

REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE

MINISTERE DE L'ENSEIGNEMENT SUPERIEUR ET DE LA RECHERCHE
SCIENTIFIQUE



UNIVERSITE M'HAMED BOUGARA-BOUMERDES

Faculté des Hydrocarbures et de la Chimie



Département Génie des Procédés Chimiques et Pharmaceutiques

Mémoire de Master

Présenté par

BRIHOUM Ahmed

&

ADJTOUTAH Lydia

Filière : Hydrocarbures

Spécialité : Génie des Procédés-Raffinage

Etude du fonctionnement de la colonne de stabilisation du platformat 520-C-001 de l'unité de reformage catalytique CCR-520 de la raffinerie d'Alger

Devant le jury :

Mme. BEDDA	Kahina	MCA	UMBB	Examineur
Mr. BELAMRI	Laid	MAA	UMBB	Président
Mme. HAMMADOU	Souad	MCA	UMBB	Examineur
Mr. MIMOUN	Hadj	Prof	UMBB	Encadrant

Année Universitaire : 2022/2023

Dédicace

*Je dédie ce travail
A ma chère maman,
A mon cher papa,*

Ceux qui m'ont soutenu, épaulé et encourager durant ces années d'études et qui n'ont jamais cessé de formuler des prières à mon égard pour que je puisse atteindre mes objectifs. Votre affection me couvre, votre bienveillance me guide et votre présence à mes côtés a toujours été ma source de force. Qu'ils trouvent ici le témoignage de ma profonde reconnaissance.

A mes très chère sœurs,

Celles qui n'ont cessé de me conseiller et encourager tout au long de mes études. Que ce travail soit le meilleur cadeau que je puisse t'offrir.

A mon cher frère,

Merci pour le soutien, l'encouragement et les sacrifices.

A mes petits anges

A ma famille, mes tantes, mes oncles, mes cousins, cousines et mes proches ceux qui me donnent de l'amour et de la vivacité. Si je suis là aujourd'hui c'est grâce à eux.

A tous mes amis et ma 2ème famille,

Ceux qui m'ont toujours épaulé et aidé à affronter les différents obstacles et à qui je souhaite plus de succès. Ceux qui ont toujours réussi à parvenir à tirer le meilleur de moi lorsque moi-même je n'y arrivais pas.

A mon binôme, pour son soutien moral, sa patience et sa compréhension tout au long de la réalisation de ce travail.

A tous ceux que j'aime.

Merci.

Ahmed

Dédicace

Du profond de mon cœur, je dédie ce travail à tous ceux qui me sont chers :

A ma chère « mère » ;

Aucune dédicace ne saurait exprimer mon respect, mon amour éternel et ma considération pour les sacrifices que vous avez consentis pour mon instruction et mon bien-être.

Je vous remercie pour tout le soutien et l'amour que vous me portez depuis mon enfance, et j'espère que votre bénédiction m'accompagne toujours.

Que ce modeste travail soit l'exaucement de vos vœux tant formulés, le fruit de vos innombrables sacrifices. Puisse Dieu le très haut, vous accorde santé, bonheur et longue vie.

A la mémoire de mon cher « père » ;

Ce travail est dédié à mon père, parti trop tôt. J'espère que du monde qui est le sien maintenant, il est fier de sa fille qui prie pour lui toujours.

Puisse Dieu le tout-puissant, l'accueillir dans son vaste paradis.

A mes adorables sœurs « Hanane », « Warda », et « Sara », qui m'ont toujours conseillé, encouragé, et cru en moi.

A mon merveilleux neveu « Mohammed » qui procure la joie et le bonheur pour toute la famille.

A mes chers cousins « Houes », « Bachir », « Takfarines » et « Lounis », cousines « Soraya » et « Lyla » et à tous les membres de ma famille.

A mes chers amis « Aymene », « Ahmed », « Liticia », « Asma », « Chaïma », « Hayette », et à tous mes collègues de la promotion 2018.

Lydia

Remerciement

Avant de commencer nous tenons à remercier en premier lieu le bon Dieu pour la force, le courage et la patience qu'il nous a donné afin de réaliser ce modeste travail.

Nous tenons à exprimer nos vifs remerciements à notre encadreur Pr. Hadj MIMOUN pour ces conseils judicieux, son aide et son savoir qui ont contribué à la réalisation de notre mémoire.

Nous tenons à remercier tous nos enseignants et l'ensemble du personnel du département de génie des procédés pour leurs orientations, leurs conseils et les valeureuses informations qu'ils nous ont données tout au long de notre cursus universitaire.

Nous adressons nos sincères remerciements à Mr. MAALAG Amine notre co-encadreur pour toute son aide, son suivi et ces encouragements durant toute la période de stage à la raffinerie d'Alger. Un grand merci à Mr. BERDI Mohamed ainsi que l'ensemble du personnel de la raffinerie d'Alger.

Enfin nos sincères remerciements à toute personne ayant participé de près ou de loin à la réalisation de ce travail.

