

Introduction Générale

A l'heure actuelle, le pétrole est la principale source d'énergie dans la plus part des pays du monde. Les combustibles tirés de pétrole animent le transport par terre, par eau et par air, ils fournissent également de l'énergie électrique dans les centrales thermiques, c'est pourquoi il fait l'objet d'une concurrence acharnée par les grands producteurs du monde.

En Algérie, l'économie dépend principalement de pétrole et de ses dérivés.

En face d'une consommation en carburants qui ne cesse pas d'accroître, la raffinerie d'Alger (principale fournisseur en région de centre) oriente ses objectifs vers une politique d'augmentation de ses capacités dans le cadre de sa réhabilitation afin de satisfaire la demande du marché en produits finis.

C'est dans ce cadre qu'on a entrepris une étude sur une augmentation éventuelle de la charge à traiter à la raffinerie d'Alger.

Pour la réalisation de ce travail, on va commencer par une étude théorique sur :

- **Quelques notions sur le pétrole brut.**
- **La théorie de distillation.**

De même, on va faire une description de la raffinerie d'Alger en particulier l'unité de topping sur laquelle vont se porter les modifications.

En seconde lieu, on va faire un calcul de dimensionnement dans le cas où l'on remplaçait le ballon de flash par une colonne de pré distillation, ce qui nous permettrait d'atteindre notre objectif proposé par le service de fabrication de la raffinerie d'Alger qui est d'augmenter la capacité de traitement de 35%; cette partie se compose de deux chapitres : le premier nous permet d'obtenir une base de données sur le pétrole de Hassi-Messaoud servant aux calculs qu'on utilisera dans le second chapitre qui se porte sur le dimensionnement.

I-1- Introduction [1]

L'industrie du raffinage met en œuvre des techniques de séparation et de transformation permettant de produire, à partir du pétrole, l'éventail complet des produits commerciaux allant des gaz aux asphaltes et au coke. Le processus logique des différentes opérations de traitement du brut constitue le schéma de fabrication dont l'élaboration nécessite la connaissance précise des éléments suivants :

- caractéristiques des produits finis ou spécifications,
- composition des pétroles bruts et des produits finis,
- propriétés physico-chimiques des hydrocarbures et des fractions pétrolières,
- techniques de séparation et de transformation.

I-2- Généralités sur le pétrole brut

La découverte du pétrole date de la plus haute antiquité; considéré sous l'angle de son emploi comme produit énergétique, le pétrole est d'abord un carburant. Il a permis à l'industrie de se développer et à l'aviation de prendre son essor [2].

1-2-1- Origine du pétrole brut

Le pétrole, du latin « *petra* » pierre et « *oleum* » huile (soit « huile de pierre »), est une roche liquide carbonée, ou huile minérale de couleur variant du vert au brun noir et dégage une odeur caractéristique. Énergie fossile, son exploitation est l'un des piliers de l'économie industrielle contemporaine, car il fournit la quasi totalité des carburants liquides.

Il s'est formé dans des lagunes peu profondes par décomposition de matières organiques accumulées en milieu anaérobique. Celles-ci se sont transformées en gaz et en liquide plus ou moins visqueux qui est le pétrole; ces transformations sont très lentes. En raison de sa faible densité, il a tendance à migrer jusqu'à être piégé dans une couche poreuse qui donne alors la roche réservoir, coincée entre deux couches imperméables. C'est là où se trouvent les gisements [3].

Il existe une grande diversité de pétroles bruts aussi bien du point de vue physique que du point de vue de la composition chimique ce qui entraîne des conditions spécifiques de production, de transport, de stockage et de raffinage selon les

pétroles et les produits qui en dérivent, d'où la nécessité d'une connaissance, la plus exacte possible, de leur composition [4].

I-2-2- Composition des pétroles bruts [3]

Le pétrole brut est un mélange complexe d'hydrocarbures de différentes familles (paraffinique, naphénique, aromatique) associés à des composés organiques (oxygénés, azotés, sulfurés) ainsi qu'à des traces de métaux particuliers (Vanadium, Molybdène, Nickel).

Les hydrocarbures constituent les éléments essentiels des pétroles; leurs molécules ne contiennent que du carbone et de l'hydrogène dont les teneurs sont respectivement (83%-87%) et (11%-44%); elles se divisent en plusieurs familles chimiques selon leurs structures. Toutes ces structures sont basées sur la tétravalence du carbone.

La composition du pétrole dépend du lieu où il est extrait, il y a actuellement une centaine de bruts différents sur le marché pétrolier caractérisés par leurs densités (lourds, moyens ou légers) souvent exprimées en degrés API (American Petroleum Institute). On distingue trois catégories d'hydrocarbures présentes dans les fractions des pétroles bruts : les alcanes ou paraffines (18 à 65%), les cycloalcanes ou naphènes (25 à 90%) et des composés aromatiques (jusqu'à 15%). Il n'y a pas d'alcènes (oléfines) ni d'alcynes.

I -2-3- Classification des pétroles bruts [13]

Il existe plusieurs méthodes de classifications des pétroles bruts, les principales méthodes sont :

a) Classification industrielle

Cette classification est basée sur la densité des pétroles bruts. Selon cette classification les pétroles sont dits :

- Légers, si leur densité est inférieure à 0.828.
- Moyens, si leur densité est comprise entre 0.828 et 0.884.
- Lourds, si leur densité est supérieure à 0.884.

b) Classification chimique

On dit que les pétroles bruts sont à base paraffinique ou à base naphténique suivant la prédominance de l'une ou l'autre classe d'hydrocarbures dans les fractions légères. On ne parle pas de pétroles à base aromatiques parceque les hydrocarbures aromatiques n'ont jamais constitué la majeure partie des fractions légères. Par contre, en emploi le terme de pétrole asphaltique, étant donné qu'on trouve dans les résidus de ces pétroles des hydrocarbures aromatiques sous forme condensée.

Tous les pétroles se répartissent comme suit :

- Pétroles paraffiniques.
- Pétroles naphténiques.
- Pétroles asphaltiques(aromatiques).
- Pétroles mixtes : *paraffino-naphténiques.
*paraffino-aromatiques.
*naphténo-aromatiques.
*paraffino-naphténo-aromatiques.

c) Classification technologique

Elle est basée sur la qualité des pétroles, tenant compte surtout de la teneur dans ces pétroles en certaines substances :

1. Teneur en soufre.
2. Teneur en gommes extraites par l'acide sulfurique concentré.
3. Teneur en paraffines.
4. Teneur en huiles de base.

I-3- Généralités sur le raffinage

Le raffinage a pour fonction de transformer des pétroles bruts d'origines diverses en un ensemble de produits pétroliers répondant à des spécifications précises, dans des proportions correspondant aussi bien que possible à la demande du marché [4].

I-3-1- Le raffinage dans le monde [5]

L'élargissement du marché mondial en produits pétroliers a entraîné un développement de plus en plus accéléré de la production mondiale de pétrole brut. En outre, la consommation de ces produits s'accroît sans cesse. La demande mondiale est environ de 40% pour les produits légers (carburants), 40% pour les produits moyens (fuel, gazole) et 20% pour les produits lourds, d'où la nécessité d'adapter les raffineries à la demande en produits pétroliers. Des raffineries composées uniquement d'une tour de distillation, comme autrefois, ne suffisent donc plus, il faut d'autres unités de production dont le but est de convertir les produits lourds en produits légers.

I-3-2- Le raffinage en Algérie [6]

En Algérie, l'industrie du raffinage est née avec la découverte et la production du pétrole brut de Hassi-Messaoud. La première unité fut construite sur les lieux même de la découverte qui a été orientée vers la satisfaction des besoins exclusifs des sociétés opérant dans le cadre de la recherche et de l'exploitation de brut.

Aussitôt, l'indépendance acquise, l'Algérie s'est efforcée d'accéder au développement économique en avantageant la mise en place d'une industrie pétrolière par la transformation systématique de ses hydrocarbures.

C'est ainsi que vont être réalisées diverses unités industrielles et des extensions de celles déjà en place en vue d'accroître les capacités de première transformation.

A l'origine, le raffinage était une activité intégrée dans SONATRACH. En 1982, le raffinage et la distribution des produits pétroliers sont séparés de SONATRACH et érigés en entreprise nationale de raffinage et de distribution des produits pétroliers (ERDP-NAFTAL). En 1988, le raffinage est à son tour, séparé de l'activité de distribution et érigé en entreprise nationale de raffinage de pétrole NAFTEC Algérie. En avril 1998, l'entreprise devient une filiale dont les actions sont détenues à 100% par

le holding raffinage et chimie du Groupe SONATRACH avec un capital social de 12 milliards de DA, dénommée « Société nationale de raffinage de pétrole NAFTEC Spa ».

Dans le domaine de raffinage, l'Algérie est constituée essentiellement de cinq raffineries d'une totale capacité de production de $22,3.10^6$ t/an, soit 45% environ de sa production de pétrole brut.

- La raffinerie de Skikda (RA1K), mise en service en 1980, a une capacité de traitement de 15 millions t/an pour le pétrole brut et 279000 t/an pour le brut réduit importé (BRI).
- La raffinerie d'Arzew (RA1Z), mise en service en 1972 avec une capacité de 2.5 million t/an.
- La raffinerie de Hassi-Messaoud (RHM), est constituée de deux installations, une ancienne raffinerie (RHM1), mise en service en 1962, d'une capacité de 120000 t/an, et une nouvelle raffinerie (RHM2) mise en service en 1979, d'une capacité de 1116500 t/an.
- La raffinerie d'In Amenas (RIA), d'une capacité de 300000 t/an, a été mise en service en 1980 puis arrêtée en 1986 en raison de problème de sol (argiles gonflantes) ayant altéré la stabilité des équipements élancés; sa remise en exploitation est en cours.
- La raffinerie d'Alger (RA1G), mise en service 1964, avec une capacité de traitement de pétrole brut de 2.7 million t/an, est utilisée essentiellement pour la production de l'ensemble des carburants et du GPL.

I-3-2-1 Les objectifs de SONATRACH [13]

- **Sur le plan national**

SONATRACH, sur le plan quantitatif, veut continuer à assurer la couverture des besoins en produits de première nécessité comme l'essence, gas-oil, GPL...ect, ainsi que les produits qui servent de base pour l'industrie pétrochimique.

Sur le plan qualitatif, un programme est mis en place, qui consiste en la suppression de plomb des essences avec une réduction de 0,4 g/l depuis le premier Janvier 1999, jusqu'à 0,15g/l à partir de premier Janvier 2002.

- **Sur le plan international**

Il est d'essayer à offrir des produits raffinés destinés à l'exportation répondants aux normes internationales, et cela par l'intégration d'une unité d'hydrodésulfuration (hds) pour la production de gas-oil avec les nouvelles spécifications européennes.

I-3-2-2 Produits

SONATRACH a une gamme variée de produits qui répondent aux normes nationales et internationales qui sont :

- Butane et propane commerciales.
- Essences.
- Kérosène.
- Gas-oil.
- Fuel
- Lubrifiants.
- Bitumes routiers.
- Des aromatiques : benzènes, toluène et xylène.

I-3-2-3 L'environnement

La société a fait des efforts pour réduire les facteurs polluants qui proviennent essentiellement des carburants à la politique en matière de protection de l'environnement. Des actions concrètes sont mises en œuvre dans certains produits comme les essences, gas-oil, l'utilisation des GPL et la mise en torche.

- **Essence**

Actuellement, SONATRACH procède à la distribution au niveau de certaines stations services de l'essence sans plomb produite par la raffinerie de Skikda.

Pour l'essence super et normale, un plan a été mis en place et ceci pour réduire la teneur en PTE (plomb tétraéthyl) dans les essences.

- **Gaz-oil**

La réduction de la teneur en soufre dans le gaz-oil.

- **Utilisation de GPL**

L'introduction de GPL a été engagée par SONATRACH dans le but de réduire d'une manière sensible les émissions des gaz polluants émanant essentiellement des moteurs.

Un modèle de consommation énergétique a été mis en œuvre et ceci pour la réduction de niveau de pollution de l'air.

- **Mise à la torche**

Pour vaporiser les ressources gazières et atténuer les effets de la pollution atmosphérique, des investissements très lourds sont consentis par SONATRACH dans le but de récupérer une partie considérable des gaz torchés, ces actions se sont traduites par la réalisation des nouvelles unités de traitement, de récupération, d'expédition et de réinjection de gaz d'Arzew et de Skikda contribuant à une réduction de quantité de gaz torchés.

Des projets sont en cours de lancement pour le traitement de l'enfouissement des déchets solides selon les normes à respecter.

II -1- Introduction [4]

Que ce soit pour préparer les charges ou séparer les effluents en produits valorisables, tous les procédés industriels utilisent des opérations, dont la finalité est d'isoler des constituants tout en respectant des contraintes sur le taux de récupération et sur la composition, exprimée en fraction molaire, fraction massique ou fraction volumique. De nombreuses techniques sont utilisables : l'absorption, l'adsorption, l'extraction ...ont toutes leur domaine particulier d'utilisation. Seule la distillation est la plus fréquente employée et nous pourrions la qualifier de technique universelle car elle permet à l'aide d'une cascade d'équilibres liquide-vapeur de séparer quasiment tous les mélanges dans l'ordre des températures d'ébullition.

II -2- Définition de la distillation [17]

La distillation est un procédé qui consiste à séparer les différents composants d'un mélange liquide en fonction de leur température d'ébullition. Quand on chauffe un liquide constitué de plusieurs produits, la vapeur qui s'échappe au commencement de la distillation comporte une majorité du produit le plus volatil, appauvrissant ainsi le mélange initial. Cette vapeur est collectée, et en se refroidissant, se retrouve sa forme liquide : ce liquide est enrichi en composants les plus volatils, mais il n'est pas pur. Le pétrole est constitué du mélange d'un nombre très élevé de produits; on ne cherche donc pas à obtenir des produits purs, mais plutôt des « coupes » c'est-à-dire des mélanges plus simples, constitués de produits aux caractéristiques homogènes, qui par la suite subiront un traitement adapté à leur famille, en vue de fabriquer un certain type de produits. C'est donc l'opération essentielle et initiale que subit le pétrole brut en arrivant à la raffinerie.

II -2-1- Distillation à l'échelle du laboratoire [10]

a) La distillation TBP (True boiling point) est réalisée dans un appareillage représentant un nombre important d'étages ou de plateaux théoriques, c'est-à-dire un appareillage à très haute sélectivité, équivalent à la succession de très grands nombres de distillations simples élémentaires. La courbe TBP est obtenue en notant la température de la vapeur en fonction du pourcentage distillé.

b) La distillation ASTM (American society for testing materials) est utilisée pour fournir les spécifications de distillation des produits pétroliers. En effet, la courbe de distillation ASTM fournit à l'utilisateur de précieux renseignements sur la composition du pétrole brut. Son principal avantage est le temps court qu'elle nécessite. Son mode d'utilisation est simple.

c) La distillation par la méthode de flash : cette distillation est un procédé continu dans lequel la séparation des vapeurs à partir de liquide s'effectue à température voulue et dans les conditions d'équilibre.

La distillation par la méthode de flash prend beaucoup de temps, il existe de méthodes grapho-analytiques permettant de tracer la courbe de flash uniquement en connaissant la courbe **TBP** (méthode d'Obryachicov-Semidovitch, méthode de Nelson-Kharvi,.....) [16]

II -2-2- Distillation à l'échelle industrielle [1]

Cette dernière peut être réalisée à pression atmosphérique ($P=1 \text{ atm}$), ou sous vide (quelques dizaines de millimètres de mercure).

a) La distillation atmosphérique est la première opération subie par le pétrole dans la raffinerie. L'unité de distillation est l'unité maîtresse de la raffinerie, car elle fournit toutes les fractions pétrolières qui deviendront des matières premières pour des procédés de conversion et de prétraitement. La séparation est généralement réalisée dans une colonne unique, fonctionnant sous une pression à peine supérieure à 1 atm, et possédant des soutirages latéraux.

b) La distillation sous vide est réservée au fonctionnement de produits contenant des hydrocarbures lourds dont les températures d'ébullition normales seraient au seuil du craquage. Elle est utilisée surtout pour les produits nobles pour lesquels il faut éviter toute trace d'altération par décomposition thermique. Elle permet en effet :

- la fabrication des huiles de distillats lubrifiants qui, après traitement, serviront de base pour les huiles commerciales,
- la redistillation de ces huiles après traitements au solvant,
- la redistillation de certaines essences spéciales,

- la préparation de charge des unités de craquage pour obtenir un gas-oil sous vide à partir d'un résidu atmosphérique.

II -3-Types d'installation de distillation de pétrole [13]

a)-Installation de distillation dans une seule colonne

Ce type d'installation ne peut pas être employé pour la distillation de pétrole léger, c'est à dire renfermant en gaz et d'essences, car dans ce cas une grande pression est créée au niveau de la pompe d'alimentation et pratiquement dans tout l'appareillage de l'unité. Le pétrole à traiter dans ce type peut être peu sulfureux pour éviter la corrosion de la colonne principale, qui est très complexe et coûteuse. Ainsi il est impossible d'obtenir des essences avec des bas points finaux, c'est à dire il est difficile de maintenir le régime de la colonne si la teneur en essences et en eau varie dans le pétrole. Le taux de vaporisation dans une seule colonne peut être élevé et par conséquent il y a un risque de dépôts des sels dans les tubes de four.

b)-Installation de distillation avec une pré-distillation des fractions légères

Ce type d'installation de distillation permet de traiter un pétrole avec une teneur élevée de gaz dissous jusqu'à 3% massique, riche en fraction d'essence jusqu'à 15% massique. La probabilité de dépôt de sels dans les tubes est beaucoup plus petite car la quantité de phase liquide dans le four est plus grande que dans l'installation en une seule colonne.

Cette installation présente plusieurs avantages :

- Pression plus faible dans les échangeurs et dans les tubes de four,
- Le four et la colonne fonctionne sans surcharge,
- Possibilité de traiter de pétrole non stabilisé avec une teneur élevée en composés sulfurés,
- Possibilité d'obtenir des fractions d'essence avec des bas points finaux.

Cette installation présente certains inconvénients :

- La nécessité d'utiliser des grandes températures dans le four car il y a une évaporation préalable des légers dans la colonne de pré-distillation,
- Une plus grande consommation en combustibles,
- Complexité de l'unité; avoir une colonne supplémentaire, deux pompes...Ect

c)Installation de distillation avec évaporation préalable des fractions légères

Ce type d'installation de traitement se compose de ballon de flash et une colonne de distillation.

Cette installation présente les avantages suivants :

- Possibilité de traiter des pétroles légers en grande capacité,
- Absence de pression exagérée dans le système (four, pompe...).

Cette installation présente aussi des inconvénients :

- L'impossibilité de traiter les pétroles riches en composés sulfureux,
- Complexité de l'unité.

