	2.60
Asphaltènes, % poids	0.06
Carbone résiduel, conradson, % poids	1.10
Pouvoir calorifique sup., mth / kg	11.001
Facteur de caractérisation Kuop	12.1

TABLEAU [1]

DISTILLATION T.B.P.

Fraction	T (°C) , 760mmHg	% poids	% poids cumulés	Densité d ₄ ¹⁵	%volume	%volume cumulés	ind.refrac. à 20 °C
condensat	<20	2.76	2.76	0.549	4.07*	3.17	-
1	20 - 40	2.42	5.18	0.630	3.10	6.81	-
2	40 - 60	0.66	5.84	0.663	0.81	7.62	-
3	60 - 65	0.95	6.79	0.668	1.15	8.77	1.3800
4	65 - 70	1.79	8.58	0.686	2.12	10.89	1.3885
5	70 - 75	0.38	8.96	0.726	0.42	11.31	1.4072
6	75 - 80	0.28	9.24	0.732	0.31	11.62	1.4072
7	80 - 85	0.34	9.58	0.723	0.38	12.00	1.4092
8	85 - 90	0.87	10.45	0.710	0.98	12.98	1.3998
9	90 - 95	1.06	11.51	0.706	1.22	14.20	1.3982
10	95 - 100	1.62	13.13	0.713	1.84	16.04	1.4020
11	100 - 105	1.06	14.19	0.748	1.14	17.18	1.4195
12	105 - 110	0.48	14.67	0.750	0.52	17.70	1.4205
13	110 - 115	0.64	15.81	0.735	0.71	18.41	1.4130
14	115 - 120	1.35	16.66	0.722	1.50	19.91	1.4095
15	120 - 125	1.31	17.97	0.729	1.46	21.37	1.4095
16	125 - 130	1.00	18.97	0.739	1.10	22.47	1.4152
17	130 - 135	0.92	19.89	0.764	0.96	23.43	1.4300
18	135 - 140	1.08	20.97	0.769	1.14	24.57	1.4328
19	140 - 145	1.10	22.07	0.757	1.17	25.74	1.4258
20	145 - 150	1.30	23.37	0.749	1.41	27.15	1.4195
21	150 - 155	0.99	24.36	0.757	1.05	28.20	1.4242
22	155 - 160	1.12	25.48	0.771	1.17	29.37	1.4320
23	160 - 165	0.77	26.25	0.777	0.80	30.17	1.4357
24	165 - 170	1.46	27.71	0.777	1.52	31.69	1.4357
25	170 - 175	1.44	29.15	0.773	1.51	33.20	1.4340
26	175 - 180	1.16	30.31	0.776	1.20	34.40	1.4355
27	180 - 185	0.84	31.15	0.782	0.88	35.29	1.4385
28	185 - 190	0.91	32.06	0.793	0.93	36.21	1.4360
29	190 - 195	1.23	33.29	0.784	1.27	37.48	1.4360