Table des matières

Liste des figures

Liste des tableaux

Liste des abréviations

Introduction générale :.....1

Chapitre 1 : Présentation de l'entreprise 3

1 Présentation de l'entreprise 4

1.1 Introduction :..... 4

1.2 Présentation de SONATRACH :..... 4

1.3 Historique :..... 5

1.4 Situation géographique de la raffinerie : 5

1.5 Capacité de production :..... 6

1.6 Description des principales installations : 7

1.6.1 Unité de distillation atmosphérique du brut « U100 : Topping/ADU » 7

1.6.2 Unité de reforming catalytique « U200 : Platforming » 7

1.6.3 Unité de traitement du gaz « U300 : gaz plant » 7

1.6.4 Unité d'hydrotraitement de naphta « U500 : NHT » 7

1.6.5 Unité d'isomérisation de naphta léger « U510 » 7

1.6.6 Unité de reformage catalytique du naphta « U520 : CCR » 8

1.6.7 Unité catalytique de fluide résiduel « U530 RFCC » 8

Chapitre 02 : Généralités sur le pétrole 9

2 Généralités sur le pétrole 10

2.1 Introduction :..... 10

2.2 Définition du pétrole : 10

2.3 Composition du pétrole brut : 10

2.3.1	Hydrocarbures aliphatiques saturés ou alcanes ou paraffines :	10
2.3.2	Hydrocarbures cycliques saturés ou cyclanes ou naphènes :.....	11
2.3.3	Hydrocarbures aromatiques :	11
2.3.4	Hydrocarbures aliphatiques insaturés, ou oléfine ou alcènes :	12
2.3.5	Autres composés :	12
2.4	Classification des pétroles bruts :.....	13
2.4.1	Classification par Facteur de Caractérisation K_{UOP} :.....	13
2.4.2	Classification par Densité :	14
2.4.3	Classification par Teneur en Soufre :.....	14
2.5	Analyse du pétrole brut :.....	14
2.5.1	Distillation TBP :	14
2.5.2	Distillation ASTM :.....	15
2.6	Le raffinage, une étape clé :.....	15
2.6.1	Procédés de Séparation :.....	15
2.6.2	Procédés de Conversion :.....	15
2.6.3	Procédés d'Amélioration :.....	16

Chapitre 03 : Reformage catalytique 17

3	Reformage catalytique :	18
3.1	Introduction :.....	18
3.2	Définition du reformage catalytique :.....	18
3.3	Objectif du procédé CCR de reformage du naphta :	18
3.4	Chimie des procédés :.....	19
3.4.1	Réactions fondamentales :	20

Chapitre 04 : Caractéristiques des essences 30

4	Caractéristiques des essences :.....	33
4.1	Définition :.....	33
4.2	Propriétés physiques :.....	33
4.2.1	Masse volumique :.....	33
4.2.2	Volatilité :	34
4.3	Propriétés thermiques :	36

4.3.1	La chaleur de vaporisation :	36
4.3.2	Le pouvoir calorifique :	36
4.4	Propriétés chimiques :	36
4.4.1	L 'indice d 'octane :	36
4.4.2	Moteur C.F.R. :	38
5	Influence des paramètres du reforming catalytique :	43
5.1	Température :	43
5.2	Vitesse spatiale :	43
5.3	Pression :	44
5.4	Qualité de l'alimentation :	45
Chapitre 06 : Catalyseur du procédés		46
6	Catalyseur du procédé :	47
6.1	Introduction :	47
6.2	Définition d'un catalyseur :	47
6.3	Propriétés mécaniques et physiques :	47
6.4	Nature du Catalyseur de reformage catalytique CR 401 :	48
6.5	Caractéristiques du catalyseur d'octanizing® :	49
6.6	Mécanisme du catalyseur [20] :	49
6.7	Contaminants du catalyseur :	53
6.8	Circulation du catalyseur dans la section réaction :	54
6.9	Régénération du catalyseur :	54
6.9.1	Stockage du catalyseur :	55
6.9.2	Brulage du coke :	55
6.9.3	Calcination et Oxychlorination :	55
6.9.4	Opération de Blackburning :	55
6.9.5	Réduction du catalyseur :	55
Partie calcul		57
7	Partie calcul :	58

7.1 Etude du fonctionnement de la colonne de stabilisation du platformat 520-C-001 :..... 59

7.1.1 Point de coupe et ligne de séparation : 61

7.1.2 En bas de colonne :..... 62

7.1.3 En haut de colonne : 63

7.2 Calcul de la colonne de stabilisation du platformat instable : 65

7.2.1 Bilan de matière de la colonne de stabilisation du platformat 520-C-001 : 65

7.2.2 Bilan thermique de la colonne de stabilisation 520-C-001 :..... 79

Conclusion générale : 86

Résumé :

La tension de vapeur Reid étant une spécification importante pour les hydrocarbures légers, on cherche toujours les possibilités de l'optimiser par un traitement secondaire ou par un changement technique.

Le but de ce travail est de calculer cette caractéristique par une étude des paramètres de marche de la section de stabilisation. Cela permet de déterminer les paramètres opératoires optimale pour obtenir une valeur de TVR incluse dans les normes commerciales, ainsi pour éviter les risques d'incidents aux opérations de stockage d'essence, d'ailleurs pour une consommation d'énergie efficace

ملخص :

نظرًا لأن ضغط بخار ريد هو أحد المواصفات المهمة للهيدروكربونات الخفيفة ، يتم دائمًا البحث عن الفرص لتحسينه من خلال المعالجة الثانوية أو التغيير الهندسي.

يتم حساب الغرض من العمل الحالي هذه الخاصية من خلال دراسة معلمات المشي في قسم التثبيت. هذا يجعل من الممكن تحديد معلمات التشغيل المثلى للحصول على قيمة TVR المدرجة في المعايير التجارية ، وبالتالي لتجنب مخاطر الحوادث لعمليات تخزين البنزين ، إلى جانب الاستهلاك الفعال للطاقة.

Abstract :

Reid vapor pressure is an important specification for light hydrocarbons. Always, engineers are looking for opportunities to optimize it by secondary treatment or by a technical change.

The aim of this work is to calculate this characteristic by a study of operating parameters of the stabilization section. This helps to determine the optimum process parameter to obtain a value of TVR included in commercial standards, and to avoid incident risks related to the condensate storage operation, also for efficient energy consumption.