II -4- Principe de la distillation [11]

La distillation est une méthode de séparation basée sur la différence de température d'ébullition des différents liquides qui composent un mélange.

Si on chauffe un mélange de liquides, c'est le liquide le plus volatil (celui qui a la température d'ébullition la plus basse) qui s'échappera le premier.

Pour recueillir les vapeurs de ce produit, il faut les condenser. Cela est fait par un réfrigérant à eau.

II -5- Description d'une installation de distillation [11]

On pratique, la distillation de pétrole brut est réalisée dans une colonne sous une pression atmosphérique ou sous vide, possédant des soutirages latéraux.

La colonne de distillation est un appareil cylindrique vertical muni des plateaux. Le rôle de ces plateaux est d'assurer un contact intime entre la phase liquide et la phase vapeur à façon de permettre l'équilibre des phases à la suite d'un transfert de chaleur et de matière.

En plus des équipements tels que les pompes, les tuyauteries...etc.

Une unité de distillation comprend deux parties.

- un système de vaporisation (chauffage) est situé en bas de la colonne et qu'on appelle bouilleur,
- un système de condensation (refroidissement) est situé en tête de la colonne et qu'on appelle condenseur.

Pour une installation de rectification, en plus des éléments cités ci- dessus, on trouve un système de contact, situé entre le bouilleur et le condenseur, appelé colonne de fractionnement et constitué par des séparateurs (garnissage, plateau...) qui assurent le contact entre les deux phases liquide et vapeur le plus intimement possible.

Cette colonne se compose de trois parties principales :

- une zone d'alimentation, où la charge est injectée.
- une zone d'enrichissement (concentration), située au- dessus de l'alimentation et qui est caractérisée par la concentration en éléments les plus volatiles de la charge.
- une zone d'appauvrissement (d'épuisement), située au dessous de l'alimentation, caractérisée par la concentration des constituants les plus lourds de la phase liquide et l'appauvrissement progressif en constituants volatils.

II -6- Classification des colonnes de distillation [11]

La séparation est effectuée dans une colonne à garnissage ou à plateaux assurant le meilleur contact possible entre la vapeur ascendante et le liquide descendant.

II -6-1- Colonne à garnissage

Les colonnes garnies diffèrent nettement des colonnes à plateaux, tant par leur construction que par leur fonctionnement.

Les fluides y circulent à contre-courant et non plus à courants croisés.

Les transferts de matière entre liquide et vapeur ont lieu de façon continue sur toute la hauteur de la colonne.

Les colonnes à garnissage ont une faible retenue de liquide et une faible perte de charge, mais, elles sont peu souples, c'est-à-dire qu'on ne doit pas trop s'écarter des

conditions opératoires pour lesquelles elles ont été choisies et dimensionnées afin de ne pas avoir baisser leurs performances.

II -6-2- Colonne à plateaux :

Le plateau, qui est la partie active de la colonne et sur lequel sont disposés les éléments de barbotage, a pour rôle la mise en contact de deux phases en mouvement, de manière à les rapprocher le plus possible de l'état d'équilibre.

Le mouvement des phases peut se faire de deux façons :

- à contre-courant, sur un plateau constitué exclusivement par des trous où le liquide et la vapeur s'écoulent par ces orifices;

- à courants croisés, sur un plateau où la phase vapeur traverse une couche de liquide se déplaçant horizontalement.

Il existe plusieurs types de plateaux aux multiples variantes de détails suivant les constructeurs ainsi que la disposition des éléments de barbotage :

- plateau à calottes,
- plateau perforé à déversoir,
- plateau à clapets,
- plateau uni flux,
- plateau à jets directionnels,
- plateau sans déversoir.

LA RAFFINERIE D'ALGER

III - Présentation de LA RAFFINERIE D'ALGER (RA1G)

III-1-Historique de la raffinerie [6]

Suite à la découverte du pétrole dans le sud algérien en Septembre 1959, sept compagnies pétrolières internationales ont décidé de construire une raffinerie, sa construction a duré 03 ans (1961-1963) et sa mise en service a eu lieu le 16 Février 1964.

Les compagnies ayant participées au projet sont :

- Société Shell Algérie 24%,
- Compagnie française de pétrole 20%,
- Esso méditerranéen 17.5%,
- Total S.A.H.M 12%,
- Société française de pétrole BP 10.4%,
- SN Repal 10%.

Le coût de sa construction est estimé à 210 millions de dinars dont 170 millions pour les installations et 40 millions de frais établis et autres.

Dans une première phase, l'Algérie a acquis des actions par l'intermédiaire de SONATRACH, ensuite, elle a procédé à la nationalisation dans une seconde phase. La raffinerie devient en 1972, propriété à 100% de l'état algérien.

Jusqu'à Mai 1971, le pétrole brut était expédié par des tankers depuis le port de Bejaia, terminal du pipe amenant le brut du gisement de Hassi-Messaoud. Depuis Mai 1971, un piquage a eu lieu au niveau de Beni-Mansour sur la canalisation reliant Hassi-Messaoud au terminal de Bejaia, ce qui permet à la raffinerie d'Alger une alimentation directe en pétrole brut.

III-2- Situation géographique [6]

La raffinerie d'Alger se situe à Sidi Arsine à 5km au Sud d'El Harrach et à 20 km à l'Est d'Alger; elle occupe une superficie de 180 hectares. Cet emplacement a été choisi après étude des sols et après la découverte d'une nappe d'eau, nécessaire pour l'alimentation des systèmes de refroidissement.

III-3- Capacité de production [6]

Au démarrage, la capacité de production était de 1.5 Mt/an. Cette capacité a été portée à 2.7 Mt/an, elle a atteint le plafond de production en 1991 avec 3 Mt/an. Actuellement, la production est de 2.7 Mt/an.

III-4- Principales installations de la raffinerie [7]

Le complexe comprend principalement:

- Une unité de distillation atmosphérique (U100), destinée à séparer les différents produits pétroliers contenus dans le pétrole brut.

- Une unité de reforming catalytique (U200), cette unité permet d'avoir du platformat nécessaire pour l'obtention des carburantes autos, elle permet aussi d'avoir les GPL et du fuel-gaz.

- Une unité de gaz plant (U300), alimentée à partir de l'unité de distillation et du reforming catalytique et assurant la séparation du GPL en butane et propane Commerciaux.

- Centrale thermoélectrique, son rôle consiste à la production de la vapeur et de l'électricité à partir de fuel et du gaz. Il reste à rappeler que la raffinerie d'Alger obtient de l'électricité à partir de réseau SONELGAZ, mais vu les coupures, la raffinerie ne peut pas permettre de tels arrêts car ces derniers peuvent engendrer des incendies catastrophiques sur certains appareillages.

Aujourd'hui, elle est autonome et n'utilise plus le réseau SONELGAZ sauf en cas de forces majeures.

- Une unité pomperie, cette unité a deux fonctions :

La première pour la fabrication de l'essence normale (CA89) et super (96) à partir de platformat, essence SR, le (PTE) qui donne le pouvoir antidétonant et aussi le butane qui facilite le démarrage à froid.

La seconde est pour l'expédition des produits aux dépôts suivants :

- le port pétrolier d'Alger,
- les dépôts de carburants : caroubier, Elharrach et la Chiffa,
- l'aéroport Houari Boumediène.

- Un laboratoire : pour le contrôle de qualité des produits.

■ Des ateliers d'entretien: mécanique, tuyauterie, chaudronnerie, électricité, contrôle et instrumentation.

- Magasins généraux pour le stockage de matériel et d'outillage.

■ Un parc de stockage de 32 bacs d'une capacité totale de 290000 m³ dont 105000 m³ pour le pétrole brut et 185000 m³ pour les produits finis et semi finis.

La production de la raffinerie d'Alger est la suivante [7] :

Nature des produits	Volume obtenu (m ³ /jour)
Propane	2300
Butane	6200
Essence N/SP	46000
Jet / lampant	15000
Gasoil moteur	52780
Fuel lourd	10500
Essence SR	16300
Solvant total	26000
Plat format	4920

Tableau III-1 : Produits finis de la raffinerie d'Alger

IV-1- Introduction [7]

L'unité de distillation atmosphérique est l'unité mère de la raffinerie d'Alger. Elle a pour objet de fractionner le pétrole brut en une gamme variée de produits, soit finis livrés directement à la consommation, soit semi finis qui représenteront la charge des unités, de PLATFORMING et de GAZ PLANT.

L'unité 100 comprend les appareils suivants :

- une colonne de distillation,
- 19 échangeurs de chaleur dont 16 composent le circuit de préchauffe du brut.
- 06 rebouilleurs,
- 06 condenseurs,
- un four (F101),
- un ballon de flash (D102),
- des ballons accumulateurs (D101, D103, D104),
- une tour de stabilisation (C 104),
- des aéro-réfrigérants,
- des strippers (C102, C103) et une tour de redistillation C 105.

IV-2- Données de bases [14]

IV-2-1- Nature de la charge

L'unité de distillation a été étudiée pour traiter le brut de Hassi Messaoud soit pur, soit en mélange avec des proportions variables de condensât de Hassi R'Mel n'excédant pas 27.5% en poids du mélange.

IV-2-2- Capacité prévue de l'unité

Elle est de 2.700000 t/an sur un brut de Hassi Messaoud (HM), soit 7,700 t/j de marche effective, de 2.500 000 t/an sur un mélange de 92.5% de HM - 7,5% condensat de Hassi R'Mel, qui représente 7.120 t/j, et de 2.215000 t/an sur un mélange de 72.5% de HM- 27.5% condensat de Hassi R'Mel.

IV-2-3- Produits de l'unité

L'unité produira :

- Un mélange d'hydrocarbures légers qui, après traitement dans l'unité de gaz plant (U300) donnera :
 - des gaz incondensables, qui seront envoyés soit vers les fours de la raffinerie, soit à la torche pour y être brûlés,
 - du propane commercial,
 - du butane commercial.
- Une essence légère, entrant dans la composition du carburant auto,
- Un solvant léger et un autre lourd, tous les deux alimentant l'unité de platforming (U200),
- Un kérosène fournissant les produits commerciaux, pétrole lampant et carburéacteur.
- Un gas-oil léger, matière de base du gasoil moteur commercial,
- Un gas-oil lourd, entrant dans la constitution du gas-oil moteur et des fuels,
- Enfin un résidu, matière de base pour la constitution des fuels légers et lourds.

Remarque :

Un fuel léger est constitué d'un mélange de gasoil léger, de gasoil lourd et de résidu.

Un fuel lourd est constitué d'un mélange de gasoil lourd et de résidu.

IV-2-4- Particularités de l'unité

L'unité présente les particularités suivantes :

- utilisation massive des réfrigérants à air, par suite des faibles disponibilités en eau de forage,
- absence de vannes d'isolement sur les appareils tubulaires,
- absence de by-pass sur la plupart des vannes automatiques qui sont équipées d'un volant à main,
- utilisation des systèmes de régulation automatique,

- présence des sécheurs sous vide, après les strippers, pour le gasoil léger et lourd,
- absence de lavage à la soude caustique des coupes essence, solvants et kérosène, le brut de Hassi Messaoud contenant très peu de composés sulfurés,
- présence sur certaines pompes de coupleurs hydrauliques permettant de faire varier le débit de la pompe en faisant varier sa vitesse.

IV-3- Description de l'unité [14]

Pour mieux décrire l'unité 100, on explique le fonctionnement de chaque circuit :

IV-3-1- Circuit de préchauffe du brut (voir la figure [II-1])

Le brut est stocké dans trois réservoirs à toit flottant de 35.000 m³; A-301, A-302 et A-303.

Les pompes d'alimentation P-101 : A, B et C du type vertical à six étages refoulent le brut dans l'unité à travers un enregistreur de débit FRC-101 et un circuit d'échangeurs E-101 en huit passes parallèles E101 : C.B.A et E-101 : E.F.D, où il est réchauffé par le reflux circulant de tête.

A la sortie des échangeurs E101; les deux circuits se réunissent pour entrer dans le dessaleur D-110; puis dans les échangeurs E-102.C.B.A qui élèvent la température de brut de 110 °C à 160 °C par échange avec le reflux circulant intermédiaire.

Le brut ainsi réchauffé entre dans le ballon de flash D-102. Les fractions légères et l'eau entraînée par le brut se vaporisent et sortent en tête de ballon pour être réinjectés avec le brut flashé à la sortie de four F-101, leur débit est enregistré par un régulateur de pression PRC-101 qui maintient dans le ballon D-102 une pression constante de 02 bars.

La fraction non vaporisée tombe au fond de ballon D-102 et on l'appelle brut flashé.

La constante du niveau dans le ballon D-102 est assurée par LRC-101 qui règle le débit de brut.

IV -3-2- Circuit de du brut flashé :

La pompe P-102 reprend le brut flashé de ballon D-102 et le refoule à travers une série d'échangeurs avant d'entrer dans le four F-101.

Cette pompe qui n'a pas de secours, est équipée d'un coupleur hydraulique et c'est elle, qui fixe le débit d'alimentation de l'unité, suivant l'allure demandée par le programme de fabrication.

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

- E-103 (Kérosène).
- E-104 (Gas-oil lourd).
- E-105 A et B (Gas-oil léger).
- E-106 (Reflux circulant inférieur).
- E-107 A et B (Résidu atmosphérique).

A la sortie des échangeurs E-107, le brut flashé est à 200 °C environ, il passe par un régulateur de pression PRC-105 qui maintient une pression constante dans les circuits des échangeurs en commandant le coupleur hydraulique de la pompe P-102.

Avant l'entrée au four F-101, le courant du brut flashé se divise en huit circuits parallèles, à l'intérieur desquels le débit est maintenu constant et identique pour chacun par l'intermédiaire de huit contrôleurs de débits FIC-101 à FIC-108.

IV -3-3- Four F-101

L'entrée du brut flashé dans la zone de convection se fait donc en huit passes. Après cinq rangées, dans cette zone, les huit circuits sont réunis deux par deux formés de quatre passes, deux dans une chambre de radiation nord et deux par la chambre sud.

Dans chaque chambre, les deux passes se séparent sous le toit du four pour descendre chacun le long d'un des deux murs verticaux et se réunissent à la sortie de four. Les deux circuits du brut passent alors chacun par un TRC-105 et un TRC-106, régularisant la température de sortie du four par action sur le débitmètre d'arrivée de gaz combustible aux 44 brûleurs du four. Les deux circuits se réunissent ensuite en une seule ligne de transfert de 24 pouces de diamètre qui recevra avant l'entrée dans la colonne C-101 les produits légers venant du ballon de flash D-102.

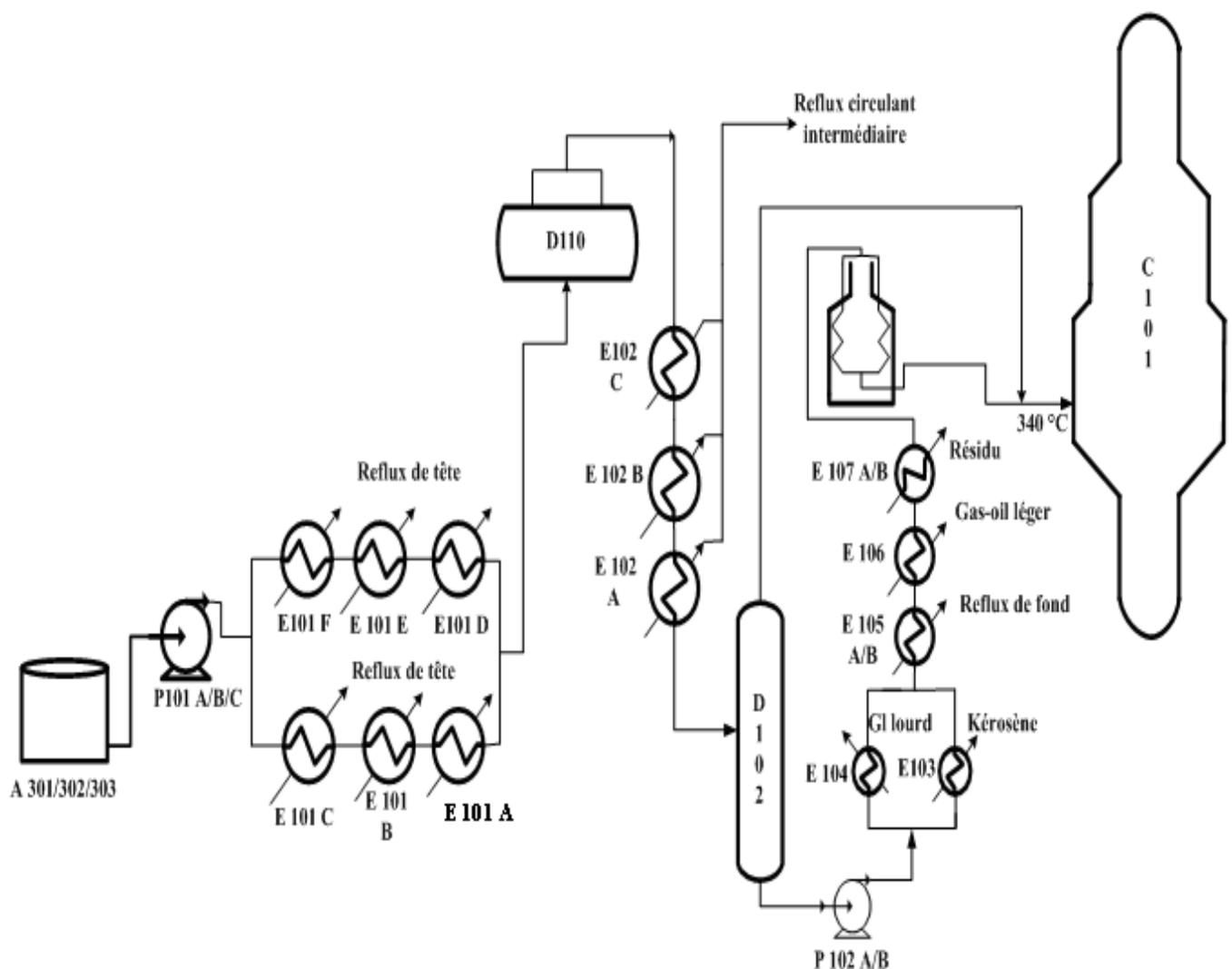


Figure -1- Circuit de préchauffe de brut

IV-3-4- Colonne de distillation atmosphérique (voir la figure [II-2])