(*) Expansion = 0.36 % volume

Fraction	T (°C) , 760mmHg	% poids	% poids cumulés	Densité d ₄ ¹⁵	%volume	%volume cumulés	ind.refrac à 20 °C
30	195 - 200	1.32	34.61	0.787	1.35	38.83	1.4387
31	200 - 210	1.79	36.40	0.796	1.82	40.65	1.4430
32	210 - 220	2.68	39.08	0.792	2.73	43.38	1.4400
33	220 - 230	1.99	41.07	0.804	2.00	45.38	1.4455
34	230 - 240	2.53	43.60	0.805	2.54	47.92	1.4470
35	240 - 250	2.37	45.97	0.813	2.36	50.28	1.4502
36	250 - 260	2.34	48.31	0.831	2.28	52.56	1.4617
37	260 - 270	2.30	50.61	0.826	2.26	54.82	1.4582
38	270 - 280	2.21	52.82	0.831	2.15	56.97	1.4621
39	280 - 290	2.14	54.96	0.832	2.08	59.05	1.4642
40	290 - 300	2.05	57.01	0.836	1.99	61.04	1.4660
41	300 - 310	2.08	59.09	0.836	2.00	63.04	1.4659
42	310 - 320	2.23	61.32	0.842	2.14	65.18	1.4690
43	320 - 330	2.06	63.38	0.849	1.96	67.14	1.4725
44	330 - 340	1.73	65.11	0.852	1.63	68.77	1.4750
45	340 - 350	2.00	67.11	0.857	1.89	70.66	1.4785
46	350 - 360	1.89	69.00	0.862	1.78	72.44	1.4812
47	360 - 370	1.70	70.70	0.865	1.58	74.02	1.4832
48	370 - 380	1.71	72.41	0.868	1.60	75.62	1.4840
49	380 - 390	1.40	73.81	0.869	1.29	76.91	-
50	390 - 400	1.63	75.44	0.877	1.50	78.41	-
51	-	2.11	77.55	0.880	1.94	80.35	-
52	-	1.25	78.80	0.890	1.13	81.48	-
53	-	2.07	80.87	0.891	1.88	83.36	-
54	-	1.94	82.81	0.895	1.75	85.11	-
55	-	2.27	85.08	0.905	2.03	87.14	-
56	-	2.42	87.50	0.906	2.16	89.30	-
57	-	2.22	89.72	0.908	1.98	91.28	-
58	-	2.40	92.12	0.913	2.13	93.41	-
Résidu	-	7.88	100	0.967	6.59	100	-

TABLEAU [2]

DETERMINATION SUR COUPE TBP

Fraction	T (°C) , 760mmHg	P. d'écou- lement °C	P. Aniline °C	%poids soufre	visc. ciném est à	%volume aromat.	Kuop
condensat	<20						-
1	20 - 40						-
2	40 - 60			0.0005			12.55
3	60 - 65						12.65
4	65 - 70						12.40
5	70 - 75						11.75
6	75 - 80						11.70
7	80 - 85						11.90
8	85 - 90						12.20
9	90 - 95						12.30
10	95 - 100			0.0021			12.25
11	100 - 105						11.75
12	105 - 110						11.75
13	110 - 115						12.05
14	115 - 120						12.20
15	120 - 125						12.25
16	125 - 130			0.0022			12.15
17	130 - 135						11.80
18	135 - 140						11.75
19	140 - 145		57.4				12.00
20	145 - 150						12.15
21	150 - 155		62.4	0.0022			12.10
22	155 - 160						11.90
23	160 - 165		54.0				11.85
24	165 - 170					18.5	11.90
25	170 - 175		60.4	0.0023			12.00
26	175 - 180					13.5	12.00
27	180 - 185	(*)	61.0	0.0028			11.95
28	185 - 190	(*)				13.0	12.00
29	190 - 195	(*)	63.6	0.0035			12.00

(*) : La coupe reconstituée 180 - 200 a un point d'écoulement de - 57 °C .

Fraction	T (°C), 760mmHg	P. d'écou- lement °C	P. Aniline °C	%poids soufre	visc. ciném est à	%volume aromat.	Kuop
30	195 - 200	(*)				14.5	12.00
31	200 - 210		62.7	0.0040	<u>20°C</u>	15.5	11.95
32	210 - 220	- 36			1.99		12.10
33	220 - 230		68.5	0.0062		14.5	12.00
34	230 - 240	- 30			2.54		12.05
35	240 - 250		70.6	0.010		19.5	12.00
36	250 - 260	- 24			3.51		11.80
37	260 - 270		73.0	0.020		18.5	11.95
38	270 - 280	- 18			4.85		11.95
39	280 - 290		76.0	0.034			12.05
40	290 - 300	- 12			6.54		12.05
41	300 - 310		81.0	0.055			12.10
42	310 - 320	0			9.08		12.10
43	320 - 330		82.0	0.12			12.05
44	330 - 340	+ 6			12.59		12.10
45	340 - 350		83.6	0.19	<u>50°C</u>		12.10
46	350 - 360	+ 9			6.75		12.10
47	360 - 370		84.3	0.20			12.10
48	370 - 380	+ 15			8.44		12.10
49	380 - 390			0.17		<u>98.9°C</u>	12.15
50	390 - 400	+ 21			11.54	3.57	12.10
51	-			0.18			-
52	-	+ 27			18.38	4.87	-
53	-			0.22			-
54	-	+ 30		0.24	28.81	6.85	-
55	-			0.26			-
56	-	+ 36		0.27		11.85	-
57	-			0.28			-
58	-	+ 39		0.29		18.99	-
Résidu	-			0.35			-

(*) : La coupe reconstituée 180 - 200 a un point d'écoulement de - 57 °C .