Liste des figures

Figure 1 : Avant réhabilitation

Figure 2 : Apres réhabilitation

Figure 3 : Situation géographique de la raffinerie

Figure 4 : Répartition des zones et unité de production dans la Raffinerie d'Alger

Figure 5 : La courbe de distillation des essences est une distillation ASTM

Figure 6 : Le principe du cycle d'un moteur à quatre temps et l'évolution de pression dans la chambre

Figure 7 : Combustion de l'essence avec l'apparition de cliquetis

Figure 8 : diagrammes qui montrent vibration les vibrations de la phase gazeuse dues à l'augmentation locale de la pression

Figure 9 : Moteur CFR

Figure 10 : Illustration du catalyseur CR40

Figure 11 : Schéma simplifié du circuit de stabilisation du reformat

Figure 12 : Schéma représentent le changement de point du coupe

Figure 13 : Schéma représentant de la ligne de séparation

Figure 14 : Graphe représente la variation de la TVR du reformat stable en fonction de la température du tête de colonne

Figure 15 : Graphe représente la variation du point final du GPL en fonction la température du tête de colonne

Liste des tableaux

Tableau 1 : Réactions de reformage-Chaleur de réaction-Vitesse relative de réaction

Tableau 2 : Indice d'octane des composés souhaitable

Tableau 3 : Effet des paramètres sur la déshydrogénation des naphthènes

Tableau 4 : Effet des paramètres sur la dés-hydro-cyclisation des paraffines

Tableau 5 : Équilibres des iso-N paraffines

Tableau 6 : Indice d'octane des composés désirer

Tableau 7 : Indice d'octane des hydrocarbures existant dans les pétroles bruts

Tableau 8 : Les différentes propriétés du catalyseur CR401

Tableau 09 : Les causes et les conséquences de la perte d'activité du catalyseur

Tableau 10 : Les paramètres de fonctionnement de la colonne de stabilisation (cas design)

Tableau 11 : Variation de la TVR et Pf en fonction des différentes températures en tête et en bas de colonne

Tableau 12 : Variation de la TVR du reformat stable en fonction de la température du fond de colonne de stabilisation

Tableau 13 : variation du Pf du GPL en fonction de la température de tête de colonne

Tableau 14 : La composition molaire de la charge d'alimentation de la colonne (reformat instable)

Tableau 15 : Composition et débits molaires et massiques de la charge d'alimentation

Tableau 16 : Composition et débits molaires et massiques du fuel gaz

Tableau 17 : Composition et débits molaires et massiques du LPG

Tableau 18 : Composition et débits molaires et massiques du résidu

Tableau 19 : Composition de la phase vapeur au sommet de la colonne

Tableau 20 : Température au sommet de la colonne

Tableau 21 : Température dans le ballon de reflux

Tableau 22 : Température au fond de la colonne

Tableau 23 : Les volatilités des constituants aux différentes zones du débutaniseur

Tableau 24 : Taux de vaporisation de la charge d'alimentation

Tableau 25 : Vérification du taux de vaporisation molaire de la charge d'alimentation

Tableau 26 : Calcul du taux de reflux minimal

Tableau 27 : Taux de rebouillage minimal

Tableau 28 : Les données de la charge d'alimentation

Tableau 29 : Les données de Q_{cond}

Tableau 30 : Les données de Q_{reb}

Tableau 31 : Calcul de la TVV_m

Tableau 32 : Distillation ASTM du résidu

Tableau 33 : Paramètres de fonctionnement de la colonne de stabilisation

Tableau 34 : Comparaison des capacités thermiques du condenseur et du rebouilleur calculées avec le cas design

Liste des abréviations

CCR : Continuous Catalytic Reforming

RFCC : Residual Fluid Catalytic Cracking

GPL : Gaz de Pétrole liquéfié

SR : Straight Run

SR : Semi-régénératif

U100 : Unité de distillation atmosphérique

U200 : Unité de platforming

U300 : Unité de production du gaz

U500 : Unité d'hydrotraitement du naphta

U510 : Unité d'isomérisation

U520 : Unité de reformage catalytique

U530 : Unité de craquage catalytique

ADU : Atmospheric Distillation Unit

C : Atome de carbone

API : American Petroleum Institute

BTS : Basse Teneur en Soufre

MTS : Moyenne Teneur en Soufre

HTS : Haute Teneur en Soufre

BTX : Benzène, Toluène et Xylène

UOP : Universal Oil Products

KUOP : Facteur de caractérisation

T_{Eb} : Température en Kelvine

TBP : True Boiling Point

IBP : Le point d'ébullition initial

FBP : Le point d'ébullition final

H₂S: Sulfure d'hydrogène

CR401 : Catalyseur de reformage catalytique

VVH : Vitesse spatiale (rapport de débit de la charge par le volume du lit catalytique)

PPH : Vitesse spatiale (rapport de débit massique de la charge par la masse du lit catalytique). V_{Cat} :

Volume de catalyseur (m³)

ASTM : American Society for Testing and Materials

PONA : Paraffines Oléfines Naphtènes Aromatiques

SONATRACH : Société nationale pour la recherche, la production, le transport, la transformation, et la commercialisation des hydrocarbures

Sp-Gr : Specify Gravity

P : Pression

T : Température

HDT : Hydrotraitement

HDC : Hydrocraquage

IFP : Institut Français du Pétrole

H₂/HC : Rapport molaire de l'hydrogène pur à la charge d'hydrocarbure

% VOL : Pourcentage volumique

% MASS : Pourcentage Massique

MAX : Maximum

Ppb : Part per billion

Ppm : Part per million

RON : Research Octane Number

MON : Motor Octane Number

M_m : Masse moléculaire moyenne

ΔH : Enthalpie de la réaction

Q_i : Quantité de chaleur d'un constituant i

WAIT : Weighted average inlet température

Introduction générale

Introduction générale :

Les hydrocarbures représentent la source d'énergie la plus importante dans le monde, utilisée pour le bon fonctionnement de l'économie mondiale et ils continuent à jouer ce rôle stratégique, aussi longtemps que l'homme n'aura pas trouvé d'autres sources d'énergie qui pourront remplir ce rôle avec plus de rentabilité et d'efficacité.

Le pétrole brut est un mélange complexe de plusieurs hydrocarbures, aliphatiques saturés à chaînes linéaires ou ramifiés et cycliques. Il contient également des impuretés telles que : le soufre, l'azote, l'oxygène, l'eau salée et de métaux (fer, nickel...). On le trouve en grandes quantités dans des gisements enfouis sous la surface des continents ou au fond des mers.