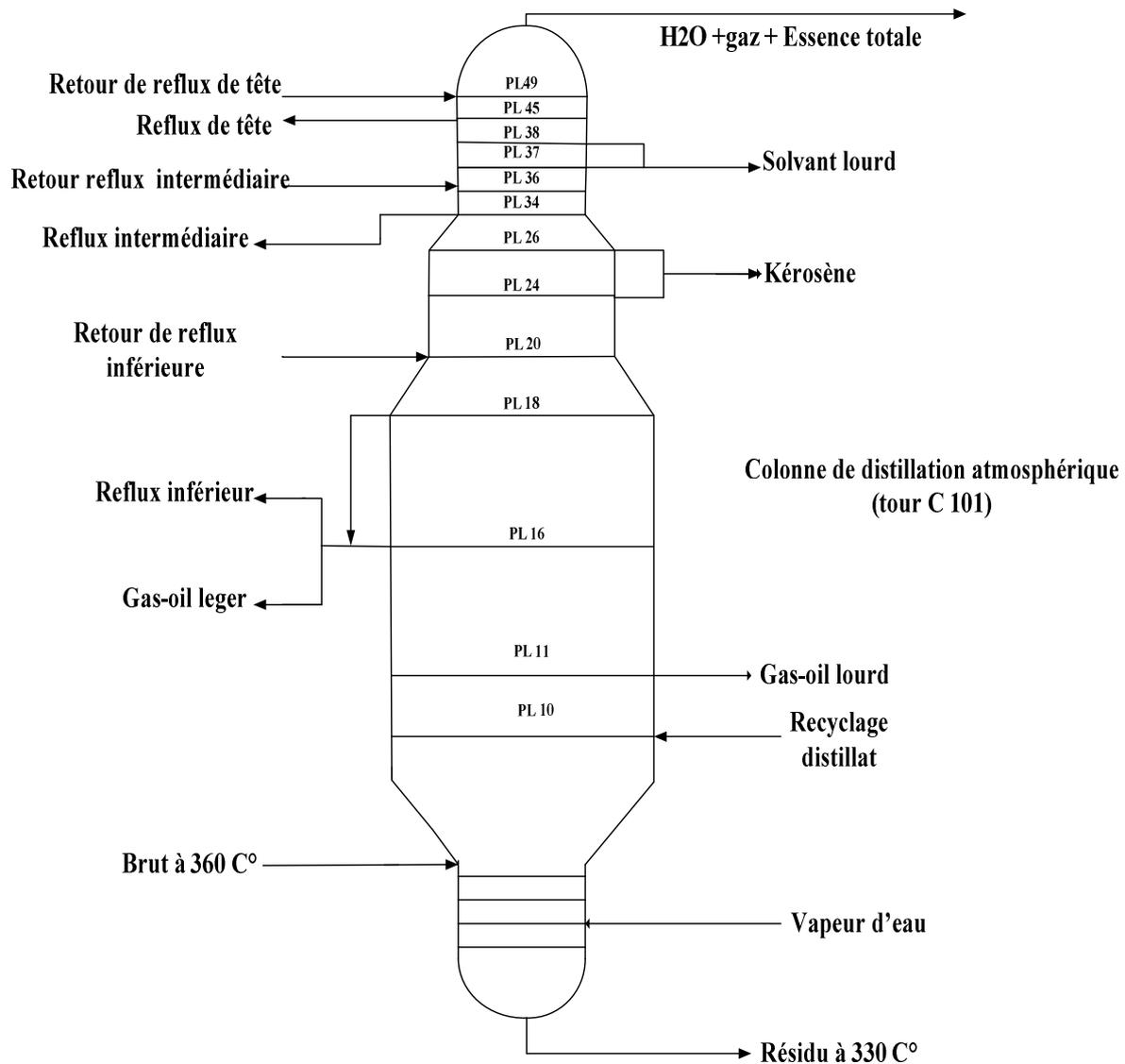


Figure IV-2- La colonne de distillation atmosphérique C101

La colonne atmosphérique C101 est la pièce principale de l'unité de distillation atmosphérique. Cette colonne comprend 49 plateaux à clapets, dont 6 se trouvent dans la section d'épuisement et sont séparés des autres par la zone d'expansion où vient se détendre le brut partiellement vaporisé.

Cette détente provoque la séparation d'un liquide (brut réduit initial) qui descend vers la section d'épuisement, et d'une vapeur qui monte vers la section de rectification.

La pression de marche est de 1,86 atm environ, l'évacuation des vapeurs en cas de surpression accidentelle étant assurée par sept soupapes de sécurité tarées à 2.86 bars et dégageant à l'atmosphère.

Le brut, après avoir été partiellement vaporisé dans le four F-101 et recevoir les vapeurs flashées du ballon D102 entre à une température environnant 350 °C, dans la zone de flash de la colonne C101, sous le plateau N°7. Cette entrée se fait tangentiellement (effet de cyclone).

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

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

Les coupes ainsi soutirées sont :

- gas-oil lourd,
- gas-oil léger,
- Kérosène,
- solvant lourd.

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

IV-3-5- Colonne C-102

Elle se divise en trois parties, elle joue le rôle d'un stripper (A.B et C)

-C-102(A) : Cette partie joue le rôle d'un stripper de Kérosène; elle est équipée de huit plateaux à clapets. Le stripper ne se réalise pas par l'injection de la vapeur d'eau, mais à l'aide d'un rebouilleur E-117 ou' se chauffe par le résidu qui circule à 350 °C.

-C-102(B) : Cette partie joue le rôle d'un sécheur sous vide (séchage de gas-oil léger). Ce sécheur comprend deux plateaux perforés et son sommet est relié au ballon D-105 maintenu sous vide par un groupe de quatre éjecteurs V-101 alimentés par la vapeur d'eau (MP) à 15 bars, un condenseur E-111 situé avant le ballon D-105, un mélange d'eau et d'hydrocarbures liquide, qui se décante et se sépare en deux couches :

-L'eau est reprise par la pompe P-115 et envoyé à l'égout (eau huileuse) par l'intermédiaire du LIC-101 gardant un niveau constant dans l'appendice du ballon D-105.

-Les hydrocarbures, sont repris par la pompe P-116 et injectés à l'entrée de ballon de flash D-102. Le niveau des hydrocarbures dans le ballon D-105 est réglé par le LIC-101 faisant office de by-pass de la pompe P-116.

-C-102(C) : Cette partie joue le rôle d'un stripper de gas-oil léger. Cet appareil possède cinq plateaux à clapets. Le stripping est réalisé par l'injection de la vapeur d'eau (BP) surchauffée sous le plateau N°1.

IV-3-6- Colonne C-103

Elle se divise en trois parties : A.B.C.

-C-103(A) : Cette partie joue le rôle d'un stripper de solvant lourd, elle est équipée de huit plateaux à clapets. Le stripping se réalise à l'aide d'un rebouilleur E-110 ou' se chauffe par le résidu qui circule à 340 °C.

-C-103(B) : Cette partie joue le rôle d'un sécheur sous vide (séchage de gas-oil lourd). Ce sécheur comprend deux plateaux perforés et son sommet prend le même chemin que la colonne C-102 (B).

-C-103(C) : Cette partie joue le rôle d'un stripper de gas-oil lourd. Cet appareil possède cinq plateaux à clapets. Le stripping est réalisé par l'injection de la vapeur d'eau (BP) surchauffée sous le plateau N°1.

IV -4 Soutirages :**a)-circuit de résidu**

La partie de la colonne située au dessous de l'entrée de brut est appelée : zone de stripping. Elle a pour but de laisser se dégager du résidu, les fractions plus légères qui y sont restées incluses. Pour cela, on laisse le résidu s'écouler sur six plateaux (N°1 à 6) et on injecte au fond de la colonne la vapeur d'eau (BP) surchauffée de 350 à 400 °C qui joue le rôle de fluide d'entraînement.

Le résidu strippé à une température de 350 à 400 °C s'accumule au fond de la colonne ou' le niveau liquide est maintenu constant par le régulateur LRC-102 commandant la vanne automatique LRCV-102 se trouvant au refoulement de la pompe de soutirage P-110 après les aéroréfrigérants E-116-AR.

Une alarme sonore lumineuse LA-107 fonctionne en cas de niveau haut ou bas dans le fond de la colonne.

La pompe P-110 refoule le résidu à travers une série d'échangeurs ou' les calories disponibles sont utilisées au rebouillage de préchauffe des produits plus froids.

- E-110 rebouilleur de stripper de Solvant lourd (C-103-A),
- E-117 rebouilleur de stripper de kérosène (C-102-A),
- E-107-A et B préchauffeur de brut avant l'entrée de four,
- E-302 rebouilleur de diéthylamide C-301 (section de gaz plant).

A la sortie de E-302, le résidu n'est plus qu'à 155 °C; il passe alors dans l'aéroréfrigérant E-116-AR d'où' il sorte à 90 °C. Après la vanne LRCV-102, le résidu coule au stockage, soit seul pour constituer le fuel-oil N° 2, soit avec une addition de gas-oil pour constituer le fuel-oil N°1, soit avec une tuyauterie, en mélange avec les deux gas-oil pour constituer le fuel-oil léger par l'intermédiaire du FRC-124.

b)-Reflux circulant inférieur

Ce reflux est prélevé sur le soutirage du gas-oil léger allant au stripper C-102(C) par la pompe P-105 qui refoule dans deux directions :

- Vers le rebouilleur de la tour de débutanisation C-104; E-121 A et B, le débit étant mesuré par le FRC-108 dont le point de contrôle est lui-même fixé par le régulateur de température du plateau N° 4 de cette tour.
- Vers l'échangeur E-106 où le brut flashé est préchauffé par un débit de gas-oil réglé à la sortie du E-106 par le FRC-114 placé sur le retour du reflux juste avant la tour C-101.

Ces deux circuits se réunissent pour retourner dans la tour C-101 au dessus du plateau N° 20 en passant par l'orifice FRC-114 à une température de 240 °C.

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

c)-Reflux circulant intermédiaire

Ce reflux est soutiré de la tour au plateau N°35, refroidi dans les échangeurs E-102 A, B et C de 180 °C à 140 °C et repris par la pompe P-104. Cette pompe est équipée d'un coupleur hydraulique agissant sur la vitesse de la pompe et commandé par le FRC-113 situé au refoulement qui règle le débit de reflux retournant à la colonne C-101 au-dessus du plateau N°36.

d)-Reflux circulant de tête

Il est soutiré de la tour aux plateaux N°46. Ce reflux se refroidit de 120 à 70 °C en traversant deux circuits parallèles, les échangeurs E-101(D.E.F) et E-101(A.B.C). Le produit est repris par la pompe P-103(A) équipée d'un coupleur hydraulique, ou par la pompe P103(B) entraînée par une turbine. La vitesse de rotation de ces deux pompes est commandée par le régulateur de débit de reflux LRC-112. Le reflux traverse ensuite une partie d'aéroréfrigérant E-108-AR.

Cet appareil est plus au moins by-passé par l'action de la vanne FRCV-101 commandée elle-même par le régulateur de température TRC-101, ensuite sur la sortie de tête de la tour C-101.

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

La viscosité de ces fuels est enregistrée par l'appareil VR-102. Une liaison permet de recycler le résidu depuis le refoulement de P-110 jusqu'à la sortie d'E-107-B.

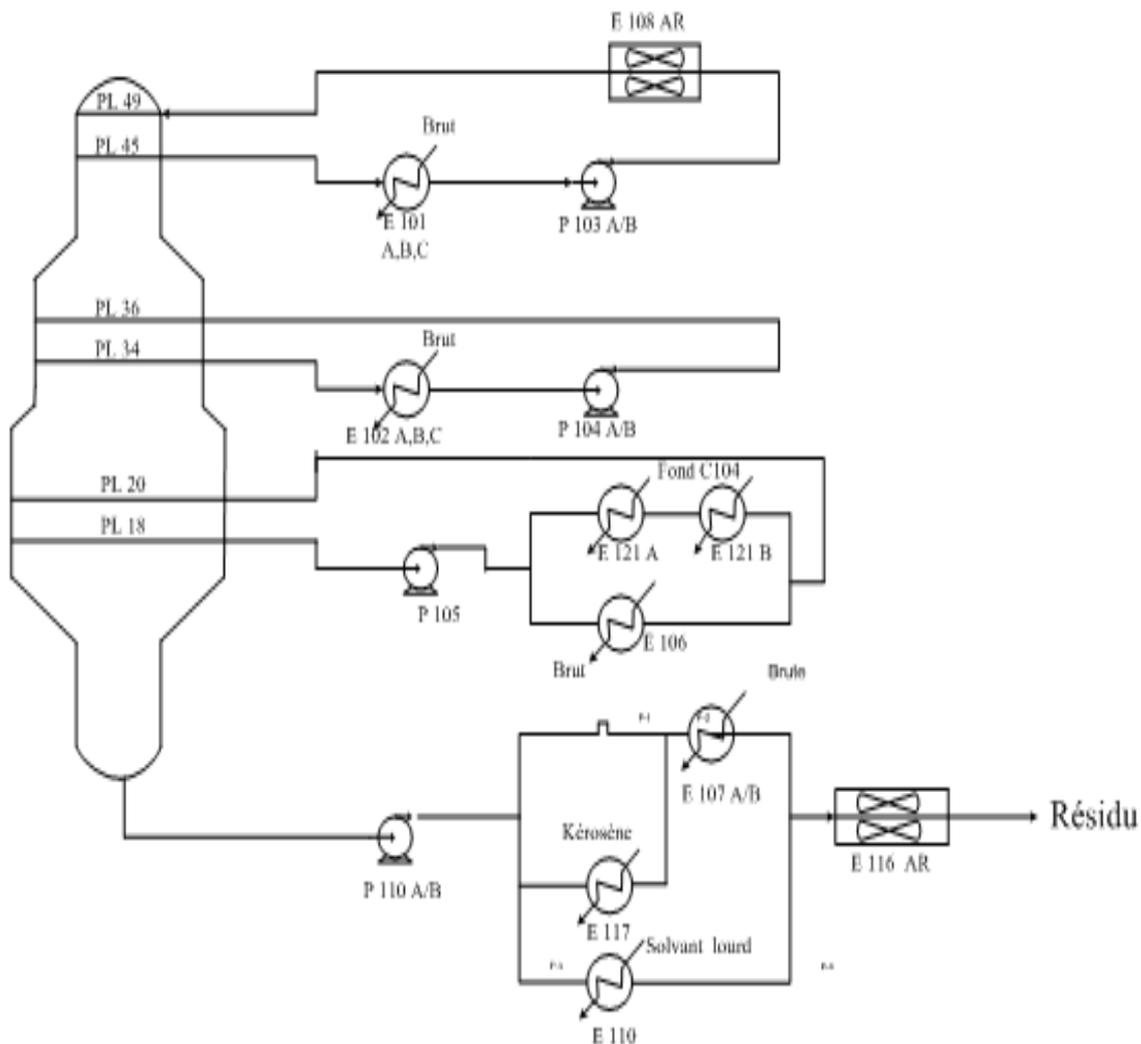


Figure IV-3- Circuit de résidu et des reflux

e)-circuit de gas-oil lourd

C'est le premier soutirage situé au dessus de la zone de flash, au plateau N°11. Le liquide s'écoule par gravité de plateau collecteur vers le stripper C-103 par l'intermédiaire de régulateur LIC-106 gardant un niveau constant dans le stripper. Cet appareil possède cinq plateaux à clapets. Le stripping est réalisé par l'injection de la vapeur d'eau BP surchauffée sous le plateau N°1.

Les vapeurs sortent de la tête de stripper et retourne dans la colonne C-101 au dessus de plateau N°12 et une partie peut être envoyée par l'intermédiaire du FRC-111, vapeur ascendant faire retomber les particules de résidu entraîné mécaniquement et améliorer ainsi la couleur de gas-oil soutiré.

L'autre partie du gas-oil, dont le débit est contrôlé par le FRC-105, et refroidie dans l'échangeur E-104 par échange avec le brut est envoyé dans le sécheur sous vide C-103(B). Dans cet appareil, l'eau restée dissoute après stripping à la vapeur, est évaporée sous vide. Ce sécheur comprend deux plateaux perforés et son sommet est relié au ballon D-105 maintenu sous vide par un groupe de quatre éjecteurs V-101 alimentés par la vapeur MP. Un condenseur E-115, condense les vapeurs venant de sécheur.

Il s'écoule donc dans le ballon D-105 un mélange d'eau et d'hydrocarbures liquides, qui décante et se sépare en deux couches :

De l'eau qui est reprise par la pompe P-115 et envoyée vers égout (eau huileuse) par l'intermédiaire LRC-101 gardant un niveau constant dans l'appendice de ballon D-105. Des hydrocarbures qui sont repris par la pompe P-116 et injectés à l'entrée de ballon de flash D-102, le niveau d'hydrocarbures dans le ballon D-105 étant réglé par le LIC-101, faisant office de by-pass de la pompe P-116.

Ce gas-oil lourd séché, se rassemble au fond de sécheur C-103(B), et repris par la pompe P-109, le niveau de sécheur étant maintenu constant par le régulateur LIC-107 agissant sur la vanne LCV-107 situé dans l'aéroréfrigérant E-115-AR. Ce régulateur est doublé par une alarme LA-110, sonore et lumineuse pour le niveau haut ou bas de sécheur. A la sortie de cet aéroréfrigérant, le gas-oil lourd dont la température est de 50 °C, passe dans un enregistreur de débit FR-106, puis dans la vanne LCV-107, avant de sortir de l'unité; soit comme constituant principal de fuel-oil léger en mélange avec le résidu et le gas-oil léger; soit par l'intermédiaire de FRC-121 pour constituer le gas-oil moteur en mélange avec le gas-oil léger et le kérosène ou soit comme correctif de résidu atmosphérique pour la fabrication de fuel-oil N°1.

f)-circuit de solvant lourd

Le solvant lourd est soutiré de la tour aux plateau N°37 ou 39 est traité de la même façon que le kérosène. Il est strippé dans le stripper C-103(A), cet appareil est identique au C-102(A), ou' son arrivée est réglé par le régulateur du niveau LIC-102. Les vapeurs de têtes retournent à la tour C-101 au-dessus du plateau N°40. Le stripping est réalisé par l'intermédiaire de rebouilleur E-110.

Le solvant lourd est strippé et repris par la pompe P106 et refoulé dans l'aéroréfrigérant E-112-AR, puis le réfrigérant à eau E-112 d'où il sort à 40 °C, et le débitmètre FRC-102, avant d'être envoyé au réservoir de stockage intermédiaire A-104 pour alimenter l'unité de platforming.