TABLEAU [3]

BILAN DES DISTILLATIONS DES COUPES LARGES

Coupes , °C	densité à 15 °C	% poids	Position sur brut % poids	%volume	Position sur brut % volume
Condensat	0.549	2.8	0 - 2.8	4.1	0.35 - 3.75
Essences					
C5 - 65	0.642	4.0	2.8 - 6.8	5.0	3.75 - 8.75
C5 - 80	0.666	6.5	2.8 - 9.3	7.85	3.75 - 11.6
C5 - 100	0.688	10.4	2.8 - 13.2	12.2	3.75 - 15.95
C5 - 160	0.718	22.7	2.8 - 25.5	25.55	3.75 - 29.3
C5 - 180	0.729	27.5	2.8 - 30.3	30.5	3.75 - 34.25
C5 - 225	0.743	37.25	2.8 - 40.05	40.55	3.75 - 44.3
Naphtas					
65 - 150	0.731	16.6	6.8 - 23.4	18.4	8.75 - 27.15
80 - 160	0.740	16.2	9.3 - 25.5	17.7	11.6 - 29.3
100 - 180	0.755	17.1	13.2 - 30.3	18.3	16.0 - 34.3
150 - 200	0.777	11.25	23.4 - 35.65	11.75	27.15 - 38.9
Lampants					
160 - 250	0.794	20.5	25.5 - 46.0	20.9	29.3 - 50.2
180 - 250	0.798	15.7	30.3 - 46.0	15.9	34.3 - 50.2
150 - 235	0.785	19.4	23.4 - 42.8	20.00	27.15 - 47.15
Gas-oil					
250 - 350	0.836	21.1	46.0 - 67.1	20.4	50.2 - 70.6
250 - 400	0.844	29.4	46.0 - 75.4	28.1	50.2 - 78.3
160 - 350	0.815	41.6	25.5 - 67.1	41.3	29.3 - 70.6
160 - 375	0.818	46.0	25.5 - 71.5	45.5	29.3 - 74.8
160 - 400	0.823	49.9	25.5 - 75.4	49.0	29.3 - 78.3
180 - 375	0.824	41.2	30.3 - 71.5	40.5	34.3 - 74.8
Distillats lourds					
n° 1 (350 - 400)	0.867	8.3	67.1 - 75.4	7.7	70.6 - 78.3
n° 2 (400 - 450)	0.885	4.8	75.4 - 80.2	4.4	78.3 - 82.7
n° 3	0.899	6.5	80.2 - 86.7	5.9	82.7 - 88.6
n° 4	0.912	5.8	86.7 - 92.5	5.1	88.6 - 93.7
Résidus					
> 350	0.904	32.9	67.1 - 100	29.4	70.6 - 100
> 375	0.912	28.5	71.5 - 100	25.2	74.8 - 100
> 400	0.919	24.6	75.4 - 100	21.7	78.3 - 100
> 450	0.927	19.8	80.2 - 100	17.3	82.7 - 100
> n° 3	0.943	13.3	86.7 - 100	11.4	88.6 - 100
> n° 4	0.965	7.5	92.5 - 100	6.3	93.7 - 100

TABLEAU [4]

{Programme 1:Détermination de la courbe flash atmosphérique et}
{sous pressions à partir de la courbe TBP}

Program FLASHATM (input,output);