L'utilisation du pétrole à l'état brut n'est pas rentable. Cependant, il a été mis au point des procédés pour son traitement regroupés sous la technologie de raffinage.

En Algérie, l'industrie du raffinage est née avec la découverte et la production du pétrole de Hassi-Messaoud.

Le raffinage du pétrole désigne l'ensemble des traitements et transformations visant à tirer du pétrole le maximum de produits à haute valeur commerciale (Gaz, essence, kérosène, gasoil, huiles lubrifiantes...). Selon l'objectif visé, en général, ces procédés sont réunis dans une raffinerie. La raffinerie est l'endroit où l'on traite le pétrole pour extraire les fractions commercialisables.

Selon la distillation du brut les essences se trouvent en 2^{ème} position après le gaz. En raison de l'importance de cette fraction pétrolière et sa demande à la marche, l'augmentation de son rendement demeure primordiale.

Aujourd'hui, la plupart des raffineries sont équipées d'un reformage catalytique. Il sert à produire à partir des coupes {naphta} constituées principalement par les essences de distillation directe, des bases pour carburants à haute indice d'octane. Cette élévation du nombre d'octane permet d'augmenter le taux de compression, et de ce fait, d'améliorer le rendement des moteurs à combustion.

Le NO apparaît donc comme étant une spécification fondamentale des carburants. Ces spécifications ont beaucoup évolué au cours des 20 dernières années et vont certainement encore être modifiées dans le futur. On a ainsi assisté dans les pays développés à la suppression progressive du plomb et à l'introduction des composés oxygénés (alcools ou éthers).

A ces raisons, le raffinage est obligé de perfectionner le procédé de reforming catalytique afin d'obtenir des bons rendements en essences répondant aux spécifications.

Durant notre mise en service professionnelle à la raffinerie d'Alger (RA₁/G), nous avons été affectés à unité de reforming CCR (U-520). Le reforming catalytique constitue un trait dominant du

développement de l'industrie du raffinage, il permet de transformer la charge qui est le naphta à bas indice octane en reformat à haut indice d'octane utilisé comme base principale pour la production des essences commerciales.

Parmi les caractéristiques d'une bonne essence, la tension de vapeur qui nous indique la qualité des légères cette dernière est trop élevée au niveau du platformat qui est la base de fabrication des essences auto, c'est dans cette optique que les responsables de la raffinerie d'Alger nous ont confiés l'étude de possibilité de diminuer la tension de vapeur Reid TVR, tout en respectant les spécifications des produits (platformat, GPL).

▪ **L'objectif de travail :**

L'objectif de notre travail est de vérifier les paramètres permettant de diminuer la TVR de platformat issue de la colonne de stabilisation du réformat 520-C-001.

Chapitre 1 : Présentation de l'entreprise

1 Présentation de l'entreprise

1.1 Introduction :

Le raffinage du pétrole est l'une des principales activités de la société nationale SONATRACH ayant pour mission essentielle l'exploitation et la gestion de l'outil de production du Raffinage et de la Pétrochimie, pour répondre principalement à la demande du marché national en produits pétroliers.

Dans cette partie, Nous donnerons une description sur la raffinerie d'Alger RA1/K où on a effectué notre stage. [1]

1.2 Présentation de SONATRACH :

SONATRACH (acronyme de Société nationale pour la recherche, la production, le transport, la transformation, et la commercialisation des hydrocarbures) est une entreprise pétrolière et gazière algérienne Créée le 31 décembre 1963. C'est un acteur majeur de l'industrie pétrolière surnommé la major africaine. SONATRACH est classée la première entreprise d'Afrique, elle est basée en Algérie mais aussi active dans plusieurs autres régions du monde. Elle dispose de cinq raffineries du pétrole [2] :

- Raffinerie d'Adrar
- Raffinerie d'Arzew
- Raffinerie d'Alger
- Raffinerie de Skikda
- Raffinerie de Hassi Messaoud (en construction).

Par ailleurs, la SONATRACH a acquis la raffinerie d'Augusta en Italie.



Figure 3 : Avant réhabilitation



Figure 4 : Après réhabilitation

1.3 Historique :

La raffinerie d'Alger est inaugurée par Ahmed Ben Bella le 15 avril 1964, avec une capacité de raffinage de 2 500 000 tonnes de pétrole brut par an. [4]

Le 22 septembre 2010, la réhabilitation de la raffinerie est confiée au groupe français Technip, pour un montant de 67,8 milliards de dinars [5]. Sonatrach résilie en 2015 le contrat, les deux parties s'opposent sur l'ampleur des travaux à réaliser. [6]

Le 6 novembre 2016, la réhabilitation de la raffinerie est réattribuée au groupe chinois China Petroleum Engineering and Construction (CPECC), pour un montant de 45,5 milliards de dinars. Les travaux visent à augmenter de 35% les capacités de raffinage [7]. Le 21 février 2019, la raffinerie d'Alger est inaugurée par les ministres algériens de l'énergie et de l'intérieur, Mustapha Guitouni et Noureddine Bedoui et le PDG de Sonatrach, Abdelmoumen Ould Kaddour après les travaux de réhabilitation et d'extension par China Petroleum Engineering and Construction (CPECC) [8].

1.4 Situation géographique de la raffinerie :

La raffinerie d'Alger se situe à 5 Km au sud d'El Harrach et à 20 Km à l'Est d'Alger, occupant une superficie de 182 hectares. Cet emplacement a été choisi après une étude du sol et la découverte d'une nappe d'eau nécessaire pour l'alimentation des systèmes de refroidissement [3].



Figure 3 : Situation géographique de la raffinerie [9]

1.5 Capacité de production :

Le but primordial de la raffinerie est de continuer à assurer la couverture des besoins en produits de première nécessité, ainsi que les divers produits pour l'industrie pétrolière.