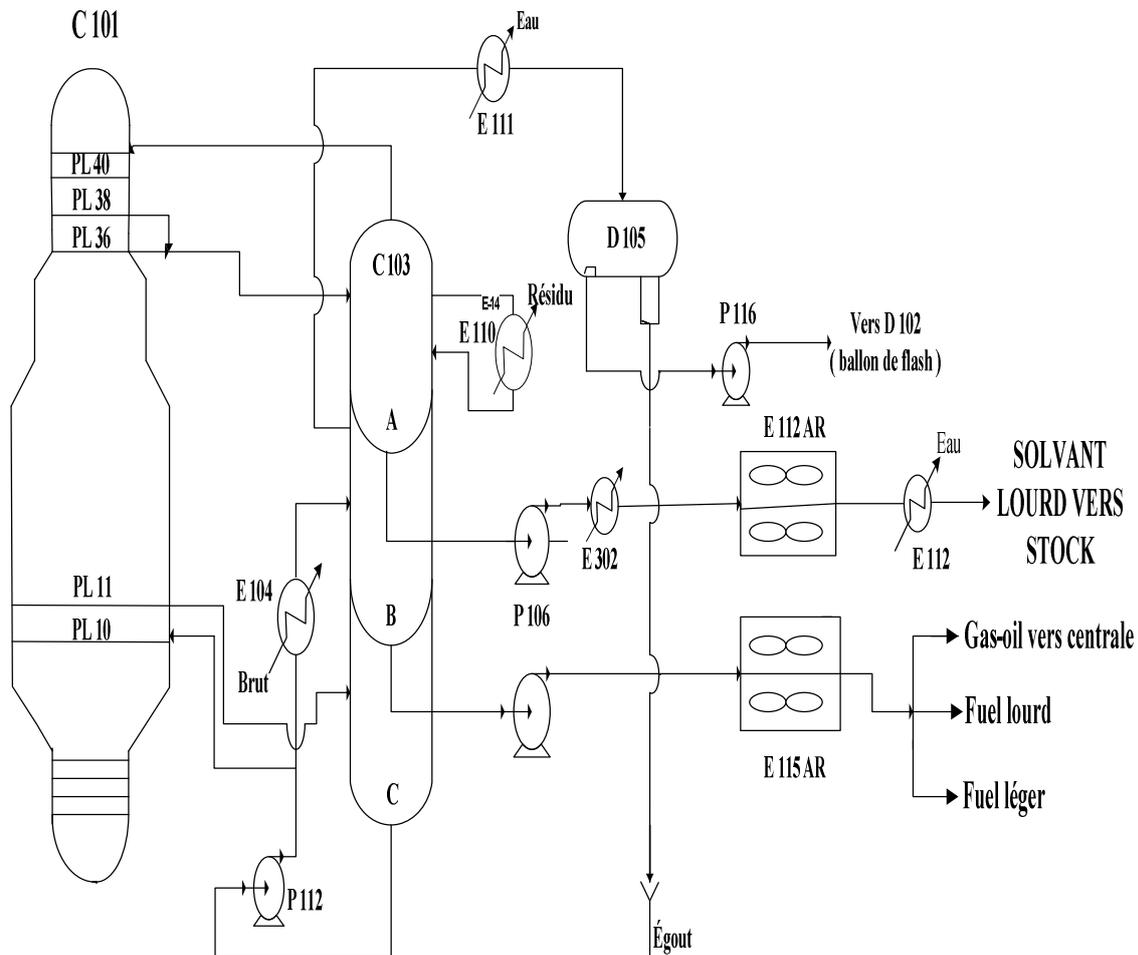


Figure IV-4- Circuit de Gas-oil lourd et Solvant lourd

g)-circuit de gas-oil léger

Ce gas-oil est soutiré des plateaux 17 ou 19 et s'écoule par gravité vers le stripper C-102 par l'intermédiaire du régulateur LIC-104 maintenant un niveau constant dans le stripper, qui est analogue au C-103. Le stripping est réalisé par l'injection de la vapeur BP surchauffée. Les vapeurs qui sortent de tête de stripper retournent dans la colonne C-101 au dessus du plateau N°20.

Le gas-oil léger strippé est refroidi dans les échangeurs E-105A et B, de 350 à 195 °C, par échange de calories avec le pétrole brut flashé. Son débit est contrôlé par le FRC-104 avant l'entrée dans le sécheur sous vide C-102(B); cet appareil est identique au C-103(B).

Les vapeurs de tête de sécheurs sont envoyées, comme celles de C-102(B) vers le ballon D-105 en étant refroidies au passage dans le réfrigérateur E-111.

Le gas-oil séché est repris dans la pompe P-108 équipée d'un coupleur hydraulique faisant varier la vitesse; donc le débit de la pompe est commandé par un régulateur de niveau LIC-105, doublé lui-même par l'alarme LA-108 fonctionnant en cas où le niveau augmente ou diminue dans le sécheur.

Ce gas-oil séché passe dans l'échangeur E-120, en totalité ou en partie, de façon à amener la température convenable par le jeu de régulateur de température TRC-102, l'essence totale alimentant la tour de débutanisation C-104. Il en sort à 140 °C, traverse l'aéroréfrigérant E-114-AR et sa température est voisine alors de 50 °C. Son débit est enregistré par FRC-101 A ou B, qui fixe alors les points de réglage des débitmètres FRC-120 de kérosène, et FRC-121 du gas-oil lourd, de façon à constituer en ligne le gas-oil moteur coulant directement au stockage.

Une partie de gas-oil léger peut être détournée par le FRC-122 pour constituer le fuel-oil léger, en mélange avec le gas-oil lourd et le résidu atmosphérique.

h)-circuit de kérosène

Le kérosène est soutiré de la tour aux plateaux N°25 ou 27. Il est ensuite strippé dans le stripper C-102(A) où le niveau liquide est réglé par le LIC-103 placé sur l'arrivée de stripper, doublé lui-même par l'alarme de niveau LA-109. Ce stripper est équipé de huit plateaux et le stripping est réalisé, non pas par l'injection de la vapeur, mais à l'aide d'un rebouilleur E-117 où circule le résidu à 340 °C.

Le liquide arrivant sur le plateau N°1 passe dans le rebouilleur, se réchauffe, retourne au stripper sous le plateau N°1 et s'accumule au fond de l'appareil.

Tandis que les deux fractions légères vaporisées gagnent le sommet et rentrent dans la colonne C-101 au dessus du plateau N°28.

Le kérosène strippé est repris par la pompe P-107 qui le refoule dans l'échangeur E103, où il réchauffe le brut flashé, une partie sous contrôle manuel de HCV-108,

peut être alors envoyée en dérivation dans le rebouilleur E-304 du stripper butane propane de la section 300 sous contrôle de FRC-108. La totalité de kérosène passe ensuite dans l'aéroréfrigérant E-113-AR et le réfrigérant à eau E-113 à débit enregistré par le FRC-103 commandant la vanne FRCV-103 pour être expédié à 40 °C aux réservoirs de stockage, une partie pouvant être prélevée avant la sortie de l'unité par l'intermédiaire de FRC-120 pour fabriquer le gas-oil moteur en mélange avec le gas-oil léger et lourd. Un analyseur AR-103 enregistre en permanence le point d'éclair du kérosène à la sortie de l'unité.

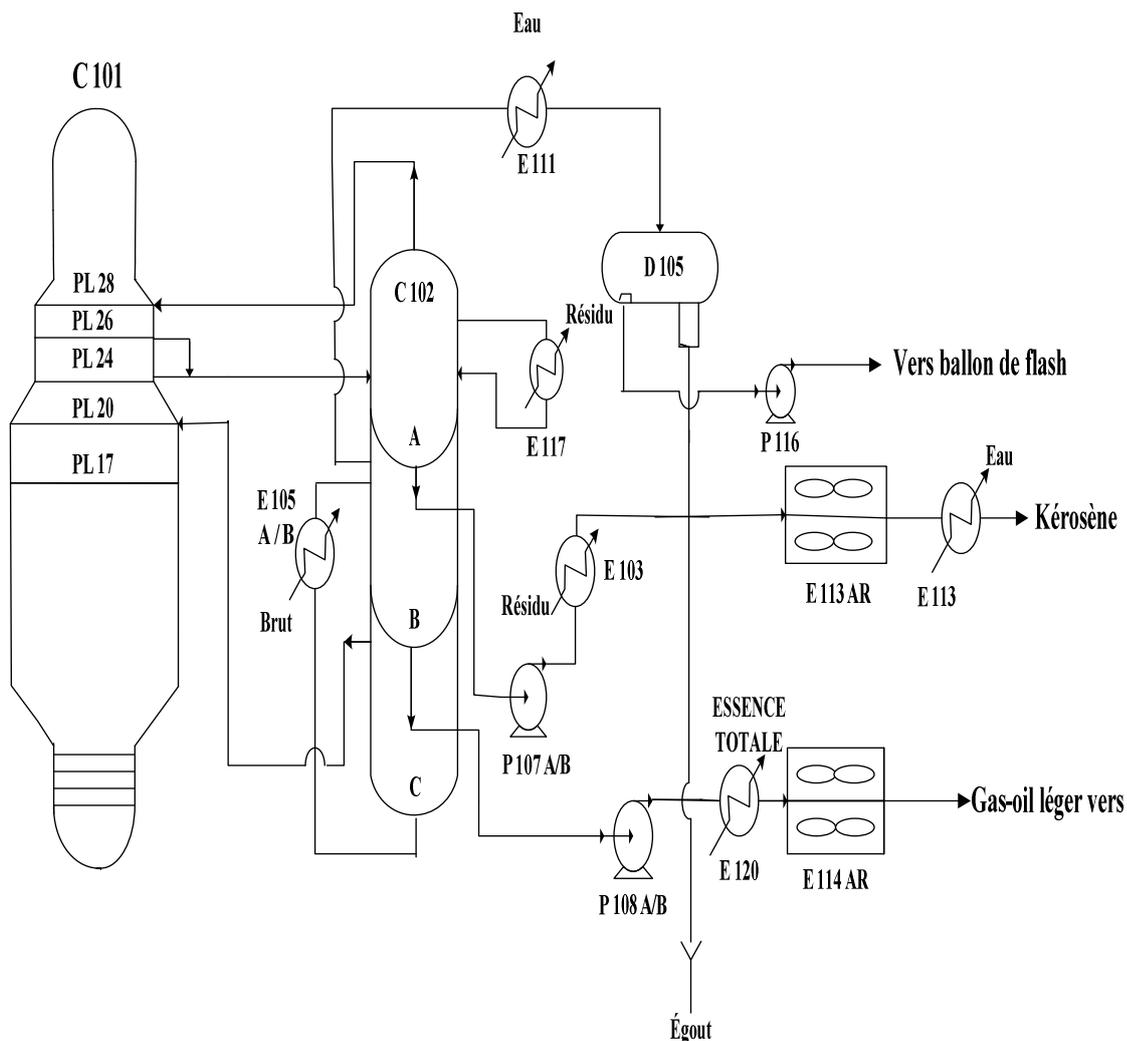


Figure IV-5- Circuit de Gas-oil léger et Kérosène

i) Vapeurs de tête de la colonne C-101

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

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

Elles sortent de la colonne sous une pression de 1.2 bars et une température de 105 °C réglée par la TRC-101 et traversent une série d'aéroréfrigérants E-109-AR, puis deux réfrigérants à eau disposés en parallèles E-109 (A et B) avant d'arriver au ballon D-101 à une température de 40 °C. Les hydrocarbures, sauf le méthane et l'éthane sont alors condensés, de même que la vapeur d'eau dans le ballon D-101, accumulateur de tête; deux couches se séparent :

-L'eau chargée en H₂S, qui s'accumule dans l'appendice de ballon et dont le niveau est réglé par le LIC-108 placé sur l'évacuation d'eau. Cette eau se rend par pression vers le stripper C-106 où le H₂S est éliminé par chauffage à 150 °C par la vapeur BP, et envoyé au four F-101 pour y être brûlé dans un brûleur spécial. L'eau huileuse est ensuite évacuée à l'égout.

Les hydrocarbures, présents dans l'accumulateur au dessus de la couche d'eau où leur niveau est réglé par le LIC-107 et sont repris par la pompe P-111 qui est équipée d'un coupleur hydraulique. Cette pompe refoule les hydrocarbures à 20 bars à travers les échangeurs E-118 et E-119 pour être chauffée jusqu'à 85°C, puis à travers l'échangeur E-120; à la sortie duquel leur température est ajustée par le FRC réglant le débit du fluide chaud à travers cet appareil.

Les hydrocarbures sont ensuite envoyés vers la colonne de débutanisation C-104. La régulation de pression de ballon D-101 et par suite la colonne C-104 se fait par PRC-102 qui permet :

- Soit un départ des incondensables à la torche, avec le débit enregistré par le FRC-109 en cas de surpression,
- Soit un appoint à partir de réseau de fuel-gaz en cas de chute de pression.

j) Colonne de débutanisation C-104

Cette colonne est équipée de 39 plateaux à clapets, son rôle est de séparer l'essence totale du butane et moins.

L'essence totale qui sort au fond est alors dite stabilisée. L'alimentation de la colonne peut se faire au 20, 24 ou 25^{ème} plateau, après avoir traversé les échangeurs E-118, E-119 et E-120 à une température constante réglée par le TRC-102 environ 135°C.

• Circuit de tête de la colonne C-104

Les vapeurs de tête sortent de la colonne à 25 °C sous une pression de 15 bars sont constituées par le butane, le propane et les gaz incondensables. Ces vapeurs sont condensées dans E-122-AR partiellement, le liquide s'accumule dans le ballon D103 qui fonctionne comme le ballon D-101. L'eau chargée en H₂S est entraînée accidentellement depuis le ballon D-101, puis se rassemble dans l'appendice pour être évacuée sous le contrôle de LIC-109 avec l'alarme sonore de niveau vers la colonne C-106 pour éliminer H₂S. Les hydrocarbures à 70 °C sont expédiés en deux directions :

-Une partie est envoyée par la pompe P-113 au dessus de 39^{ème} plateau comme reflux dont le débit est contrôlé par le FRC-109.

- L'autre partie est expédiée par la pompe P-119 à travers les échangeurs E-123.

Le mélange butane et propane liquide à 40 °C est envoyé à la section 300. Les incondensables sont évacués du ballon D-103 au réseau fuel-gaz par l'intermédiaire de pression PRC-105.

• Circuit de fond de la colonne C-104

Une température de 150 °C est maintenue au fond de la colonne de façon à débarrasser à l'essence des dernières traces de butane, par deux rebouilleurs E-121 A et B, alimentés par le reflux circulant inférieur dont le débit est contrôlé par le TRC-103 qui règle la température sur le deuxième plateau.

Le produit de fond de la colonne constitue l'essence totale distillant entre 30 et 130 °C qui devra être redistillée pour obtenir deux coupes :

- l'essence SR, distillant entre 30 et 80 °C,
- le solvant léger, distillant entre 80 et 130 °C.

Cette essence totale quitte le fond de la colonne à 195 C°, le niveau dans la colonne étant réglé par le LIC-105, commandant la vanne d'alimentation de la colonne de redistillation C-105. Elle alimente le rebouilleur de cette même colonne, cet appareil étant plus moins by-passé par l'action de le TRC-104, elle passe ensuite dans l'échangeur E-119 en partie ou en totalité, sous l'action de le TRC-105 qui règle la température d'entrée dans la colonne environ 93°C. L'essence totale entre alors dans la colonne de redistillation.

k) Colonne de redistillation C-105

Cette colonne est équipée de 29 plateaux à clapets, elle a pour but de fractionner l'essence totale en essence légères « base de carburant auto » et en solvant léger qui alimente l'unité de plattforming.

- **Circuit de tête de la colonne C-105**

Les vapeurs d'essence légère en tête de la colonne à 70 °C sous une pression de 0.7 bars arrivent au ballon accumulateur D-104 en by-passant plus ou moins l'aéroréfrigérant E-124-AR.

L'essence légère condensée est alors reprise par la pompe P-114 qui l'expédie dans les réservoirs de stockage intermédiaire, B-10 et C-3, en passant par le réfrigérant E-126, l'enregistreur de débit FRC-103 et le régulateur de niveau de D-104 est le LIC-104.

Une partie de l'essence légère est envoyée par la pompe P-114 en reflux au dessus de plateau 24 de la colonne sous contrôle de FRC-110.

La pression dans l'accumulateur D-104 est réglée par le PRC-107, dégageant éventuellement les incondensables vers la torche.

- **Circuit de fond de la colonne C-105**

Une température de 120 °C est maintenue au fond de la colonne pour permettre de vaporiser toute l'essence légère, par l'intermédiaire du rebouilleur E-125. Le régulateur de température TRC-105 maintient la température constante sur le plateau 3 en réglant le débit du fluide chaud (essence totale venant du fond de la colonne C-104 vers le rebouilleur E-125).

Le solvant léger accumulé au fond de la colonne à un niveau maintenu constant par le LIC-106, est repris par la pompe P-117 et envoyé dans l'échangeur E-118, puis l'aéroréfrigérant E-127-AR, et réfrigérant à eau E-127, puis il est envoyé à 40 C° aux bacs de stockage intermédiaire avant d'alimenter l'unité de platforming. Le débit de solvant léger est réglé par le FRC-104.

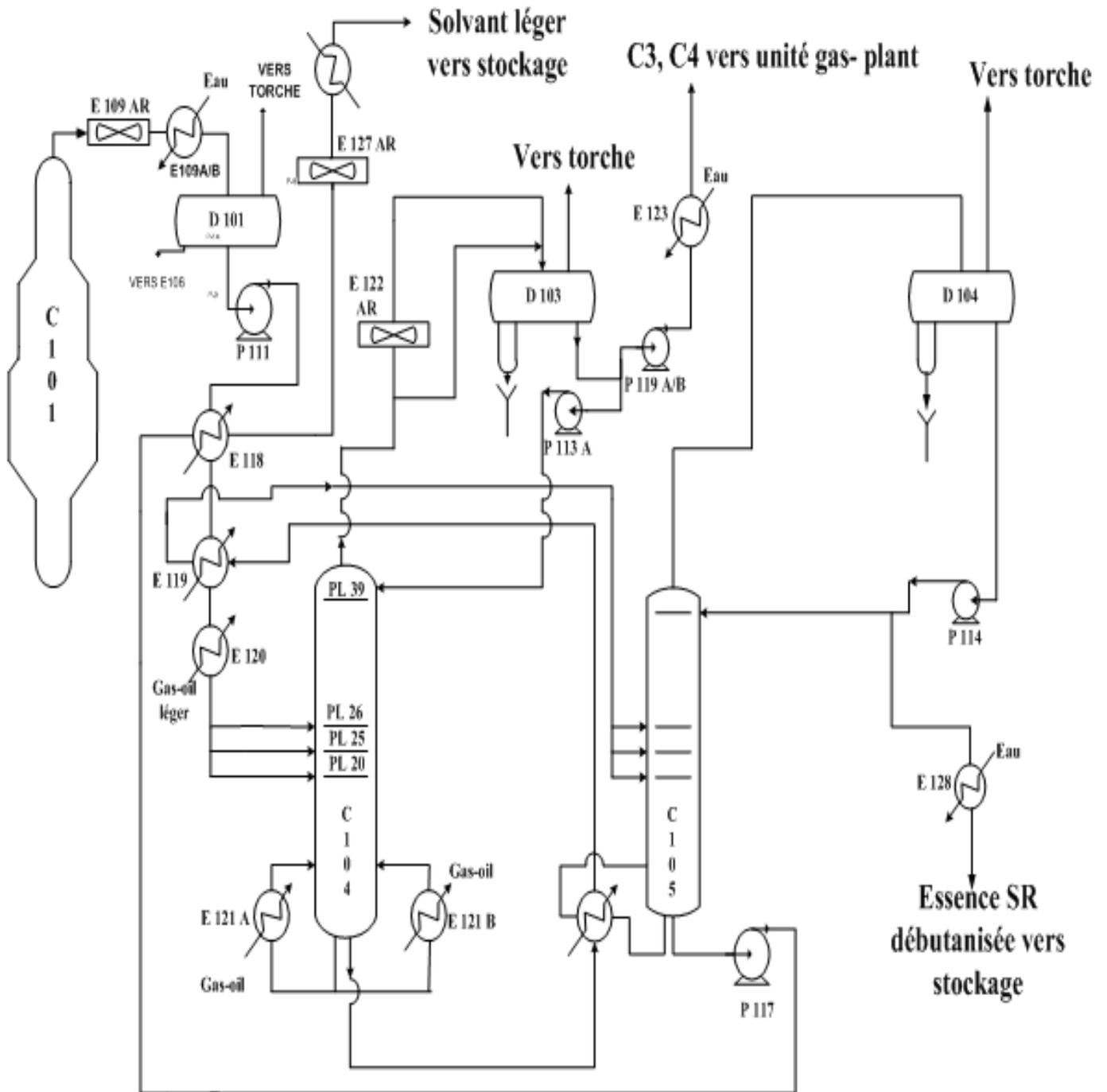


Figure IV-6- Circuit de vapeurs de tête de la colonne C-101

V-1-Introduction

L'augmentation dans la quantité de brut traité implique certaines contraintes qu'on appelle (goulots d'étranglements), ces derniers nous imposent des nouvelles conditions opératoires.