Var

n,i :integer;
Dt,x,y,a,b,c,p,tld50,tlf50,s,sf,Tfp40,Pr :real;
{ a,b,c, parametres de la correlations de TBP }
{ p:pourcentage vaporise }
pv: array [1..100] of real;

function T(p:real):real;

begin
T:=c*p*p+b*p+a;
end;

function TLD(p:real): real;

begin
TLD:=s*p+tld50-50*s ;
end;

function TLF(p:real):real;

begin
TLF:=sf*p+tlf50-50*sf;
end;

function R(p:real):real;

begin
if p<=10 then
R:=0.19863994-0.0047186818*p*sqrt(p)+0.10930103*sqrt(p);
if (p>10) and (p<30) then
R:=0.27768939+1.7740909/p-6/(p*p);
if p>=30 then
R:=0.33;
end;

function TF(p:real):real;

begin
TF:=(T(p)-TLD(p))*R(p)+TLF(p);
end;

function Tfp(p:real):real;

begin
Tfp:=sf*p+(Tfp40-40*sf);
end;

BEGIN

WRITE (' COMBIEN DE VALEUR DE POURCENTAGE AVEZ VOUS :');

read(n);writeln;

WRITEln (' DONNEZ LES PARAMETRES DE VOTRE CORRELATION TBP :');

writeln;

WRITE (' LE COEFFICIENT DE P^2 C, EST :');

readln(c);writeln;

WRITE (' LE COEFFICIENT DE P b, EST :');

readln(b);writeln;

WRITE (' LE COEFFICIENT CONSTANT a, EST :');

readln(a);writeln;

WRITEln (' POUR QUELLES VALEUR DE POURCENTAGE DISTILLES VOULEZ
VOUS FAIRE LES CALCULS :');

for i:=1 to n do

begin

write (I,' :');

```

readln(pv[i]);
end;
x:=T(70); y:=T(10);
s:=(x-y)/60 ;
tld50:=y+(50-10)*s;
sf:=-0.05700549+0.33572677*s+0.062062937*s*s;
{correlation entre s'=sf et s basse sur l'abaque }
If s>2.188 then
Dt:=30.683503-1.0513926*s-81.181328/(s*s)
else
  begin
    if tld50 <150 then
      DT:=5.0804654-1.7339422*s+0.94451851*s*s
    else
      Dt:=0.16306747-2.4619828*s*s+2.2063115*s*s*s;
    end;
  tlf50:=tld50-DT;

  Writeln(' TEMPERATURES TBP DU PRODUIT,POUR LES POURCENTAGES
  CONSIDERES (c) :');
  writeln;
  FOR i:=1 to n do
    begin
      write('Ttbp',i);writeln (' ',T(pv[i]));
      end;readln;
    Writeln(' DROITE DE REFERENCE DE LA TBP EN DEGREE c ');
    writeln;
    FOR i:=1 to n do
      begin
        write('TLD',i); writeln(TLD(pv[i]));
        end;
      readln;
      Writeln (' DROITE DE REFERENCE DE LA FLASCH ATMOSPHERIQUE ');
      writeln;
      FOR i:=1 to n do
        begin
          write('TLF',i);
          writeln(TLF(pv[i]));
          end;
        readln;
        Writeln(' LE RAPPORT R EST :');
        writeln;
        FOR i:=1 to n do
          begin
            write('R',i);
            writeln(R(pv[i]));
            end;
          readln;
          Writeln(' LES TEMPERATURES FLASCH SONT :');
          writeln;
          FOR i:=1 to n do
            begin
              write('TF',i);
              writeln(TF(pv[i]));
              end;
            readln;
            Writeln(' Determination de la courbe flash sous une
            pression P : ' );
            Writeln;
            write('La pression P en mmhg = ' ) ; read(pr);writeln;

```

```
writeln(' Determinez sur la COX CHART le point 40% vaporise
sous la pression P ');
writeln(' Tfp40 en degre c = '); read (Tfp40);
write('Les temperatures flash en degre c sous ', Pr);
writeln(' mmhg sont :');
For i:=1 to n do
  begin
write('Tfp',i);
writeln(Tfp(pv[i]));
  end;
readln
END.
```