La modernisation de cette usine suivant les normes internationales de qualité et de sécurité a permis d'augmenter sa capacité de production pour atteindre 3,645 millions de tonnes par an de pétrole brut saharien. La production est au norme Euro V (une norme antipollution), elle permet de couvrir 95% des besoins en carburants de la région Centre en Algérie [3].

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

- Butane et propane commerciaux ;
- Naphta (30% essence SR + 70% solvant total) ;
- Essences normale et super ;
- Jet (Kérosène) ;
- Gas-oil ;
- Fuel lourd.

1.6 Description des principales installations :

1.6.1 Unité de distillation atmosphérique du brut « U100 : Topping/ADU »

L'unité 100 a pour but de fractionner le pétrole brut en un certain nombre de coupes ou fractions classées selon les températures d'ébullition des hydrocarbures. Elle produit ainsi de l'essence SR (Straight Run), des gas-oils lourds et légers, du kérosène, des solvants lourds et légers, des gaz liquéfiés et un résidu atmosphérique. Cette unité est composée des circuits : préchauffage, chauffage et distillation fractionnée. [3]

1.6.2 Unité de reforming catalytique « U200 : Platforming »

L'unité 200 a pour but d'augmenter l'indice d'octane des solvants lourds et légers fabriqués par l'unité U100. C'est une base principale pour la fabrication des carburants automobile (essence normal et super). Elle comporte les circuits : catalytique, stabilisateur et générateur de vapeur. Après la réhabilitation de la raffinerie, l'exploitation de cette unité a été interrompu.

1.6.3 Unité de traitement du gaz « U300 : gaz plant »

Les vapeurs de GPL récupérées à partir des unités de topping et de reforming catalytique sont principalement chargées en butane et en propane. Le passage de ces vapeurs dans l'unité gaz plant permet donc de séparer et de récupérer le propane et le butane commercial. Cette unité est spécifiée par ses tamis moléculaires.

1.6.4 Unité d'hydrotraitement de naphta « U500 : NHT »

L'objectif de l'unité d'hydrotraitement du naphta est de fournir des matières premières hydrotraitées propres pour alimenter l'unité d'isomérisation (unité 510) et l'unité de reformage CCR (unité 520), ces charges hydrotraitées doivent être suffisamment faibles en contaminants. L'unité NHT est alimentée avec du naphta de distillation du brut en amont. Le processus de traitement s'effectue en faisant passer le naphta sur un catalyseur bimétallique à lit fixe, dans un réacteur adiabatique, en présence d'hydrogène.

1.6.5 Unité d'isomérisation de naphta léger « U510 »

Ce procédé a pour objectif d'améliorer l'indice d'octane recherche (RON) et l'indice d'octane moteur (MON) de la charge de naphta léger (principalement C₅/C₆) avant mélange dans le pool carburant. Le procédé d'isomérisation convertit, à l'équilibre, une proportion de ces isomères normaux à faible indice d'octane en isomères ramifiés à indice d'octane plus élevé.

Les conditions d'exploitation ne sont pas sévères, elles favorisent donc la réaction d'isomérisation, et réduisent au maximum l'hydrocraquage et le coût d'investissement.

1.6.6 Unité de reformage catalytique du naphta « U520 : CCR »

Elle a pour but de produire un reformat à haut indice d'octane qui est l'un des principaux paramètres du stock d'essence, ainsi qu'un gaz riche en hydrogène. Sa charge est soit du naphta de distillation directe, soit du naphta de craquage, généralement mélangé à du naphta de distillation directe. Il comporte deux sections : le reformage catalytique du naphta et la circulation du catalyseur incluant sa régénération en continue.

1.6.7 Unité catalytique de fluide résiduel « U530 RFCC »

L'objectif de l'unité RFCC est de transformer les fractions de pétrole brut lourd issues de l'unité ADU en hydrocarbures plus légers et de meilleure valeur à haute température et à pression moyenne. Le procédé RFCC se décrit principalement en trois sections : la section réacteur-régénérateur, la section de fractionnement et la section de concentration des gaz.

Autres installations :

- Un laboratoire de contrôle qualité des produits.
- Une centrale thermoélectrique.
- Deux chaudières à vapeur.
- Deux stations de traitement des eaux.
- Des zones de stockages des produits finis et autres produits liquides.
- Un atelier de maintenance.