Pour une augmentation de 35% dans la charge, on constat un engorgement important dans la colonne de distillation atmosphérique C-101, le four F-101 ne peut plus assurer le chauffage de cette quantité, de plus le ballon de flash D-102 ne peut plus supporter ce taux de charge.

A fin de surmonter ces contraintes, des modifications se montrent nécessaires, surtout en ce qui concerne le ballon de flash qu'on va remplacer par une colonne de pré-distillation.

Le brut avant son entrée dans le four F-101 est composé d'une phase liquide et d'une autre vapeur. Il est inutile d'envoyer des gaz au four, au risque d'une augmentation dangereuse en pression qui provoquerait une éventuelle explosion.

Le ballon de flash a pour but de séparer les deux phases :

- La phase liquide appelée brut flashé qui se dirigera vers le four.
- La phase vapeur appelée vapeur de tête qui consterner le four.

Les deux circuits se réunissent avant la colonne de distillation, ce qui permettra de soulager le four.

Le remplacement de ballon de flash par une colonne de pré-distillation ayant le même rôle que ce dernier, juste qu'il y aura une plus grande quantité de gaz qu'on sépare de la phase liquide dans le brut, ces gaz (les vapeurs de tête) seront envoyés directement vers le débutaniseur C-104, ainsi la partie liquide passant par le four et par la colonne de distillation sera moins important, on dit alors qu'on a soulagé le four et la colonne de distillation rendant l'augmentation de la capacité de traitement possible.

Le produit de tête de la colonne de pré-distillation sera le solvant léger, l'essence SR, les LPG et les incondensables, tandis qu'on recueillera au fond de la colonne un mélange de Solvant lourd, Kérosène, Gas-oil léger, Gas-oil lourd et Résidu.

Ce mélange qu'on appelle brut étêté constitue l'alimentation de la colonne de distillation atmosphérique C-101.

Ces modifications imposeront une température et une pression d'entrée dans la colonne de pré-distillation de manière à avoir le solvant léger en phase vapeur et le solvant lourd et les plus lourds en phase liquide.

L'étude de cette augmentation, nécessite la connaissance des différents caractéristiques du pétrole brut à traiter et de ces fractions.

Le pétrole brut OBM traité au niveau de la raffinerie d'Alger fait partie de la famille des hydrocarbures mixtes à tendance paraffiniques, c'est un pétrole léger dont sa densité à 15 C° est égale à 0,799.

TABLEAU V.1 : caractéristiques physico-chimiques de pétrole brut OBM

Caractéristiques	Résultats
Densité à 20 °C, g/cm ³	0,7956
Densité à 15 °C, g/cm ³	0,7992
°API	45,4
Specific gravity	0,8000
Viscosité cinématique en cst à	
• 20 °C	3,179
• 37 °C	2,355
Tension de vapeur Reid, kg/cm ²	0,369
Teneur en eau par extraction, %vol	Nulle
Teneur en eau et sédiments, BSW, %vol	0,1
Point d'éclair, vase fermé, °C	<5
Point de congélation, °C	-36
Point d'écoulement, °C	-33
Indice d'acidité, mg KOH/g	1,133
Soufre, ppm	703
Teneur en Mercure, ppm	3,8
Teneur en Vanadium, ppm	0,9
Teneur en Calcium, ppm	0,2
Teneur en Nickel, ppm	0,6
Facteur de caractérisation, K _{uop}	12,35
Poids moléculaire g/mole	210
Pouvoir calorifique supérieur, Kcal/Kg	11 125

TABLEAU V.2 : Distillation TBP du pétrole brut de la raffinerie d'Alger

N° Fractions	Température °C à 760 mm Hg	% Poids	% Poids cumulé	Densité à 15°C g/cm ³	% Volumique	% vol cumulé	Indice de réfraction à 20 °C
Légers	<18	3,15	3,15	4,79	4,79
1	18-32	0,89	4,04	0,6244	1,14	5,93	1,3592
2	32-46	0,83	4,87	0,6333	1,05	6,98	1,3631
3	46-60	0,65	5,52	0,6651	0,78	7,76	1,3785
4	60-65	0,52	6,04	0,6757	0,62	8,38	1,3870
5	65-70	0,41	6,45	0,6803	0,48	8,68	1,3885
6	70-75	0,78	7,23	0,6840	0,91	9,77	1,3890
7	75-80	1,61	8,84	0,6917	1,86	11,63	1,3930
8	80-85	1,52	10,36	0,6990	1,74	13,37	1,3952
9	85-90	1,02	11,38	0,7046	1,16	14,53	1,3989
10	90-95	1,52	12,90	0,7094	1,71	16,24	1,4011
11	95-100	1,88	14,78	0,7148	2,10	18,34	1,4031
12	100-105	2,01	16,79	0,7183	2,24	20,58	1,4046
13	105-110	0,53	17,32	0,7294	0,58	21,16	1,4117
14	110-120	1,24	18,56	0,7369	1,34	22,50	1,4145
15	120-130	3,44	22,00	0,7421	3,70	26,20	1,4165
16	130-135	2,08	24,08	0,7445	2,23	28,43	1,4180
17	135-150	3,37	27,45	0,7580	3,55	31,98	1,4261
18	150-160	2,04	29,49	0,7676	2,12	34,10	1,4315
19	160-175	3,78	33,27	0,7752	3,90	38,00	1,4365
20	175-180	1,98	35,25	0,7815	2,02	40,02	1,4398
21	180-190	1,61	36,86	0,7843	1,64	41,66	1,4402
22	190-195	1,90	38,76	0,7891	1,92	43,58	1,4436

23	195-200	0,16	38,92	0,7902	0,16	43,74	1,4452
24	200-205	0,19	39,11	0,7945	0,19	43,93	1,4458
25	205-220	3,52	42,63	0,7983	3,52	47,45	1,4479
26	220-230	2,56	45,19	0,8109	2,52	49,97	1,4479
27	230-235	0,96	46,15	0,8116	0,95	50,92	1,4538
28	235-240	1,02	47,17	0,8196	0,99	51,91	1,4546
29	240-250	2,02	49,19	0,8215	1,97	53,88	1,4602
30	250-265	3,14	52,33	0,8284	3,03	56,91	1,4609
31	265-280	2,16	54,49	0,8349	2,07	58,98	1,4649
32	280-295	3,97	58,46	0,8364	3,79	62,77	1,4692
33	295-310	4,04	62,50	0,8384	3,85	66,62	1,4702
34	310-325	2,73	65,23	0,8456	2,58	69,20	1,4737
35	325-340	2,89	68,12	0,8557	2,70	71,90	1,4797
36	340-355	2,73	70,85	0,8642	2,52	74,42	1,4862
37	355-360	0,60	71,45	0,8652	0,55	74,97	1,4862
38	360-365	0,68	72,13	0,8665	0,63	75,60	1,4865
39	365-370	0,87	73,00	0,8691	0,80	76,40	1,4877
40	370-430	5,15	78,15	0,8830	4,65	81,08	1,4906
41	430-550	12,47	90,62	0,8969	11,08	92,13	1,5003
Résidu	550 ⁺	9,38	100,00	0,9502	7,87	100,00

On définit les différentes fractions ou les coupes pétrolières issues du fractionnement ou la séparation du pétrole brut par leur domaine d'ébullition variant entre un point initial (PI) correspondant à l'évaporation de la première goutte de la fraction et un point final (PF) correspondant à l'évaporation de la dernière goutte de cette fraction.

TABLEAU V.3: Points initiaux et finaux des fractions pétrolières

Coupes	Point initial (°C)	Point final (°C)
Légers	<18	
Essence SR	18	80
Solvant léger	80	120
Solvant lourd	120	180
Kérosène	180	240
Gas-oil léger	240	340
Gas-oil lourd	340	370
Résidu	370 ⁺	

La composition des légers dans le brut est donnée par chromatographie en phase gazeuse.

TABLEAU V.4: Résultats d'analyse par chromatographie en phase gazeuse

Constituant	% mass	% vol	Xi mass	Mi (g/mole)	Xi/Mi
C2	0,00	0,00	0,0000	30	0,00000
C3	0,34	0,61	0,1079	44	0,00245
iC4	0,37	0,59	0,1174	58	0,00202
nC4	1,68	2,61	0,5333	58	0,00919
iC5	0,53	0,77	0,1682	72	0,00233
nC5	0,23	0,21	0,0732	72	0,00101
Total	3,15	4,79	1	0,017

Du tableau, on calcule le pourcentage massique des légères dans le brut :

$$X_i = 3,15 \text{ \% (massique)}$$

Ainsi que la masse moléculaire moyenne par l'équation :

$$1/M_{\text{Gaz}} = \sum X_i/M_i \dots\dots\dots [V-1]$$

$$M_{\text{gaz}} = 58,82 \text{ g/mol}$$

TABLEAU V.5: Teneur des fractions correspondant au gas-oil lourd et au résidu dans le pétrole brut

	Limite d'ébullition des fractions (°C)	%(massique)
Gas-oil lourd	340-355	2,73
	355-360	0,60
	360-365	0,68
	365-370	0,87
Total	4,88
Résidu		27

Du tableau, on calcule la fraction massique de résidu :

($X_{\text{Résidu}} = 0,27$) et celle de gas-oil lourd ($X_{\text{Gas-oil lourd}} = 0,0488$)

D'autre part, pour calculer la masse moléculaire des fractions de résidu on utilise la formule de Kraigie : [16]

$$M_{\text{Résidu}} = (44,29 \times d_{15}^{15}) / (1,03 - d_{15}^{15}) \text{ (g/mol)} \dots\dots [V-2]$$

$$M_{\text{Résidu}} = (44,29 \times 0,9143) / (1,03 - 0,9143)$$

$$M_{\text{Résidu}} = 350 \text{ g/mol}$$

Nous avons : $d_4^{15} = d_{15}^{15}$ (l'eau occupe le même volume à 15°C ou à 4°C)

On peut trouver facilement la relation :

$$\% \text{volumique} = \% \text{massique} \times d_{\text{brut}} / d_i \dots\dots [V-3]$$

Donc on obtient le tableau suivant

TABLEAU V.6 : Densité, masse moléculaire et pourcentage du résidu dans le brut :

	Densité à 15°C	M (g/mol)	% mass	%vol
Résidu	0,9143	350	27	22,3

Pour le calcul de la masse moléculaire des fractions pétrolières légères, on utilise la formule de Voinov : [16]

$$M = a + b \times t_m + c \times t_m^2 \dots\dots [V-4]$$

t_m est la température moyenne d'ébullition de la fraction en °C calculée par :

$$t_m = \frac{PI + PF}{2} \dots\dots [V-5]$$

PI et PF sont les points initiaux et finaux de la fraction,

Et a, b et c sont des constantes dépendants du facteur de caractérisation (K_{uop}) selon le tableau :

TABLEAU V.7:

K_{uop}	10	10,5	11	11,5	12
a	56	57	59	636	69
b	0,23	0,24	0,25	0,225	0,18
c	0,0008	0,0009	0,001	0,00115	0,0014

Le K_{uop} peut être déterminé par la relation : [1]

$$K_{uop} = (T_{\text{mav}})^{1/3} / d_4^{15} \dots\dots [V-6]$$

Avec t_{mav} est la température moyenne d'ébullition de la fraction en °R;

Le calcul des densités des fractions pétrolières se fait à partir du tableau en utilisant la formule suivante : $d_4^{15} = \sum d_i \times v_i / \sum v_i \dots \dots [V-7]$

v_i est la fraction volumique des fractions par rapport au brut;

d_i est la densité correspondante à chaque fraction étroite.

TABLEAU V.8: Calcul de la masse molaire des fractions

Fraction	X_i	V_i	d_4^{15}	T_{mav}	K_{uop}	a	b	c	M (g/mo)
Essence SR	0,0569	0,684	0,6648	579,9	12,54	69	0,18	0,0014	81,18
Solvant léger	0,0972	0,1087	0,7146	671,7	12,25				101
Solvant lourd	0,1669	0,1752	0,7613	761,7	12,00				127,5
Kérosène	0,1192	0,1189	0,8012	869,1	11,91				168,54
Gas-oil léger	0,2095	0,1999	0,8375	1013,7	12,00				238,94
Gas-oil lourd	0,0488	0,0450	0,8666	1130,7	12,02				297,63

On regroupe les résultats dans le tableau :

TABLEAU V.9: caractéristiques de brut

Fractions	% mass	% vol	d	M (g/mol)
Légers	3,15	4,79	58,82
Essence SR	5,69	6,84	0,6648	81,18
Solvant léger	9,72	10,87	0,7146	101
Solvant lourd	16,69	17,52	0,7613	127,5
Kérosène	11,92	11,89	0,8012	168,54
Gas-oil léger	20,95	19,99	0,8375	238,94
Gas-oil lourd	4,88	4,5	0,8666	297,63
Résidu	27	23,60	0,9143	350
Total	100	100

**TABLEAU V.10 : caractéristiques de brut flashé qui représente 81,44 %
massique ou 77,5% volumique**

Fraction	% mass	% vol	M (g/mol)
Solvant lourd	20,50	22,60	127,5
Kérosène	14,63	15,34	168,54
Gas-oil léger	25,27	25,80	238,94
Gas-oil lourd	6,00	5,80	297,63
Résidu	33,15	30,46	350
Total	100	100

On déduit du tableau la masse moléculaire du brut flashé en utilisant la formule :

$$1/M_{\text{brut flashé}} = \sum X_i/M_i \dots \dots [V-8]$$

$$1/M_{\text{brut flashé}} = (X_{\text{Solvant lourd}}/M_{\text{Solvant lourd}}) + (X_{\text{Kérosène}}/M_{\text{Kérosène}}) + (X_{\text{Gas-oil léger}}/M_{\text{Gas-oil léger}}) + (X_{\text{Gas-oil lourd}}/M_{\text{Gas-oil lourd}}) + (X_{\text{Résidu}}/M_{\text{Résidu}}) .$$

$$1/M_{\text{brut flashé}} = (0,2050/127,5) + (0,1463/168,54) + (0,2527/238,94) + (0,06/297,63) + (0,3315/350)$$

$$M_{\text{brut flashé}} = 212,71 \text{ (g/mol)}.$$

On calcule aussi la température moyenne d'ébullition du brut flashé en utilisant l'Annexe 2 et la formule :

$$T_{\text{moy(brut flashé)}} = \frac{PI + PF}{2} \dots \dots [V-9]$$

2

On trouve facilement la densité de brut flashé du tableau (V.2) et par la formule (V.7) qui est $d_4^{15}(\text{brut flashé}) = 0,8400$.

V.2- Courbes de vaporisation à pression atmosphérique

Pour déterminer les différentes températures au sein d'une colonne, il est nécessaire de connaître les différentes courbes de distillation :

- Courbes TBP. [chapitre 2]
- Courbes de vaporisation progressive simple ou ASTM. [chapitre 2]
- Courbes de flash. [chapitre 2]

Méthode de W.L Nelson-Harvey [16]

Comme la courbe TBP des pétroles bruts et des fractions pétrolières est sensiblement linéaire entre les points 10% et 70%, il a été proposé de la façon suivante :

- Déterminer la pente S de la courbe TBP (tangente de l'angle d'inclinaison de TBP) en se référant à l'annexe 1, soit :

$$S = \text{tg}_a = (T_{70\%}^{\text{TBP}} - T_{10\%}^{\text{TBP}}) / 60 \dots \dots \dots [V-10]$$

Ou'

$T_{10\%}^{\text{TBP}}$ et $T_{70\%}^{\text{TBP}}$ sont les températures correspondant à 10% et 70% distillés d'après la courbe **TBP** en °C.

- Déterminer le point 50 distillés ($T_{50\%}$) d'après la courbe **TBP** en °C en se référant à l'annexe 1;

Puis en exploitant le diagramme de Nelson-kharvi (annexe3) :

- On détermine la pente de la courbe de flash tg_a^{CF} à partir de la pente tg_a^{TPB} et la courbe des tangentes ;
- On détermine $T_{50\%}^{\text{CF}}$ à partir de $T_{50\%}^{\text{TBP}}$ et la courbe des températures d'ébullition ;
- On détermine PI et PF de la courbe de flash par :

$$\text{PI} = T_{50\%}^{\text{TBP}} - 50 \text{tg}_a^{\text{cf}}$$

$$\text{PF} = T_{50\%}^{\text{TBP}} + 50 \text{tg}_a^{\text{cf}}$$

A partir de ces deux points on trace la courbe de flash (sous 1 atm).

TABLEAU V.11 :

	$T_{10\%}^{TBP}$	$T_{70\%}^{TBP}$	tg_{α}^{TBP}	$T_{50\%}^{TBP}$	$T_{50\%}^{CF}$	tg_{α}^{CF}	PI	PF
Brut	83,5	350	4,44	254	245,92	2,96	97,94	393,92
Brut flashé	146,2	400	4,23	298	285,56	2,75	148,06	423,06

V.3- Corrélation de la courbe de flash à P = 1atm pour une pression donnée

On suppose comme hypothèse que toutes les courbes de flash sont parallèles.