Programme 2: Calcul des échangeurs

```

dimension a(20,20), b(20)
character*12 fdat
real M1,M2,jht,jhc,lam1,lam2,mu1,mu2,mult,mu2t
integer pnc,pnt
write(*,*)'-----/'
write(*,*)'=                                     ='
write(*,*)'=          CALCUL DES ECHANGEURS DE CHALEUR          ='
write(*,*)'=                                     ='
write(*,*)'=          FAISCEAU - CALANDRE                       ='
write(*,*)'=                                     ='
write(*,*)'-----/'
write(*,*)
write(*,*)
write(*,*) 'Donnez les valeurs des parametres suivants: '
write(*,*)'-----/'
write(*,*)
write(*,*) ' 1/ Cote faisceau tubulaire : '
write(*,*)' -----/'
write(*,*)
write(*,*) ' la densite d1 = '
read(*,*) d1
write(*,*)
write(*,*) ' le debit massique m1 en kg/h est : '
read(*,*) M1
write(*,*)
write(*,*) ' La temperature We en c est : '
read(*,*) We
write(*,*)
write(*,*) ' La temperature Ws en c est : '
read(*,*) Ws
write(*,*)
write(*,*) ' La temperature d ebullition tb1 est: '
read(*,*) Tb1
write(*,*)
write(*,*)
write(*,*) ' 2/ Cote calandre : '
write(*,*)' -----/'
write(*,*)
write(*,*) ' La densite d2 = '
read(*,*) d2
write(*,*)
write(*,*) ' Le debit massique M2 en kg/h est : '
read(*,*) M2
write(*,*)
write(*,*) ' La temperature Te en c est : '
read(*,*) Te
write(*,*)
write(*,*) ' La temperature Ts en c est : '
read(*,*) Ts
write(*,*)
write(*,*) ' La temperature d ebullition Tb2 est : '
read(*,*) Tb2
write(*,*)
write(*,*) ' La valeur de la resistance permise Rp est : '
read(*,*) Rp
write(*,*)
write(*,*)

```

```
C
write(*,*) 'Pour le choix de l appareil '
write(*,*) '-----'
```

```
C
Write(*,*) 'Donnez les valeurs des parametres suivants : '
write(*,*)
write(*,*) 'La longueur des tubes l est : '
read(*,*) l
write(*,*)
```

```
C
write(*,*) ' Le diametre d0 est : '
read(*,*) d0
write(*,*)
```

```
C
write(*,*) ' Le diametre interne di est : '
read(*,*) di
write(*,*)
```

```
C
write(*,*) ' Le pas P est : '
read(*,*) P
write(*,*)
```

```
C
write(*,*) 'Choisissez la disposition des tubes .'
write(*,*)
write(*,*) ' Disposition carree tapez 1 '
write(*,*) ' Disposition triangulaire tapez 2 '
write(*,*) ' Disposition : '
read(*,*) dispo
```

```
C
C
C
C
b correspond a la colonne des dc
a correspond aux colonnes des nombres de tubes
```

```

write(*,*)
write(*,*) ' donnez le nom de fichier des valeurs : '
read(*,50) fdat
50 format(12A)
open(1,file=fdat,status='old')
read(1,*) ((a(i,j),j=1,4),i=1,17)
read(1,*) (b(i),i=1,17)
```

```
C
C
C
C
      Bilan thermique
```

```

Kuop1=((1.8*tb1+491.7)**(1.0/3.0))/d1
Kuop2=((1.8*tb2+491.7)**(1.0/3.0))/d2
he=(0.344+0.05556*kuop1)*((0.7042143-0.3157143*d1)*We+(1.4801
&798*0.001-5.607157*d1*1E-4)*(We**2)/2)
HHS=(0.344+0.05556*kuop2)*((0.7042143-0.3157143*d2)*Ts+(1.4801
&798*0.001-5.607157*d2*1E-4)*(Ts**2)/2)
HHe=(0.344+0.05556*kuop2)*((0.7042143-0.3157143*d2)*Te+(1.480
&1798*0.001-5.607157*d2*1E-4)*(Te**2)/2)
```

```

Q=M2*(HHe-HHS)
hs=he+Q/M1
```

```
C
C
C
Nous calculons alors ws a partir de l equation du second degre
Posons :
```

```
DelA=(1.4801789*0.001-5.607157*d1*1E-4)/2
DelB=(0.7042143-0.3157143*d1)
DelC=-hs/(0.344+0.05556*Kuop1)
```

```
Delta=DelB**2-4*DelA*DelC
```

```
ws=-((DelB-sqrt(Delta))/(2*DelA))
```

```
write(*,*) 'BILAN THERMIQUE :'  
write(*,*) '-----'  
write(*,*)  
write(*,*)  
write(*,*) '    he en kcal/kg = ',he  
write(*,*)  
  
write(*,*) '    HHe en kcal/kg = ',HHe  
write(*,*)  
write(*,*) '    HHS en kcal/kg = ', HHS  
write(*,*)  
write(*,*) 'La quantite de chaleur echangee Q en kcal/kg  
&est :', Q  
write(*,*)  
write(*,*) '    hs en kcal/kg = ',hs  
write(*,*)  
  
write(*,*) 'La temperature de sortie ws en c est :', ws  
read(*,*)
```