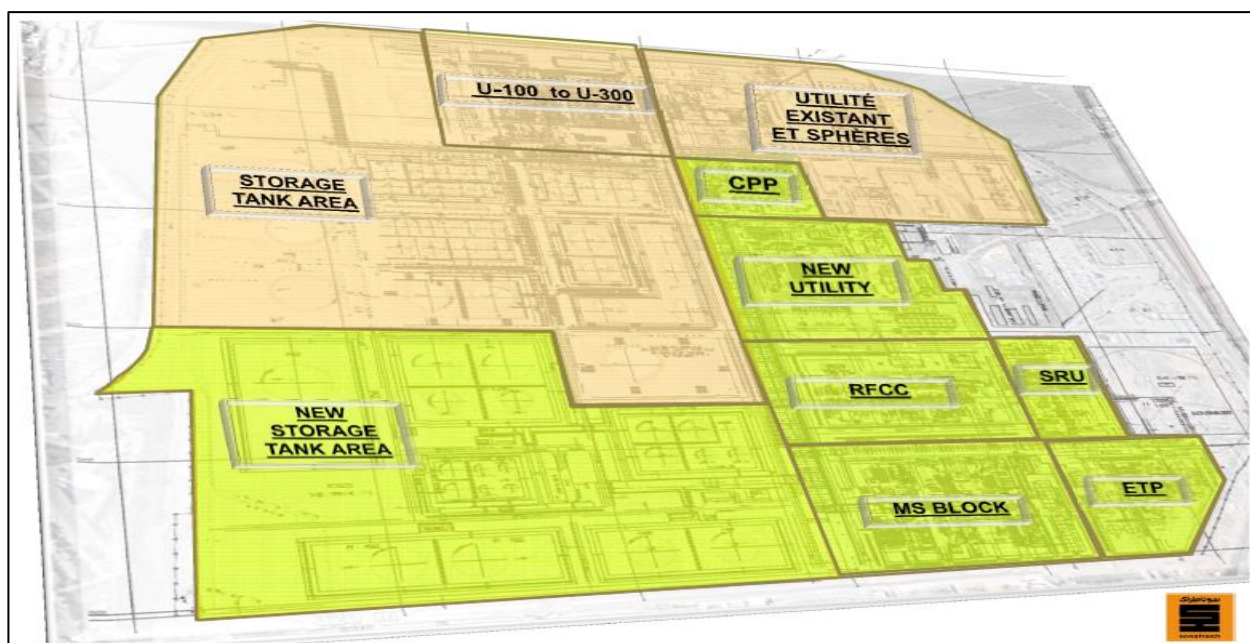


Figure 4 : Répartition des zones et unité de production dans la Raffinerie d'Alger

Chapitre 02 : Généralités sur le pétrole

2 Généralités sur le pétrole

2.1 Introduction :

Depuis sa découverte, l'attention de toute la communauté scientifique est basée sur le pétrole, il est devenu la première source d'énergie mondiale fournissant presque de la moitié de la demande totale d'énergie primaire ce qui rend notre civilisation industrielle dépend sur lui.

Des hypothèses cohérentes furent émises quant à sa formation, sa remontée à travers les couches terrestres et son emprisonnement. Avec l'invention de l'automobile, et les besoins en énergie issus de la première guerre mondiale, l'industrie du pétrole devint l'un des fondements de la société industrielle. [16]

2.2 Définition du pétrole :

Le pétrole est un liquide noir ou brun foncé avec quelque fois un reflet verdâtre et rarement jaunâtre. Il est onctueux au toucher et son odeur est âcre caractéristique. Sa densité est inférieure à l'unité. On l'appelle également « huile », « naphte » « crude oil » ... [10]

Il se trouve sous terre à des profondeurs généralement se situent entre 600 et 8 000 mètres de *profondeur* mais il existe des *gisements* plus profonds [12].

Il est décelé à l'aide des techniques de prospection (grâce à une sorte d'"échographie" du sous-sol ou "sismique réflexion") et on l'extrait à l'aide de forage pour servir de matière première à l'industrie de raffinage et de pétrochimie [11].

2.3 Composition du pétrole brut :

2.3.1 Hydrocarbures aliphatiques saturés ou alcanes ou paraffines :

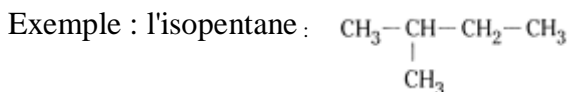
Ils sont constitués d'un enchaînement d'atomes de portant chacun de 0 à 3 atomes d'hydrogène (sauf pour le plus d'entre eux, le méthane : CH₄). Chaque carbone est toujours lie à autres atomes (soit carbone, soit hydrogène) ; leur formule générale est : C_nH_{2n+2}

Ils peuvent être structurés en chaînes droites :

Ce sont paraffines normales ou n-alcanes, de formule développée : CH₃- (CH₂)_n-CH₃

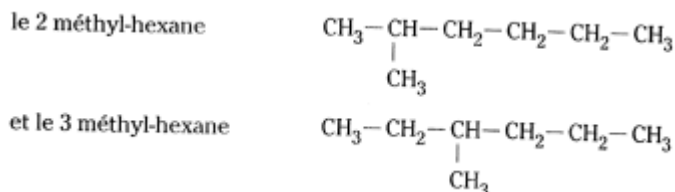
Leur point d'ébullition s'élevé avec le nombre d'atomes de carbone. Dans les premiers termes, l'addition d'un carbone augmente le point d'ébullition d'environ 25°C; cet incrément est ensuite plus faible. La masse volumique croit avec le poids moléculaire : 0,626 kg/l pour le pentane (5 atomes de carbone), 0,791 kg/l pour le pentacosane (25 atomes de carbone), elle reste toujours très inférieure à 1.

Un atome d'hydrogène (ou plusieurs) peut être substitué par un carbone ou une chaîne hydrocarbonée : ce sont les iso-paraffines du iso-alcanes.



Ces branchements peuvent se situer à différents emplacements de la chaîne, d'où la possibilité, à nombre d'atomes de carbone égal, de molécules différentes, isomères.

Exemples :

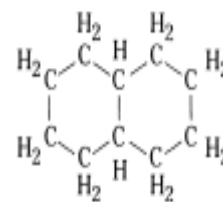


2.3.2 Hydrocarbures cycliques saturés ou cyclanes ou naphènes :

Dans ces il y a cyclisation de tout ou partie du squelette carbone. Le nombre de carbone du cycle ainsi forme peut varier.

Ils ont des températures d'ébullition et des masses volumiques supérieures à celles des alcanes à même nombre d'atomes de carbone. Dans les pétroles bruts, les cycles les plus fréquemment rencontrés sont ceux à cinq ou six atomes de carbone. Dans ces cycles, chaque atome d'hydrogène peut être substitué par une chaîne paraffinique (dite alkyle) droite ou ramifiée.

La formule générale des cyclanes comprenant un seul cycle est C_nH_{2n} . On trouve également des cyclanes constitués de 2, 3, 4 ... cycles accolés. Ainsi la decaline :

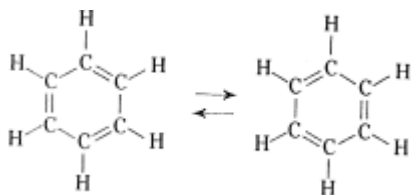


2.3.3 Hydrocarbures aromatiques :

Ce sont des hydrocarbures cycliques poly-insaturés présents en forte concentration dans les pétroles bruts. La présence dans leur formule d'au moins un cycle à trois doubles liaisons conjuguées leur confère des propriétés remarquables. En effet, les premiers termes (benzène, toluène, xylènes) sont des matières premières fondamentales de la pétrochimie (ils contribuent également à augmenter l'indice d'octane d'une essence) alors que les homologues supérieurs sont en général néfastes (problèmes d'environnement, de santé publique, de détérioration de l'activité de catalyseurs par leur capacité à former du coke...).