Cela pour pouvoir tracer la courbe de flash à une autre pression que 1 atm, on doit utiliser le diagramme de Cox et prendre comme point de base le point d'intersection de la courbe TBP et la courbe de flash à 1atm. Et pour tracer la courbe de flash à une pression différente d'une 1atm on propose la méthode de Piroomov et Beiswnger; ces auteurs ont constaté que :

- L'abscisse de point d'intersection de la courbe de flash avec la courbe TBP ou la courbe ASTM reste sensiblement la même quelle que soit la pression et de ce fait la pente de la CF est pratiquement constante;
- Si l'on opère assez loin du point critique, les courbes de flash sous diverses pressions à peu près parallèles à la CF atmosphérique.

On se référant aux figures (V.4) pour recalculer la courbe de flash d'une pression à une autre, on trace une ligne verticale à travers le point d'intersection de la courbe de flash avec la courbe TBP; on fixe la température correspondant à ce point d'intersection; ensuite, en exploitant le diagramme de Cox, on détermine cette température à la pression voulue.

La température trouvée est reportée sur la ligne verticale et de là, on trace la ligne parallèle à la CF tracée à 1atm; ainsi on obtient la courbe de flash à la pression voulue.

[16]

VI -1- INTRODUCTION :

Actuellement, la raffinerie d'Alger traite 2 700 000 t/an, il est nécessaire d'installer une colonne de pré-distillation (de pré-flash) en amont de la colonne de distillation atmosphérique C101 de manière à diminuer la charge du four F-101 et l'engorgement de la colonne existante; cette nouvelle remplace le ballon de flash D-102.

Pour cela, on va déterminer les paramètres de fonctionnement de la colonne et ses dimensions en effectuant des bilans de matière et de chaleur.

VI.2-Paramètres de marche de la colonne de pré-distillation :**VI.2-1-Capacité de la colonne :**

La capacité actuelle est de 2 700 000 t/an;

Une augmentation de 35 % nous donne un débit de :

$$G_{\text{charge}} = 2\,700\,000 \times 1,35 = 3\,645\,000 \text{ t/an.}$$

Débit de l'alimentation de la colonne de pré-distillation est $G_{\text{charge}} = 3\,645\,000 \text{ t/an.}$

En considérant 340 jours de marche par an, on a :

$$\begin{aligned} G_{\text{charge}} &= 3\,645\,000 \times 1000 / (340 \times 24) \\ &= 446\,691,18 \text{ kg/h.} \end{aligned}$$

$$G_{\text{charge}} = 446\,691,18 \text{ kg/h.}$$

VI.2-2-Bilan de matière sur la colonne de pré-distillation :

$$\text{Entrée} = \text{Sortie}$$

Tableau VI.1: Bilan de matière sur la colonne de pré-distillation :

Produits		Débit (kg/h)
Rendement par rapport au pétrole(%)		
Entrée		
Pétrole brut	100	446 691,18
Sortie		
Gaz	3,15	14070,77
Essence SR	5,96	25416,73
Solvant léger	9,72	43418,38
Brut flashé	81,44	363 785,30
Total	100	446 691,18

VI.2-3-Pression dans la colonne de pré-distillation :

La pression dans la colonne de pré-distillation varie entre 2 et 4 atmosphères, elle doit être telle que les vapeurs et les gaz surmontent les différentes résistances (Dans la tuyauterie, les serpentins du condenseur...) et que toute l'essence légère se trouve dans le ballon accumulateur à l'état liquide.

Soit la pression dans la zone de flash (l'entrée de brut) :

$$P_{ZF} = 2,5 \text{ atm}$$

Au fur et à mesure que les vapeurs montent dans la colonne, elles perdent de la pression, on note cette perte ($\Delta P1$) et au fur et à mesure que ces vapeurs descendent, elles gagnent de la pression et on note ce gain ($\Delta P2$);

ΔP_1 est la perte de charge entre la zone de flash et le sommet de la colonne;

ΔP_2 est la perte de charge entre la zone de flash et le fond de la colonne;

Selon les données pratiques; on prend :

$$\Delta P_1 = 0.2 \text{ atm};$$

$$\Delta P_2 = 0.05 \text{ atm};$$

Ce qui fait :

$$P_S = P_{ZF} - \Delta P_1 : \text{Pression au sommet de la colonne.}$$

$$P_F = P_{ZF} + \Delta P_2 : \text{Pression au fond de la colonne.}$$

Tableau VI.2: La pression dans la colonne de pré-distillation :

Niveau de la colonne	P_S (atm)	P_{ZF} (atm)	P_F (atm)
La pression	2,3	2,5	2,55

VI.2-4-Régime de température dans la colonne de pré-distillation :

La température d'entrée du pétrole brut dans la colonne de pré-distillation varie entre 180 et 230 °C.

Cette température est déterminée par la courbe de flash du pétrole brut construite à la pression choisie dans la zone de flash $P_{ZF}=2,5$ atm et par le rendement massique des vapeurs (Gaz + Essence SR + Solvant léger) par rapport au brut.

$$e_n = \dot{\eta}_{\text{Gaz}} + \dot{\eta}_{\text{Essence SR}} + \dot{\eta}_{\text{Solvant léger}}.$$

Avec :

$\dot{\eta}_i$ est le rendement massique du constituant « i » par rapport au brut;

e_n est le rendement massique des vapeurs (Gaz, Essence SR et Solvant léger) par rapport au brut.

$$e_n = 3,15 + 5,96 + 9,72 = 18,56\%.$$

$$e_n = 0,1856.$$

Cette valeur représente la quantité des vapeurs présentes dans le brut dans la zone de flash; pour cela, à partir de point $e_n=0,1856$, on trace une verticale jusqu'au point d'intersection avec la courbe de flash à la pression $P_{ZF}=2,5$ atm, puis, de ce point d'intersection, on trace une ligne parallèle à l'axe des abscisses, et sur l'axe des ordonnées on trouve la température d'entrée du brut (Annexe 1). En se référant à la figure, on obtient pour $e_n=0,1856$ massique et $P_{ZF}=2,5$ atm une température de $T_{ZF}=190^\circ\text{C}$. (Annexe 1).

Par la méthode des approximations successives, la valeur du taux de vaporisation molaire « é » à la température et pression choisies ($T_{ZF}=190^\circ\text{C}$ et $P_{ZF}=2,5$ atm) est précisés d'après les formules suivantes :

$$Y_i' = \alpha_i' / [\epsilon + (1-\epsilon)/K_i] \dots\dots [VI.1]$$

Et

$$X_i' = Y_i' / K_i \dots\dots [VI.2]$$

Ou'

X_i' est la concentration molaire du constituant (i) dans la phase liquide.

α_i' est la concentration molaire de constituant (i) dans la charge.

ϵ est le taux de vaporisation molaire.

K_i est le coefficient d'équilibre de constituant (i).

Y_i' est la concentration molaire de constituant (i) dans la phase vapeur.

L'application des équations précédentes doit être vérifiée par approximations en choisissant un taux de vaporisation molaire (ϵ) à température et pression données et vérifiant les conditions suivantes :

$$\sum Y_i' = 1 \quad \text{et} \quad \sum X_i' = 1$$

Pour trouver le K_i on a :

Pour les gaz, on fait appel au nomogramme des coefficients d'équilibre des hydrocarbures de Jenny- scheibel (Annexe 5);

Pour les fractions pétrolières on utilise la formule suivante :

$$K_i = P_i / P_T$$

D'où :

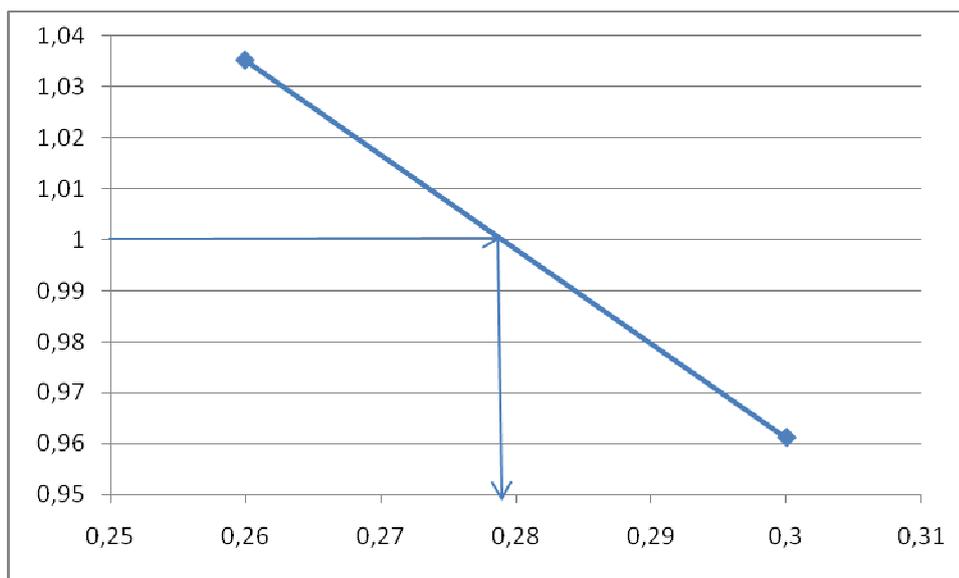
P_i est la tension de vapeur du liquide du composant (i) en atm, elle est déterminée par le diagramme de Cox Chart (Annexe 4);

P_T est la pression de système.

Les résultats sont représentés sur le tableau

Tableau VI.3:

Taux de vaporisation	0.26	0.3
$\sum X_i'$	1.03532	0.96118



De la figure, qui représente la somme des X_i en fonction de taux de vaporisation, on obtient le taux de vaporisation molaire qui correspond avec $\sum Y_i' = 1$ qui est égal à 0,2790.

$$\epsilon = 0,2790$$

Pour $\epsilon = 0,2790$, on aboutit au tableau suivant :

Tableau VI.4:

Taux de vaporisation $\epsilon=0,2790$								
Constituants	Tm (C°)	Gi (Kg/h)	Mi (g/mol)	Ni (Kmol/h)	α_i'	Ki	Yi'	Mi×Yi'
C ₃ H ₈	/	1518,75	44	34,52	1,28	29,5	0,04218	1,8559
iC ₄ H ₁₀	/	1652,76	58	28,49	1,06	17,5	0,03310	1,9198
n C ₄ H ₁₀	/	7504,41	58	129,39	4,80	14,5	0,14601	8,4685
iC ₅ H ₁₂	/	2367,46	72	32,88	1,22	8,5	0,03353	2,4141
n C ₅ H ₁₂	/	1027,39	72	14,27	0,53	8,0	0,01435	1,0332
Essence SR	49	25416,73	81,18	313,09	11,63	9,2	0,32543	26,4184
Sol léger	100	43418,38	101	429,88	15,96	3,1	0,31197	31,5089
Brut flashé	385	363785,30	212,72	1710,24	63,52	0,00104	0,09158	19,4808
Total	/	446691,18	/	2692,68	100	/	1	93,1

Le taux de vaporisation massique dans la zone de flash de la colonne de pré-distillation est égale à :

$$e = \epsilon \times M_{\text{vap}} / M_{\text{charge}} \dots \text{ [VI.3]}$$

Avec :

$$M_{\text{vap}} = \sum M_i \times Y_i' = 93,1 \text{ g/mol};$$

$$M_{\text{charge}} = 210 \text{ g/mol};$$

$$\epsilon = 0,2790 \text{ (molaire)}.$$

Ce qui nous donne : $e = 12,36\%$.

Pour déterminer la température au sommet de la colonne, on doit déterminer la quantité de reflux froid de tête de la colonne qui est pratiquement 2 à 4 fois plus grande que celle de l'essence SR et du solvant léger quittant le sommet.

$$\text{Soit : } G_{\text{RF}} = 2 \times (G_{\text{Essence SR}} + G_{\text{Solvant léger}}) = 2 \times (25416,73 + 43418,38)$$

$$G_{\text{RF}} = 137\,670,22 \text{ kg/h.}$$

La masse molaire de ce reflux :

$$M_{RF} = (M_{\text{Essence SR}} \times G_{\text{Essence SR}} + M_{\text{Solvant léger}} \times G_{\text{Solvant léger}}) / (G_{\text{Essence SR}} + G_{\text{Solvant léger}})$$

.... [VI.4]

$$M_{RF} = (81,18 \times 25416,73 + 101 \times 43418,38) / (25416,73 + 43418,38)$$

$$M_{RF} = 93,68 \text{ g/mol.}$$

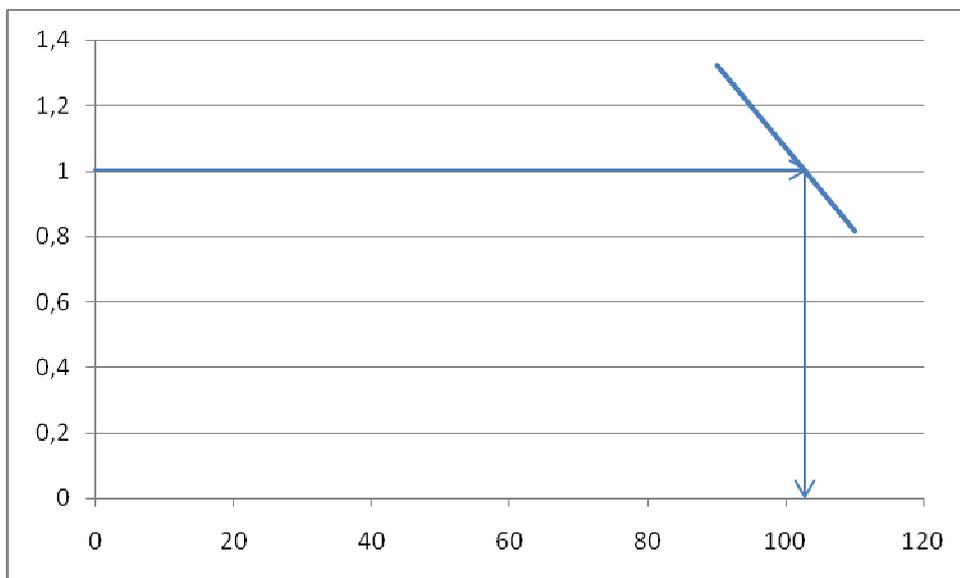
Pour la détermination de température de tête, on utilise la méthode des approximations successives en vérifiant :

$$\sum Y_i' / K_i = 1 \quad \text{et} \quad \sum X_i' = 1 \quad \dots\dots [VI.5]$$

Les résultats sont regroupés dans le tableau suivant :

Tableau VI.5:

La température de sommet °C	90	110
La somme des Xi'	1.3221	0.815755



$$T_s = 102 \text{ °C.}$$

La température au sommet de la colonne devrait être égale à celle d'ébullition du solvant lourd (ce qui ferait que le solvant léger et les gaz plus légers seraient sous forme de vapeurs), mais on l'a trouvé bien inférieure et ça concorde avec le fait que :

« La température d'ébullition de mélange est inférieure à celles des constituants de ce mélange ».

Concernant la température de fond de colonne, elle doit être suffisante pour faire évaporer le solvant léger et en ayant le solvant lourd à l'état liquide; généralement cette température est supérieure à celle d'entrée de 20 à 60 °C.

Soit : $T_F = T_{ZF} + 50 = 240^\circ\text{C}$.

On résume les résultats dans le tableau :

Tableau VI.6:

Paramètres	Sommet (S)	Zone de flash (ZF)	Fond (F)
Pression (atm)	2,3	2,5	2,55
Température (°C)	102	190	240
Taux de vaporisation molaire : é	/	27,90%	/
Taux de vaporisation massique : e	/	12,36 %	/

VI.2-5-Bilan thermique de la colonne de pré-distillation

Le brut, en entrant dans la colonne de pré-distillation, apporte une certaine quantité de chaleur qui doit être suffisante pour assurer une bonne séparation entre les phases liquide et vapeur, mais on sera toujours amené à utiliser du stripping soit avec rebouillage, soit à la vapeur d'eau surchauffée pour atteindre la séparation voulue. Pour calculer les quantités de chaleur à fournir au rebouilleur, on effectue un bilan thermique dans la colonne.

Les industriels assurent du bon calorifugeage des colonnes, ce qui nous permet de négliger toute perte de chaleur vers le milieu extérieur.

Selon la loi de conservation d'énergie, on peut écrire le bilan thermique de la colonne :

$$\sum Q_{\text{entrant}} = \sum Q_{\text{sortant}} \dots\dots [VI.6]$$

VI.2-6-Calcul des débits entrants dans la zone de flash et la densité de la phase liquide :

Tableau VI.7: Quantité de liquide, de vapeur et la densité de la phase liquide dans la zone de flash :

Quantité de vapeur	$G_{\text{vap}} = G_{\text{charge}} \times e$ (kg/h)	55 211,03
Quantité de liquide	$G_{\text{liq}} = G_{\text{charge}} \times (1-e)$ (kg/h)	391 480,15
Densité de la phase liquide	$1/d_{4(\text{charge})}^{15} = (e/ d_{4(\text{vapeur})}^{15})$ $+ [(1-e)/ d_{4(\text{liquide})}^{15}]$ $d_{4(\text{liquide})}^{15} = [d_{4(\text{charge})}^{15} \times (1e) \times d_{4(\text{vapeur})}^{15}] / [d_{4(\text{vapeur})}^{15} - (d_{4(\text{charge})}^{15} \times e)]$	0,8163

Avec :

$e = 12,36 \%$ (massique);

$G_{\text{charge}} = 446691,18$ kg/h.

Densité de la charge : $d_{4(\text{charge})}^{15} = 0,7992$ (tableau V.1)

Densité de vapeur (essence SR et solvant léger) = 0,6954.

(Calculée à partir de la formule (V.6));

Densité de la phase liquide = 0,8163.