C
C

```
write(*,*) 'Calcul de la DTLM :'  
write(*,*) '-----'  
write(*,*)  
DT1=Te-Ws  
DT2=Ts-We  
RAP=DT1/DT2  
if(RAP.NE.0) then  
DTLM=(DT1-DT2)/LOG(RAP)  
endif  
write(*,*) ' DTLM = ',DTLM
```

C
C
C
C

Calcul du facteur de correction F

```
R=(Te-Ts)/(Ws-We)  
E=(Ws-We)/(Te-We)
```

```
R1=sqrt(R**2.0+1)  
F=R1*LOG((1-E)/(1-E*R))/((R-1)*LOG((2-E*(R+1-R1))/(2-E*(R+1  
&+R1))))
```

```
write(*,*) 'Calcul du facteur de correction F :'  
write(*,*) '-----'  
write(*,*)  
write(*,*) '    E = ', E  
write(*,*) '    R = ', R  
write(*,*) '    F = ', F  
write(*,*) 'A partir des abaquages()  Donnez le nombre de passe c  
&ote calendrier :'  
write(*,*) 'pnc = '
```

```
read(*,*) pnc
write(*,*)
pnt=2*pnc
write(*,*) 'Nombre de passes cote tube est : '
write(*,*) 'pnt = ', pnt
read(*,*)
```