Le motif élémentaire commun à tous ces hydrocarbures aromatiques est le cycle benzénique (formule

de Kekulé) :



Il est souvent représenté par :

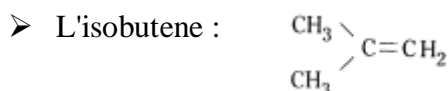
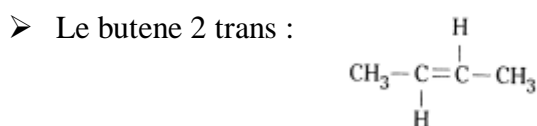
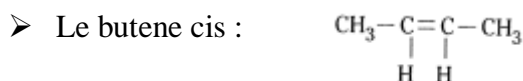


Leur formule générale est : $C_n H_{2n-6}$

2.3.4 Hydrocarbures aliphatiques insaturés, ou oléfine ou alcènes :

Dans ceux-ci, certains atomes de carbone de la molécule ne sont plus liés qu'à trois atomes, ce qui implique la présence d'une ou plusieurs doubles liaisons carbone-carbone.

Compte tenu de cette double liaison, on rencontrera une situation en isomères beaucoup plus complexe pour les oléfines que pour les familles précédentes. Par exemple les butènes C_4H_8 sont :



2.3.5 Autres composés :

2.3.5.1 Composés organiques hétéro-atomiques :

- **Composés soufrés :**

Le soufre est l'hétéro-élément le plus répandu dans les pétroles bruts. Sa concentration peut aller de 0,1 à plus de 8% en poids. Cette teneur est d'ailleurs corrélée avec la densité du brut et donc sa qualité

- **Composés oxygénés :**

Les bruts contiennent généralement moins d'oxygène que de soufre. Bien que peu abondant, l'oxygène peut jouer un rôle non négligeable, en particulier, il est responsable de l'acidité des pétroles.

- **Composés azotés :**

Dans les pétroles bruts, l'azote se retrouve préférentiellement dans les fractions de point d'ébullition supérieur à 250°C et est particulièrement concentré dans les résines et les asphaltènes.

2.3.5.2 Composés Organo-métalliques :

Dans les fractions les plus lourdes tels que résines et asphaltènes, se trouvent des atomes métalliques comme le Nickel et le Vanadium.

2.3.5.3 Composés chimiquement mal définis :

- **Asphaltènes :**

Ils sont constitués d'une accumulation de feuilles poly-aromatiques condensés reliées par des chaînes saturées. Ce sont des solides noirs, brillants, dont la masse moléculaire peut varier de 1000 à 100000. Les asphaltènes sont obtenus au laboratoire par précipitation à l'heptane normal

- **Résines :**

Ce sont en général des molécules à caractère aromatique et renfermant des hétéro-éléments (N, O, S et parfois Ni et V) : leur masse moléculaire peut varier de 500 à 1000. [15]

2.4 Classification des pétroles bruts :

L'industrie pétrolière classe généralement le pétrole brut en fonction de Facteur de Caractérisation K_{UOP} , de sa Densité et de sa teneur en soufre.

2.4.1 Classification par Facteur de Caractérisation K_{UOP} :

Le facteur de caractérisation désigné par K_{UOP} est l'un des plus anciens facteurs de caractérisation définis à l'origine par Watson, Nelson, et Murphy de l'Universal Oil Products (UOP) au milieu des années 1930 [13].

C'est une relation entre la masse volumique d'une petite fraction quelconque de brut et sa température d'ébullition à pression atmosphérique :

$$k_{UOP} = \frac{\sqrt[3]{\frac{T_{Eb}}{1.8}}}{Sp.Gr}$$

Avec :

- T_{eb} : Température en Kelvin
- $Sp.Gr$: Specific gravity $d^{15,5}_{15,5}$ (densité à 60 °F)

Donc, on peut dire que c'est un pétrole :

- Aromatiques pures : $K_{UOP} = 10$
- Naphtènes purs : $K_{UOP} = 11$
- Chaînes et cycles de poids équivalent : $K_{UOP} = 12$
- Paraffines pures : $K_{UOP} = 13$

2.4.2 Classification par Densité :

La densité est définie par le poids d'un volume de produit à 15,6 °C divisé sur le poids du même volume d'eau à 4°C [14].

$$d_4^{15,6} = \frac{\text{le poids d'un volume de produit à 15,6 °C}}{\text{poids du meme volume d'eau à 4°C}}$$

Dès les premières années de l'industrie pétrolière, l'American Petroleum Institute (API) a adopté la gravité API (°API) comme mesure de la densité du pétrole brut. La gravité API est calculée à partir de l'équation suivante [14] :

$$^{\circ}\text{API} = \frac{141,5}{\text{Sp. Gr}} - 131,5$$

La classification selon le degré API est comme suite :

- Brut Léger : $\text{API} > 34$
- Brut moyen : $26 < \text{API} < 34$
- Brut lourd : $\text{API} < 26$

2.4.3 Classification par Teneur en Soufre :

Les pétroles bruts contiennent des hydrocarbures sulfurés, de l'hydrogène sulfure dissous, et parfois même du soufre de suspension [15]. Il est très cru de classer le pétrole selon sa teneur en soufre comme suite :

- BTS (Sweet crude) : $S < 0.5\%$
- MTS (Intermédiaire crude) : $0,5 < S < 2,5$
- HTS (Sour Crude) : $S > 2.5$

2.5 Analyse du pétrole brut :

2.5.1 Distillation TBP :

L'acronyme TBP provient de « True Boiling Point », terme anglais signifiant « point d'ébullition véritable », Cette méthode, utilise une opération de distillation discontinue qui incorpore plus de 100 plateaux théoriques et un rapport de reflux élevé. De nos jours, cette courbe est produite par des techniques de spectrométrie de masse, beaucoup plus rapidement et plus précisément que par

distillation discontinue [10].