VI.2-7-Enthalpies des gaz et des fractions pétrolières :

Tableau VI.8 : Enthalpies des gaz à 102 °C

Constituant	C _{pi} (kcal/kg.°C)	q _i = C _{pi} × T _s (kcal/kg)	X _i (massique)	q _i × X _i (kcal/kg)
C ₃ H ₈	0,81	50,49	0,1079	5,4478
iC ₄ H ₁₀	0,71	72,72	0,1174	8,5021
n C ₄ H ₁₀	0,682	69,564	0,5333	37,0984
iC ₅ H ₁₂	0,64	65,28	0,1682	10,9800
n C ₅ H ₁₂	0,63	64,26	0,0732	4,7038
Total	66,73

Avec :

C_{pi} est la chaleur spécifique du constituant (i) en Kcal/Kg.°C (calculée par l'annexe 6 à T_s=102 °C);

q_i est l'enthalpie de chaque constituant (i) en Kcal/Kg.°C;

q_{Gaz} est l'enthalpie des gaz en Kcal/Kg calculé par la formule : [16]

$$q_{Gaz} = \sum q_i \times X_i \dots [VI.7]$$

Ce qui fait :

$$q_{Gaz} = 66,73 \text{ Kcal/Kg.}$$

Pour le calcul des enthalpies des autres fractions, on utilisera les formules suivantes :

Pour les liquides :

$$q_L(T) = (1/\sqrt{d_4^{15}}) \times (0,403T + 0,000405T^2) \dots [VI.8]$$

Pour les vapeurs :

$$q_v(T) = (50,2 + 0,109T + 0,00014T^2) \times (4 - d_4^{15}) - 73,8 \dots [VI.9]$$

Ce qui nous permet d'obtenir le tableau (VI.9) qui représente notre bilan thermique.

Les grandeurs utilisées dans ce tableau sont comme suit :

q_L^S : Enthalpie de la phase liquide à la sortie de la colonne (Kcal/Kg);

q_L^E : Enthalpie de la phase liquide à l'entrée de la colonne (Kcal/Kg);

q_v^E : Enthalpie de la phase vapeur à l'entrée de la colonne (Kcal/Kg);

e_j : Le taux de vaporisation massique de brut flashé;

G_j : Débit du courant chaud.

Le courant chaud doit avoir une température qui permet d'assurer un taux de vaporisation qui permettra l'obtention de la séparation souhaitée, généralement elle varie entre 330 et 360 °C.

Tableau VI.9 : Bilan thermique de la colonne de pré-distillation :

	d_4^{15}	T (°C)	G (kg/h)	Enthalpie (kcal/kg)		Quantité de chaleur (Kcal/h)
				q_L	q_v	
Entrée						
Pétrole						
-vapeur	0,6954	190	55211,03	177,23	9785050,8
-liquide	0,8163	190	391480,15	100,93	39512091,5
Ref froid	0,6954	40	137670,22	20,10	2767171,4
Ref chaud	340	G_j	$q_L^E(1-e_j)$	$q_v^E e_j$	K
Total	$G_j+584361,1$		$K+52064313,72$
Sortie						
Brut flashé	0,8400	240	363785,30	130,98	47648598,6
Gaz	102	14070,77	66,73	938942,5
Ess.SR+S.lég	0,6954	102	68835,11	165,34	11381197,1
Reflux froid	0,6954	102	137670,22	165,34	22762394,2
Reflux chaud	240	G_j	q_L^S	M
Total	$G_j+584361,4$	$M+82731132,4$

VI .2-8-Débit de reflux chaud :

Du tableau VI.9, on peut écrire :

$$Q_{\text{entrée}} = Q_{\text{sortie}}$$

Ce qui nous donne :

$$K-M = G_j \times [q_L^E (1-e_j) + q_V^E e_j] - G_j \times q_L^S = 30666818,68 \text{ kcal/h.}$$

$$\text{Et donc : } G_j \times [q_L^E \times (1-e_j) + q_V^E e_j] - G_j \cdot q_L^S = 30048177,9.$$

$$G_j = 30666818,68 / [q_L^E \times (1-e_j) + q_V^E e_j] - q_L^S \dots \text{ [VI.10]}$$

Avec : q_L^E , q_V^E , q_L^S et e_j à déterminer.

Pour déterminer le débit de reflux chaud (G_j) à la température choisie ($T_r = 340^\circ\text{C}$), on calcule en premier lieu le taux de vaporisation comme suit :

-On trace la courbe TBP du brut flashé et les courbes à 1 atm et à la pression de fond de notre colonne de 2,55 atm (annexe 2);

-A la température 340°C et à la pression 2,55 atm, on détermine le taux de vaporisation. (Annexe 2).

On obtient pour $T_{ZF} = 340^\circ\text{C}$ et $P_{ZF} = 2,55 \text{ atm}$ un taux de vaporisation $e_j = 0,58$.

On détermine les enthalpies en utilisant « L'abaque générale d'enthalpie des fractions pétrolières » (l'annexe 7), et pour cela on a besoin de calculer les densités des phases vapeur et liquide :

La phase liquide de courant chaud correspond à la fraction non vaporisée (1- e_j) donc $1-0,58 = 0,42$; alors 42% de brut flashé représente 34,20% de brut (la partie la plus lourde) et donc en utilisant la formule V.6 et le tableau V.2, on trouve la densité de cette phase égale à :

$$d_j^V = 0,8960$$

Tandis que pour le calcul de la densité de la phase vapeur, on utilise la formule : [16]

$$1/d_{bf} = (e_j/d_j^V) + [(1-e_j)/d_j^L] \dots \text{ [VI.11]}$$

Avec d_{bf} est la densité de brut flashé. [16]

Donc :

$$d_j^V = [d_{b.f} \times d_j^L \times e_j] / [d_j^L - d_{b.f} \times (1 - e_j)] \dots [VI.12]$$

Avec :

d_j^V est la densité de la phase vapeur de reflux chaud.

d_j^L est la densité de la phase liquide de reflux chaud.

Ainsi, par l'annexe7, on trouve les enthalpies recherchés :

$$d_j^V = 0,8036, T = 340 \text{ °C} \rightarrow q_v^{340\text{°C}} = 258 \text{ kcal/kg.}$$

$$d_j^V = 0,8960, T = 340\text{°C} \rightarrow q_L^{340\text{°C}} = 201 \text{ kcal/kg.}$$

$$d_j^V = 0,8960, T = 240 \text{ °C} \rightarrow q_l^{240\text{°C}} = 120 \text{ kcal/kg.}$$

Avec, q_L^T et q_v^T sont les enthalpies de la phase liquide et vapeur à la température « T », les enthalpies nous permettent d'avoir le débit de reflux chaud :

$$G_j = 30666818,68 / [201 \times (1 - 0,58) + (258 \times 0,58) - 120]$$

$$G_j = 268\ 865,67 \text{ kg/h.}$$

VI.3-Dimensionnement de la colonne de pré-distillation :

Le dimensionnement de la colonne de pré-distillation se porte essentiellement sur son diamètre et sa hauteur.

VI.3-1-Diamètre de la colonne de pré-distillation :

Le diamètre de la colonne de pré-distillation (m) est déterminé d'après la formule :
[16]

$$D = [(4 \times V_V) / (\pi \times W_{\max})]^{1/2} \dots [VI.13]$$

Avec : $\pi=3,14$;

V_V est le débit volumique des vapeurs (m^3/s);

W_{\max} est la vitesse maximale des vapeurs (m/s);

Ces deux paramètres sont à déterminer.

a) Débit volumique des vapeurs (V_V) au sommet de la colonne de pré-distillation :

$$V_V = 22,4 \cdot \sum N_i \times [(273 + T_s) / 273] \times (1/P_s) \times (1/3600) \dots [VI.14]$$

P_s est la pression au sommet de la colonne (atm).

$\sum N_i = \sum G_i / M_i$: la somme des débits molaires des vapeurs en tête de colonne en (Kmol/h).

Avec :

$$\sum N_i = N_{\text{Gaz}} + N_{\text{Essence SR}} + N_{\text{Solvant léger}} + N_{\text{ric}} \dots [VI.15]$$

Donc

$$\sum N_i = (G_{\text{Gaz}} / M_{\text{Gaz}}) + (G_{\text{Essence SR}} / M_{\text{Essence SR}}) + (G_{\text{Solvant léger}} / M_{\text{Solvant léger}}) + (G_{\text{ric}} / M_{\text{ric}}) \dots [VI.16]$$

Avec

G_i est le débit massique de constituant (i) (voir le tableau VI.9) ;

$G_{\text{Gaz}} = 14070,77 \text{ Kg/h}$.

$G_{\text{Essence SR}} + G_{\text{Solvant léger}} = 68\,835,11 \text{ Kg/h}$.

G_{ric} est la quantité de reflux interne chaud en (Kg/h);

G_{ric} est calculé par la formule : [16]

$$G_{ric} = [G_{rif} \times (q_V^{T_s} - q_L^{T(rf)})] / [q_V^{T_s} - q_L^{T_s}] \dots\dots [VI.17]$$

Tel que :

G_{rif} est la quantité de reflux interne froid; $G_{rif} = 137\,670,22 \text{ Kg/h}$ (tableau VI.9).

$q_V^{T_s}$ est l'enthalpie des vapeurs à la température du sommet T_s en (Kcal/Kg).

$q_L^{T_s}$ est l'enthalpie de liquide à la température de sommet en (Kcal/Kg).

$q_L^{T(rf)}$ est l'enthalpie de liquide de reflux froid de tête de colonne à la température du sommet T_{rf} en (Kcal/Kg).

$q_V^{T_s} - q_L^{T_s} = L$ est la chaleur latente de vaporisation du mélange (Essence SR et Solvant léger) à la température de sommet en (Kcal /Kg).

Ainsi, l'annexe 7 donne les enthalpies :

$$d_j^V = 0,8036, T = 102 \text{ °C} \rightarrow q_V^{102^\circ\text{C}} = 126,85 \text{ kcal/kg.}$$

$$d_j^V = 0,8960, T = 102 \text{ °C} \rightarrow q_L^{102^\circ\text{C}} = 47,87 \text{ kcal/kg.}$$

$$d_j^V = 0,8960, T = 40 \text{ °C} \rightarrow q_L^{40^\circ\text{C}} = 17,71 \text{ kcal/kg.}$$

Ce qui fait :

$$G_{ric} = 137670,22 (126,85 - 17,71) / (126,85 - 47,87)$$

$$G_{ric} = 190\,242,18 \text{ kg/h.}$$

On déduit alors la quantité de vapeur « G_V » au-dessous du premier plateau (compté de haut) de la colonne qui est égale à la somme de la fraction (Essence SR + Solvant léger) du reflux chaud et du gaz.

$$G_V = G_{Gaz} + G_{\text{Essence SR}} + G_{\text{Solvant léger}} + G_{ric}$$

$$G_V = 273\,148,06 \text{ kg/h.}$$

Donc :

$$N_{rich} = 190\,242,18 / 93,68 = 2030,77 \text{ kmol/h.}$$

$$N_{Gaz} = 14070,77 / 58,52 = 239,22 \text{ kmol/h.}$$

$$N_{\text{Essence SR + Solvant léger}} = 68\,835,11 / 93,68 = 734,79 \text{ kmol/h.}$$

$$\sum Ni = 2030,77 + 239,22 + 734,79 \text{ Alors :}$$

$$\sum Ni = 3004,78 \text{ kmol/h.}$$

Ainsi, le débit des vapeurs au sommet de la colonne de pré-distillation est :

$$V_V = 22,4 \times 3004,78 \times [(273+102)/273] \times (1/2,3) \times (1/3600)$$

$$V_V = 11,17 \text{ m}^3/\text{h}.$$

b) Vitesse linéaire maximale des vapeurs « W_{\max} » [16]

$$W = (0,305/3600) \times C \times [(\rho_L - \rho_V)/\rho_V]^{1/2} \dots \dots \text{ [VI.18]}$$

Ou'

C est la constante de l'espacement entre les plateaux et la tension superficielle.

ρ_L et ρ_V sont les masses volumiques, respectivement de liquide et de la vapeur en (Kg/m³).

$$W_{\text{Max}} = (0,305/3600) \times C_{\text{Max}} \times [(\rho_L - \rho_V)/\rho_V]^{1/2} \dots \dots \text{ [VI.19]}$$

C_{max} est la constante qui dépend de type de plateau, de l'espacement entre les plateaux, de la charge du liquide sur le plateau et de la masse volumique du liquide.

$$C_{\text{max}} = K_1 \cdot K_2 \cdot C_1 - C_2 (\lambda - 35) \dots \dots \text{ [VI.20]}$$

Avec : K_1 , K_2 , C_1 , C_2 et λ sont des constantes à déterminer.

Tableau 10 : les constates K_1 et C_2 en fonction de type de plateau :

Type de plateau	K_1	C_2
Plateau a' calottes	1,00	4
Plateau a' perforés	1,20	4
Plateau a' jet	1,20	5
Plateau a' clapets	1,15	4
Plateau (a' élément S) uniflux	1,00	4
Plateau a' jets directionnels (jet tray)	1,40	4

Pour des colonnes fonctionnant à pression atmosphérique ou à pression supérieure et ayant un espacement entre les plateaux $\tau=350$ mm (notre cas l'espacement $\tau=600$ mm)

On aura un $K_2=1$.

C_1 est déterminée par l'annexe 8; pour $\tau=600\text{mm}$, on trouve $C_1=765$.

Admettant dans notre cas, que les plateaux de la colonne de pré-distillation sont des plateaux à clapets; donc : $K_1=1,15$ et $C_2=4$.

λ est déterminée par :

$$\lambda = 0,655 \times L_e / \Psi \left[\left((K_1 \times C_1) / (3600 \times V_V) \right) \times \left((\rho_L - \rho_V) / \rho_V \right)^{1/2} \right]^{1/2} \dots \text{ [VI.21]}$$

Avec :

V_V : volume des vapeurs dans la section considérée.

Ψ : nombre de passes de liquide sur le plateau (dans notre cas, on considère deux passes alors $\Psi=2$).

$$L_e = G_{\text{ric}} / \rho_L^{T_s}$$

L_e : est le débit volumique de liquide sur le plateau en (m^3/h);

Avec :

$$\rho_L^{T_s} = \rho_L^{102^\circ\text{C}} = d_L^{102^\circ\text{C}} \cdot 1000$$

On a la relation suivante:

$$d_L^{T_s} = d_L^{15} - (T_s - 15) \times \alpha \dots \text{ [VI.22]}$$

Avec, le coefficient de dilatation volumique (α) est donné par la formule de Koussiakov :

$$\alpha = 0,001828 - 0,00132 \times d_4^{15} \dots \text{ [VI.23]}$$

$$\alpha = 0,001828 - 0,00132 \times 0,6954 = 0,0009.$$

$$\text{Donc : } d_L^{T_s} = 0,6954 - (102 - 15) \times 0,0009 = 0,6171.$$

Alors : $\rho_L^{T_s} = \rho_L^{102^\circ\text{C}} = 0,6171 \times 1000 = 617,1 \text{ Kg/m}^3$ (masse volumique du liquide au sommet de la colonne).

$$\text{Ce qui donne : } L_e = 190242,18 / 617,1$$

$$L_e = 308,28 \text{ m}^3/\text{h}.$$

D'autre part, la masse volumique des vapeurs au sommet de la colonne :

$$\rho_L^{102^\circ\text{C}} = G_V / (3600 \times V_V) \dots \text{ [VI.24]}$$

$$\rho_L^{102^\circ\text{C}} = 273148,06 / (11,97 \times 3600)$$

$$\rho_L^{102^\circ\text{C}} = 6,97 \text{ kg/m}^3.$$

Alors :

$$\lambda = 0,655 \times (308,28 / 2) \times [(1,15 \times 765) / (11,17 \times 3600) \times ((617,1 - 6,97) / 6,97)^{1/2}]^{1/2}$$

$$\lambda = 45,03.$$

$$\text{Donc : } C_{\text{max}} = 1,15 \times 1 \times 765 - 4 (45,03 - 35)$$

$$C_{\text{max}} = 839,63.$$

Ainsi, la vitesse linéaire maximale des vapeurs « W_{max} » est :

$$W_{\text{max}} = 0.305/3600 \times 839,63 \times [(617,1 - 6,97) / 6,97]^{1/2}$$

$$W_{\text{max}} = 0,674.$$

Enfin, le diamètre de la colonne est :

$$D = [(4 \times 11,17) / (3,14 \times 0,674)]^{1/2}$$

$$D = 4,59 \text{ m.}$$

Les diamètres standards de la colonne utilisés dans l'industrie du raffinage sont :

1,0; 1,2; 1,4; 1,6; 1,8; 2,0; 2,2; 2,4; 2,6; 2,8; 3,0; 3,2; 3,4; 3,6; 3,8; 4,0; 4,5; 5,0; 5,5; 6,0; 6,4; 6,4; 7,0; 8,0; 9,0.

Donc le diamètre normalisé est $D=5\text{m}$.

Pour les diamètres supérieures à 3m, il est souhaitable d'opter pour des plateaux à clapets.

Pour le diamètre obtenu, on peut déterminer :

c) La vitesse réelle dans la colonne : [16]

$$W_r = (4 \times V_v) / (\pi \times D^2) \dots\dots [\text{VI.25}]$$

$$W_r = (4 \times 11,17) / (3,14 \times (5)^2) \quad \text{Donc : } W_r = 0,57 \text{ m/s.}$$

d) Le volume de liquide dans une phase de plateau « L_v » [16]

$$L_v = L_e / B \quad (\text{m}^3/\text{m.h}) \dots\dots [\text{VI.26}]$$

$L_e = 308,28 \text{ m}^3/\text{h}$. (débit volumique de liquide : déjà calculé).

B : périmètre du déversoir en (m); $B = \text{longueur de déversoir} \times \Psi$;

Ψ est le nombre de passes ($\Psi=2$).

Généralement, on prend la longueur de déversoir égale à 60-70% du diamètre de la colonne.

$$B=0,7 \times D \times \Psi = 0,7 \times 5 \times 2 = 7\text{m.}$$

$$L_V = 308,28 / 7$$

$$L_V = 44,04 \text{ m}^3/\text{h.}$$

d) La hauteur de liquide débordant du déversoir « H_D » :

Elle est calculée par la formule de FRANCIS :

$$h_D = 0,6 \times [L e^2 / (3600 \times B)^2]^{1/2} \dots \dots \text{ [VI.27]}$$

$$h_D = 0,6 \times [(308,28)^2 / (3600 \times 7)^2]^{1/2} \quad \text{Alors } h_D = 0,0031\text{m.}$$

Selon les données pratiques, la hauteur admissible du liquide de déversoir varie entre 0,003 et 0,007 m, donc le résultat est admissible.

VI .3-2-Calcul du nombre de plateau dans la colonne de pré-distillation :

a)Calcul des concentrations molaires des constituants légers dans le distillat et dans le brut flashé :

Admettant que :

-Le constituant clé le plus volatil est le solvant léger, de concentration molaire dans le résidu de 1%.

-Le constituant clé le moins volatil est le solvant lourd de concentration dans le distillat de 2%.

Le tableau (VI.11) illustre les débits et les fractions molaires de chaque constituant dans chaque zone de la colonne.

N_{Ai} , N_{Di} et N_{Ri} sont respectivement les nombres de moles du constituant « i » dans la charge, dans le distillat et dans le résidu qui sont déterminés en faisant un bilan global de distillation et des bilans partiels :

$$A = D + R \quad \dots \dots \dots \text{ Bilan global.}$$

$$A X_{Ai} = D X_{Di} + R X_{Ri} \quad \dots \dots \dots \text{ Bilan partiel.}$$

b) Calcul des volatilités relatives [1]

On calcule les volatilités relatives des constituants dans les différentes zones de la colonne en utilisant la relation :

$$\alpha_i = K_i / K_r$$

Avec :

α_i : la volatilité relative du constituant « i ».