c
c

```
write(*,*) 'Choix de l appareil : '
write(*,*)
write(*,*)
```

```
c Estimation du coefficient de transfert sale
write(*,*) ' Estimez le coefficient de transfert sale Us1 a p
&artir du tableau() '
write(*,*) ' US1 = '
read(*,*) Us1
c Estimation de la surface :
SE=Q/(Us1*F*DTLM)
c surface d echange d un tube :
S=3.14*d0*l
write(*,*)
write(*,*) ' Estimation du nombre de tubes par calandre :'
```

```
Nt1=SE/(S*pnc)
```

```
do 10 i=1,17
if(A(i,pnc).LT.NT1) then
continue
else
raf1=Nt1-A(i-1,pnc)
raf2=A(i,pnc)-Nt1
if (raf1.LT.raf2) then
NT2=A(i-1,pnc)
K=i-1
goto 20
else
NT2=A(i,pnc)
K=i
goto 20
endif
endif
```

```
10 continue
if (Nt2.EQ.0) then
Nt2=1024
Dc=99
goto 21
endif
```

```
20 DC=B(K)
21 Dc=0.01*Dc
BB=DC/5
write(*,*) 'Nombre de tubes par calandre : '
write(*,*) ' Nt1 = ', Nt1
write(*,*)
write(*,*) 'L appareil choisie comporte d apres le tableau(x)
& Nt2 tubes Nt2 le plus proche de Nt1 : '
write(*,*) ' Nt2 = ', Nt2
write(*,*)
```

```
read(*,*)
```

```
write(*,*) ' Le diametre de la calandre est Dc : ' , Dc  
write(*,*)  
write (*,*) 'Espacement entre chicane BB = Dc/5 = ' , BB  
write(*,*)
```

```
write(*,*) 'Calcul de Us2 : '  
write(*,*)  
Us2=Us1*Nt1/Nt2  
write(*,*) ' Us2 = ' , Us2  
write(*,*)
```

```
write(*,*) 'Calcul des temperatures calorifique : '
```

```
Fc=(DTLM-(Ts-We))/((Te-Ws)-(Ts-We))  
Tc=Ts+Fc*(Te-Ts)  
wc=we+Fc*(ws-we)  
write(*,*)  
write(*,*) ' Tc = ' , Tc  
write(*,*) ' wc = ' , wc  
read(*,*)  
write(*,*)
```

```
write(*,*) ' Calcul du coefficent de transfert propre Up : '  
write(*,*)
```

```
write(*,*) ' 1/ Cote faisceau tubulaire : '  
write(*,*)  
Section par passe SpP :
```

```
SpP=(3.14*di**2.0/4)*(Nt2/pnt)  
write(*,*) 'La section par passe SpP en m^2 est : ' , SpP  
write(*,*)
```

```
Vitesse massique :
```

```
Gt=M1/SpP  
write(*,*) ' La vitesse massique Gt en kg/h.m^2 est : ' , Gt  
write(*,*)  
write(*,*) 'Determination des Caracteristiques du fluide a la te  
&temperature calorifique : '  
write(*,*)  
write(*,*)
```

```
Densite a la temperature calorifique :
```

```
dlc=d1-0.00075*(Wc-20)  
write(*,*) 'La densite est : ' , dlc  
write(*,*)
```

```
Conductivite thermique :
```

```
Lam1=0.12-0.0001*Wc  
write(*,*) 'La conductivite thermique Lam1 en kcal/h.m.c  
&est : ' , Lam1
```

```
Capacite calorifique :
```

```
c1=(0.344+0.05556*kuop1)*((0.7042143-0.3157143*d1)+(1.4801798  
&*0.001-5.607157*d1*1E-4)*Wc)
```

```

read(*,*)
write(*,*)
write(*,*) 'La capacite calorifique C1 en kcal/kg.c
&est :', C1
write(*,*)

d11=d1/0.99904
call VMU(Tb1,Wc,d11,Mul)
Mul=3.6*d1c*Mul
write(*,*) 'La viscosite Mul en kg/m.h est :', Mul
write(*,*)
read(*,*)
Nombre de Reynolds :

Ret=di*Gt/Mul
write(*,*) ' Le nombre de Reynolds Ret est :', Ret

Si l ecoulement est turbulent :
if(Ret.GT.10000) then

jht=0.027*Ret**(0.8)

else
ecoulement laminaire :
if(Ret.LT.2100) then
jht=1.86*(Ret*di/L)**(1.0/3.0)
else
write(*,*) ' Ret = ', ret
write(*,*)
write(*,*) ' Ecoulement transitoire lire La valeur de jht
&lue sur l abbaque : '
read(*,*) Jht
endif
endif
hifit=(Jht*lam1/di)*(c1*mul/lam1)**(1.0/3.0)
hiOfit=(di/d0)*hifit
write(*,*)
write(*,*) 'Jht = ', Jht
write(*,*)
write(*,*) 'hifit = ', hifit
write(*,*)
write(*,*) 'hiOfit = ', hiOfit
write(*,*)
write(*,*)
read(*,*)

```

```

write(*,*) '2/ Cote calandre : '
write(*,*)
Sestion par calandre SpC :
if (dispo.EQ.1) then
SpC=(dc/p)*(p-d0)*BB
else
SpC=(2/sqrt3)*(dc/p)*(p-d0)*BB
endif
write(*,*) 'La section par calandre SpC en m^2 est : ', SpC
write(*,*)
Vitesse massique :
Gct=M2/SpC
write(*,*) ' La vitesse massique Gct en kg/h.m^2 est : ', Gct

```

```

d1t=d1-0.00075*(Tt-20)
d11t=d1t/0.99904
d2t=d2-0.00075*(Tt-20)
d22t=d2t/0.99904
call VMU(Tb1,Tt,d11t,mult)
Mult=3.6*d1t*Mult
fit=(mul/mult)**0.14
call VMU(Tb2,Tt,d22t,mu2t)
Mu2t=3.6*d2t*Mu2t
fic=(mu2/mu2t)**0.14
hi0=hi0fit*fit
h0=h0fic*fic
zz=Tt
Tt=Tc-(hi0/(h0+hi0))*(Tc-Wc)
E=Tt-zz
if (abs(E).GT.1E-2) then
continue
else
goto 350
endif
150 continue
write(*,*)
350 write(*,*)'DTt = ',E
write(*,*)
write(*,*) ' La temperature du tube Tt en c est: ', Tt