K_i : Coefficient d'équilibre du constituant « i ».

K_r : Coefficient d'équilibre de constituant de référence (élément clé lourd), on admet comme référence l'élément clé lourd : le solvant lourd.

On reporte les résultats sur le tableau (VI.11).

Tableau VI.11 : concentrations molaires des constituants dans le charge, dans le distillat et dans le résidu :

Constituant	Alimentation		Distillat		Résidu	
	N_{Ai} (Kmol/)	X'_{Ai}	N_{Di} (Kmol/h)	X'_{Di}	N_{Ri} (Kmol/h)	X'_{Ri}
C ₃ H ₈	34,52	0,012	34,34	0,035	/	/
iC ₄ H ₁₀	28,49	0,010	27,52	0,028	/	/
n C ₄ H ₁₀	129,39	0,048	129,73	0,132	/	/
iC ₅ H ₁₂	32,88	0,012	32,43	0,033	/	/
n C ₅ H ₁₂	14,27	0,005	13,76	0,014	/	/
Essence SR	313,09	0,116	312,52	0,318	/	/
Solvant léger	429,88	0,159	427,51	0,435	1,71	0,001
Solvant lourd	584,73	0,216	1,96	0,002	583,07	0,341
Kérosène	315,92	0,117	/	/	314,62	0,184
Gas-oil léger	391,65	0,145	/	/	393,27	0,230
Gas-oil lourd	73,24	0,028	/	/	73,52	0,043
Résidu	344,59	0,127	/	/	343,68	0,201
Total	2689,66	1,000	982,78	1,000	1709,88	1,000

Tableau VI.12 : calcul des volatilités relatives :

Section	Section d'alimentation		Section de rectification		Section d'épuisement	
	$P_{ZF}=2,5\text{atm}$ $T_{ZF}=195^{\circ}\text{C}$		$P_S=2,3\text{atm}$ $T_S=102^{\circ}\text{C}$		$P_F=2,55\text{atm}$ $T_F=235^{\circ}\text{C}$	
Constituant	K_{Ai}	α_{Ai}	K_{Di}	α_{Di}	K_{Ri}	α_{Ri}
C_3H_8	29,5	28,0418	12,5	119,0476	/	/
$i\text{C}_4\text{H}_{10}$	17,5	16,6349	6,8	64,7619	/	/
$n\text{C}_4\text{H}_{10}$	14,5	13,7832	5,1	48,5714	/	/
$i\text{C}_5\text{H}_{12}$	8,5	8,0798	2,6	24,7619	/	/
$n\text{C}_5\text{H}_{12}$	8,0	7,6045	2,25	21,4285	/	/
Essence SR	9,2	8,7452	1,913	18,2190	/	/
Solvant léger	3,1	2,9467	0,456	4,3428	7,058	3,5044
Solvant lourd	1,052	1,000	0,105	1,0000	2,014	1,0000
Kérosène	0,24	0,2281	/	/	0,784	0,3392
Gas-oil léger	0,028	0,0266	/	/	0,117	0,0550
Gas-oil lourd	0,003	0,0028	/	/	0,014	0,0069
Résidu	0,00048	0,0004	/	/	0,003	0,0014

c) Calcul des volatilités moyennes [15]

La volatilité moyenne de chaque constituant est donnée par :

$$\alpha_{\text{Moy}} = (\alpha_{Ai} \cdot \alpha_{Di} \cdot \alpha_{Ri})^{1/2} \dots \dots \dots \text{ [VI.28]}$$

Avec :

α_{Ai} : Volatilité relative des constituants dans la charge.

α_{Di} : Volatilité relative des constituants dans le distillat.

α_{Ri} : Volatilité relative des constituants dans le résidu.

Tableau VI.13 : calcul des volatilités moyennes :

Constituant	α_{Ai}	α_{Di}	α_{Ri}	α_{Moy}
C ₃ H ₈	28,0418	119,0476	/	57,7781
iC ₄ H ₁₀	16,6349	64,7619	/	32,8223
n C ₄ H ₁₀	13,7832	48,5714	/	25,8741
iC ₅ H ₁₂	8,0798	24,7619	/	14,0874
n C ₅ H ₁₂	7,6045	21,4285	/	12,7653
Essence SR	8,7452	18,2190	/	12,6225
Solvant léger	2,9467	4,3428	3,5044	3,5772
Solvant lourd	1,000	1,0000	1,0000	1,000
Kérosène	0,2281	/	0,3392	0,2979
Gas-oil léger	0,0266	/	0,0550	0,0392
Gas-oil lourd	0,0028	/	0,0069	0,0043
Résidu	0,0004	/	0,0014	0,0007

d) Calcul de nombre de plateaux minimum « Nm » : [1]

On utilise la méthode de Fenske :

$$N_m + 1 = \frac{\ln[(X_A'/X_B')_D \times (X_B'/X_A')_R]}{\ln(\alpha_{AB})_{Moy}} \dots [VI.29]$$

Avec :

N_m est le nombre de plateaux minimum.

X_A' : la fraction molaire de constituant clé léger.

X_B' : la fraction molaire de constituant clé lourd.

$(\alpha_{AB})_{Moy}$: Volatilité moyenne de constituant clé léger par rapport à la volatilité moyenne de constituant clé lourd :

$$\ln(\alpha_{AB})_{Moy} = \ln[(\alpha_{Solvant\ léger})_{Moy}/(\alpha_{Solvant\ lourd})_{Moy}] \dots [VI.30]$$

$$N_m + 1 = \text{Ln}[(0,435/0,002) \times (0,341/0,001)] / \text{Ln}(3,5772/1)$$

$$N_m = 8 \text{ plateaux.}$$

e) Calcul de taux de reflux minimal « R_{min} » : [15]

D'après la formule d'Underwood :

$$R_{\min} + 1 = \sum [(\alpha_i)_{\text{moy}} \times (X_D')_i] / [(\alpha_i)_{\text{moy}} - \theta] \dots \dots \text{ [VI.31]}$$

Ou' :

(α_i)_{moy} : Volatilité moyenne des constituants dans le distillat.

(X_D') : Fractions molaires des constituants dans le distillat.

θ : Paramètre conventionnel tiré de l'équation d'Underwood par approximations successives :

$$\sum [(\alpha_i)_{\text{moy}} \times (X_D')_i] / [(\alpha_i)_{\text{moy}} - \theta] = \epsilon \dots \dots \text{ [VI.32]}$$

Avec :

ϵ : Taux de vaporisation molaire dans la zone de flash ($\epsilon = 0,2790$).

(X_A')_i : Fractions molaires des constituants dans la charge.

Pour $\theta =$	1,5	3,0
B	0,8842	1,1142

Tel que : $[X_{Ai}' \times (\alpha_i)_{\text{Moy}}] / [(\alpha_i)_{\text{Moy}} - \theta] = B$

Tableau VI.14 : Détermination de la fonction θ :

Constituant	$\epsilon=0,2790$		$\theta=1,8416$		U
	X_{Ai}	$(\alpha_i)_{moy}$	$X_{Ai} \times (\alpha_i)_{moy}$	$(\alpha_i)_{moy} - \theta$	
C ₃ H ₈	0,012	57,7781	0,69333	55,9365	0,01239
iC ₄ H ₁₀	0,010	32,8223	0,32822	30,9807	0,01059
n C ₄ H ₁₀	0,048	25,8741	1,24195	24,0325	0,05167
iC ₅ H ₁₂	0,012	14,0874	0,16904	12,2458	0,01380
n C ₅ H ₁₂	0,005	12,7653	0,06382	10,9237	0,00584
Essence SR	0,116	12,6225	1,46421	10,7809	0,13581
Solvant léger	0,159	3,5772	0,56877	1,7356	0,32770
Solvant lourd	0,216	1,000	0,21600	-0,8416	-0,25665
Kérosène	0,117	0,2979	0,03485	-1,5437	-0,02257
Gas-oil léger	0,145	0,0392	0,00568	-1,8024	-0,00315
Gas-oil lourd	0,028	0,0043	0,00012	-1,8373	-0,00006
Résidu	0,127	0,0007	0,00008	-1,8409	-0,00004
Total	1,000	/	/	/	0,2753

Avec :

$$U = X_{Ai} \times (\alpha_i)_{moy} / (\alpha_i)_{moy} - \theta.$$

Tableau15 : Détermination de R_{\min} :

Constituant	X'_{Di}	$(\alpha_i)_{\text{moy}}$	$X'_{Di} \times (\alpha_i) = P_1$	$(\alpha_i)_{\text{moy}}\theta = P_2$	P_1/P_2
C_3H_8	0,035	57,7781	2,0222	55,9365	0,0361
i C_4H_{10}	0,028	32,8223	0,9190	30,9807	0,0296
n C_4H_{10}	0,132	25,8741	3,4154	24,0325	0,1421
i C_5H_{12}	0,033	14,0874	0,4648	12,2458	0,0379
n C_5H_{12}	0,014	12,7653	0,1787	10,9237	0,0163
Essence SR	0,318	12,6225	4,0140	10,7809	0,3724
Solvant léger	0,435	3,5772	1,5561	1,7356	0,8866
Solvant lourd	0,002	1,000	0,0020	-0,8416	-0,0023
Kérosène	/	0,2979	/	/	/
Gas-oil léger	/	0,0392	/	/	/
Gas-oil lourd	/	0,0043	/	/	/
Résidu	/	0,0007	/	/	/
Total	1,000	/	/	/	1,5289

Ainsi, $R_{\min}+1 = \sum [(\alpha_i)_{\text{moy}} \times (XD')_i] / [(\alpha_i)_{\text{moy}} - \theta] = 1,5289$.

Alors :

$$R_{\min} = 0,5289.$$

f) Calcul de taux de reflux optimal : [1]

Le plus souvent, on utilise la relation proposée par KHEPPEL :

$$R_{\text{opt}} = n \times R_{\min}$$

Ou' : $n=1,1$ à $1,5$: coefficient d'excès de reflux, soit, $R_{\text{opt}} = 1,5 \times 0,5289$

D'ou' :

$$R_{\text{opt}} = 0,7933.$$

g) Calcul de nombre de plateaux théorique : [1]

Pour les hydrocarbures légers, Gilliland a lié le nombre de plateaux théorique au taux de reflux par une corrélation qui est représentée graphiquement par l'annexe, soit :

$$(R_{opt} - R_{min}) / (R_{opt} + 1) = (0,7933 - 0,5289) / (0,7933 + 1) = 0,48.$$

En reportant cette valeur sur le diagramme de Gilliland (annexe 9), on obtient :

$$(N - N_{min}) / (N + 1) = 0,48 \quad \text{donc} \quad N = (N_{min} + 0,48) / (1 - 0,48) = 16 \text{ plateaux.}$$

$$N = 16 \text{ plateaux}$$

h) Calcul de nombre de plateaux réel « N_{réel} » [1]

On admet que l'efficacité du plateau de la colonne de pré-distillation est la même que celle de la colonne de distillation atmosphérique (C101) qui est de $E = 0,6$.

$$N_{réel} = N / E$$

$$N_{réel} = 16 / 0,6 = 26 \text{ plateaux}$$

$$N_{réel} = 26 \text{ plateaux.}$$

i) Calcul de la hauteur de l'alimentation : [1]

Pour cela, il faut calculer le nombre de plateaux réel dans la zone d'épuisement (N_m')

1) Calcul de nombre de plateaux minimum dans la zone d'épuisement « N_{m'} » :

$$N_m' + 1 = \text{Ln}[(X_A' / X_B')_A \times (X_B' / X_A')_R] / \text{Ln}(\alpha_{AB})_{Moy}$$

$(X_A')_A$, $(X_B')_A$, $(X_A')_R$ et $(X_B')_R$ sont respectivement, la fraction molaire du constituant clé léger (Solvant léger) et lourd (Solvant lourd) dans la charge et le résidu.

$(\alpha_{AB})_{Moy}$: Volatilité moyenne de constituant clé léger par rapport à la volatilité moyenne de constituant clé lourd, égale à 3,5772 (voir l'équation VI.30).

$$N_m' + 1 = \text{Ln}[(0,159 / 0,216)_A \times (0,341 / 0,001)_R] / \text{Ln}(3,5772 / 1) = 4,34.$$

$$N_m' = 3,34.$$

2-Calcul de nombre de plateaux théorique dans la zone d'épuisement « N' » :

$$N' = N_m' (N/N_m)$$

$$N' = 3,34 \times (16/8)$$

$$N' = 6,68 \text{ plateaux théoriques.}$$

Le nombre de plateaux réel dans la zone d'épuisement est égal à :

$$N_{\text{réel ep}} = N'/E$$

$$N_{\text{réel ep}} = 6,68/0,6 = 11 \text{ plateaux réel dans la zone d'épuisement.}$$

$$N_{\text{réel ep}} = 11 \text{ plateaux.}$$

Donc, l'alimentation de la colonne de pré-distillation se fait au dessus du 11^{ème} plateau et le nombre de plateaux dans la zone de rectification est égal à 15 plateaux (26-11=15).

VI .3-3-Hauteur de la colonne de pré-distillation :

La hauteur de la colonne est liée au nombre de plateaux à installer et à l'espacement que l'on doit prévoir entre chacun d'eux, cet espacement doit être tel que l'on puisse pénétrer entre les plateaux pour en assurer l'entretien; toutefois, cet espacement dépend aussi du diamètre de la colonne.

La relation entre le diamètre de la colonne et l'espacement entre les plateaux est donnée comme suit :

Tableau VI.16 : la relation entre le diamètre de la colonne et l'espacement entre les plateaux :

D (m)	0,80	0,80-1,6	1,6-2,0	2,0-2,4	>2,4
h _p (mm)	200-350	350-400	400-500	500-600	>600

Du tableau VI.16, h_p=0,6 m (or D=5m).

Pour la colonne de pré-distillation, la hauteur totale « H_T » est :

$$H_T = H_1 + H_2 + H_3 + H_4 + H_5 + H_6.$$

Avec :

H_1 : Espace libre situé en tête de la tour jusqu'au premier plateau de rectification.

H_2 : Hauteur de la zone de rectification, elle est déterminée par le produit du nombre d'espaces entre plateaux par l'espacement.

H_3 : Hauteur de la zone d'alimentation, elle est déterminée en tant qu'espacement entre 4 plateaux.

H_4 : Hauteur de la zone d'épuisement, elle est aussi égale au produit du nombre d'espaces entre plateaux par l'espacement.

H_5 : Hauteur correspondant au niveau du liquide au fond de la colonne jusqu'au dernier plateau, elle est prise entre 1 et 2 m.

H_6 : Hauteur libre au fond de la colonne, cette hauteur correspondant à la couche du liquide qui reste emprisonné au fond de la colonne, elle doit assurer le fonctionnement de la pompe pendant un certain temps en cas d'arrêt de l'installation. Ce temps est appelé temps de rétention.

N_2 : le nombre de plateaux dans la zone de rectification (égal à 15).

N_4 : le nombre de plateaux dans la zone d'épuisement (égal à 11).

Tableau VI.17 : calcul des différentes hauteurs de la colonne de pré-distillation :

Hauteurs	Lois utilisées	Applications numérique
H_1	$D/2$	$5/2 = 2,5 \text{ m}$
H_2	$h_p \times (N_2 - 1)$	$0,6 \times (15 - 1) = 8,4 \text{ m}$
H_3	$h_p.3$	$0,6 \times 3 = 1,8 \text{ m}$
H_4	$h_p \times (N_4 - 1)$	$0,6 \times (10 - 1) = 6 \text{ m}$
H_5	2m	2 m
H_6	$(G_f/\rho) \times (\tau/60.F)$	3,3 m
H_T (Total)	/	24 m

Avec :

h_p : espacement entre deux plateaux.

- Pour les colonnes de pré-distillation; τ est compris entre 2 et 6 min (on prend $\tau=4$ min).
- $F = \pi \times D^2 / 4 =$

G_f : quantité de produit au fond de la colonne.

$G_{p.f}$: quantité du produit de fond.

G_j : quantité de reflux chaud.

$$G_f = G_{p.f} + G_j.$$

$$G_f = 363\,785,70 + 268\,865,67 = 632\,651,37 \text{ kg/h.}$$

- ρ_L^{240} = masse volumique du produit de fond à la température (240°C).

Par les équations (VI.23) et (VI.24) on a :

$$\alpha = 0,0182 - 0,00132 \times 0,8163 = 0,00074.$$

$$d_L^{240} = 0,8227 - 0,00074 \times (240 - 15) = 0,6498$$

$$\text{Alors } \rho_L^{240} = 0,6498 \times 1000 = 649,8 \text{ kg/m}^3.$$

Ainsi, on obtient une hauteur totale de :

$$H_T = 24 \text{ m.}$$

VI.4 Conclusion :

La colonne de pré-distillation étudiée a un diamètre de 5m et une hauteur de 24 m, elle comporte 26 plateaux réels, dont 15 sont dans la zone de rectification et 11 dans la zone d'épuisement, l'alimentation se fait au-dessus de 11^{ème} plateau de la zone d'épuisement et la colonne de pré-distillation est équipée avec des plateaux à clapets espacés de 0,6m.

Conclusion Générale

Au cours de notre stage, on a réalisé un travail pratique au niveau de la raffinerie d'Alger, ce qui nous a permis de nous familiariser avec les différents équipements du génie des procédés et de nous rapprocher des problèmes réels du domaine industriel, entre autre celui lié à notre étude.

Pour cela, on a fait un calcul de dimensionnement nous permettant une éventuelle augmentation de la capacité de traitement de pétrole brut de 35% en remplaçant le ballon de flash (qui a essentiellement pour rôle de soulager le four) par une colonne de pré-distillation (de pré-flash) ayant le même rôle, mais plus efficace, en séparant plus de vapeurs permettant ainsi avec le circuit proposé de soulager le four et la colonne de distillation.

Concernant la colonne de pré-distillation, on a abouti aux résultats suivants :

- Un diamètre de 5m et une hauteur de 24m.
- 26 plateaux réels, dont 15 dans la zone de rectification et 11 dans la zone d'épuisement.
- L'alimentation se fait au dessus du 11^{ème} plateau de la zone d'épuisement.
- La colonne est équipée de plateaux à clapets espacés de 0,6m.

Il serait souhaitable d'effectuer une étude plus approfondie touchant tous les équipements, en particulier la colonne de distillation, le four et les échangeurs, suivie d'une étude technico-économique pour justifier les modifications apportées et s'assurer de la rentabilité du projet, mais, un tel travail ne peut pas être réalisé avec une durée de stage si courte.