```

```

write(*,*) '          1/ Cote faisceau tubulaire : '

```

```

write(*,*)
write(*,*) ' Mult en kg/m.h= ', Mult
write(*,*) ' DONC : '
c write(*,*)
write(*,*) ' fit = ',fit
write(*,*)
write(*,*) ' hi0 = ',hi0
write(*,*)
write(*,*)
write(*,*) '          2/ Cote calandre :'
write(*,*)
read(*,*)

```

```

write(*,*) ' Mu2t en kg/m.h = ', Mu2t
write(*,*) 'DONC : '
write(*,*)
write(*,*) ' fic = ', fic
write(*,*)
write(*,*) ' h0 = ', h0

```

```

c Coefficient de transfert propre Up :

```

```

write(*,*)
Up=h0*hi0/(h0+hi0)
write(*,*) ' Le coefficient de transfert propre Up est : ', Up
write(*,*)
read(*,*)

```

```

write(*,*) ' Verification de la resistance a l encrassement Rs:'

```

```

Rs=(Up-Us2)/(Up*Us2)
write(*,*)
write(*,*) ' Rs en h.m^2.c/kcal = ', Rs
if (Rs.LT.Rp) then
write(*,*)
write(*,*) ' Le transfert est bon : '
else
if (Up.GT.Us2) then
write(*,*)
write(*,*) ' Le transfert est bon jusqu a l encrassement .'
else
write(*,*)
write(*,*) ' Le transfert est mauvais ; refaite votre design .'
endif
endif
write(*,*)
read(*,*)

```

c

```

write(*,*) ' Calcul de la perte de charge : '
write(*,*)

```

```

write(*,*) '          1/ COTE FAISCEAU TUBULAIRE : '

```

c

Coefficient de friction ft

```

if(Ret.GT.2100) then
Ft=0.00280+0.250*Ret**(-0.32)
else
Ft=32/Ret
endif
write(*,*)
write(*,*) ' Le coefficient de friction ft est : ',ft

```

```

Ll=pnt*L
write(*,*)
write(*,*) ' La longueur Ll = pnt*L = ', Ll

```

c

La chute de pression est

```

write(*,*)
DPtt=pnc*pnt*Gt**2*(Ft*L/(di*fit)+2)/(1.271*1E+15*d1)
write(*,*) ' La chute de pression DPtt est : ', Dptt

```

```

write(*,*)
write(*,*) '          2/ COTE CALANDRE : '

```

c

coefficient de friction Ftc :

```

if(Rec.GT.2100) then
Ftc=1.50*(d0/((p-d0)*Rec))**0.2
else
Ftc=0.70921*Rec**(-0.16867)
endif
write(*,*)
write(*,*) ' Le coefficient de friction Ftc est : ',Ftc

```

```

pncc=L/BB-1
write(*,*)
read(*,*)
write(*,*) 'pncc = L/BB-1 = ', pncc

```

```

Llc=(pncc+1)*dc
write(*,*)
write(*,*) ' Llc = (pncc+1)*dc = ' , Llc
write(*,*)
read(*,*)

```

c La chute de pression est :

```

Dptc=pnc*Ftc*Gct**2*Llc/(1.271*1e+15*d2*Fic)
write(*,*) ' La chute de pression Dptc est : ' , Dptc
write(*,*)
write(*,*)
write(*,*) ' FIN . '
end

```

c SOUS PROGRAMME CALCULANT LA VISCOSITE :

c Correlation de AMIN et HUSSEIN

```

subroutine VMu(Tb,T,spgr,viscod)
API=141.5/spgr-131.5
Beta=exp(5.471+0.00342*(Tb+273))
Alpha=-0.0339*(API)**0.188+0.241*((Tb+273)/Beta)
viscod=Spgr*Alpha*exp(Beta/(T+273))
return
end

```