Cette analyse donne une image presque exacte de la composition d'un pétrole brut, par la mesure de la température d'ébullition des constituants qui le composent [15].

Chaque fraction distillée subie les analyses suivantes :

- La température de distillation (Point initial et Point finale)
- Le pourcentage distillé en %Pds et en % Vol

2.5.2 Distillation ASTM :

Ce test est effectué sur des fractions de pétrole brut à l'aide d'un appareil simple conçu pour faire bouillir le liquide à tester et condenser les vapeurs au fur et à mesure qu'elles sont produites. Les températures des vapeurs sont notées pendant la distillation et sont tracées en fonction du distillat récupéré. Comme un seul étage d'équilibre est utilisé et que le reflux n'est pas renvoyé, la séparation des composants est faible. Ainsi, le point d'ébullition initial (IBP) de l'ASTM est supérieur au point correspondant du TBP et le point d'ébullition final (FBP) de l'ASTM est inférieur à celui de la courbe du TBP [10].

2.6 Le raffinage, une étape clé :

Le pétrole brut n'est pas utilisé tel qu'il est, mais transformé en différents produits finis : carburants, combustibles, matières premières pour la pétrochimie et autres produits spécifiques (bitumes, huiles lubrifiantes). [11]

C'est l'objectif du raffinage : mettre à la disposition du consommateur des produits de qualité, dans le respect de normes précises, notamment environnementales, et aux quantités requises par le marché. Cette étape regroupe différents procédés [11] :

2.6.1 Procédés de Séparation :

La première étape du raffinage est le fractionnement du pétrole brut dans des tours de distillation atmosphérique. Le pétrole brut chauffé est physiquement séparé en diverses fractions, ou fractions de distillation directe, différenciées par leurs plages de points d'ébullition et classées par ordre de volatilité décroissante en : gaz, distillats légers, distillats moyens, gazole et résidus. [17]

2.6.2 Procédés de Conversion :

Après les opérations de séparation, la proportion d'hydrocarbures lourds reste encore trop importante. Pour répondre à la demande en produits légers, on casse ces molécules lourdes en deux ou plusieurs molécules plus légères. L'un des procédés de conversion est le craquage. [18]

2.6.3 Procédés d'Amélioration :

Ils consistent à réduire fortement ou éliminer les molécules corrosives ou néfastes à l'environnement, en particulier le soufre. Ils visent à améliorer la qualité de l'air ambiant : ils permettent d'optimiser l'efficacité des technologies de traitement catalytique des gaz d'échappement des véhicules. [18]

Chapitre 03 : Reformage catalytique

3 Reformage catalytique :

3.1 Introduction :

Dans les années 1930, les voitures ont connu un développement rapide et remarquable, ce qui a fait augmenter la demande en essence, autant en quantité qu'en qualité. Le craquage catalytique se développe et le reformage thermique des coupes essence est déjà en place. Le reformage catalytique, un procédé de raffinage de l'essence qu'a connu le jour aux États-Unis, fournit également une partie importante de l'approvisionnement en aromatiques de l'industrie pétrochimique. Le reformage catalytique a essentiellement pour but de convertir des fractions pétrolières à faible indice d'octane (40 à 60) (souvent appelées naphta) base de carburant à indice d'octane élevé. Cette amélioration est principalement due à la forte augmentation de la teneur en aromatiques.

L'avenir du reformage catalytique dépend en partie des contraintes que les lois environnementales continueront d'introduire. Avec le développement d'unités produisant moins de benzène, plus de reformat et d'hydrogène. [19]

3.2 Définition du reformage catalytique :

Le reformage catalytique constitue le trait dominant du développement de l'industrie du raffinage d'après-guerre et figure parmi les premiers procédés utilisés à grande échelle dans cette industrie avec catalyseur multifonctionnel. [21]

Le reformage catalytique est un procédé clé de fabrication des essences, il est principalement destiné pour améliorer sa qualité, il permet la transformation avec des rendements relativement bons des hydrocarbures ayant un faible indice d'octane de première distillation en une base pour carburant à indice d'octane élevé. [20]

3.3 Objectif du procédé CCR de reformage du naphta :

Octanizing® est le nom de marque déposée de la Partie concédante (Axens) pour le procédé de reformage faisant appel à la régénération catalytique en continu. [20]

Le procédé Octanizing® a pour but de produire un reformat à haut indice d'octane, l'un des principaux composants du stock d'essence, ainsi qu'un gaz riche en hydrogène. [20]

La charge Octanizing® est soit du naphta de distillation directe, soit du naphta de craquage, généralement mélangé à du naphta de distillation directe. En raison de la présence systématique de contaminants et des caractéristiques spécifiques du naphta de craquage, un pré-traitement du naphta plus ou moins élaboré est toujours nécessaire. [20]

Octanizing® est un procédé de reformage catalytique du naphta, basé sur la technologie dont la Partie concédante est propriétaire. Il comporte deux sections [20] :

- Le reformage catalytique du naphta proprement dit, comprenant réacteurs, réchauffeurs, récupération de l'effluent et stabilisation.
- La circulation du catalyseur et la régénération continue mettant en jeu la technologie de manipulation de solides et de lit mobile.

Les réactions de reformage ont lieu dans les réacteurs catalytiques à lit mobile, desquels le catalyseur est retiré, puis régénéré et recyclé. La circulation du catalyseur et la régénération s'effectuent sur une base continue avec un contrôle automatique complet de toutes les opérations. [20]

Une température élevée (aux alentours de 500 °C) est nécessaire pour favoriser les réactions chimiques qui améliorent l'indice d'octane. D'où le besoin d'effectuer un préchauffage de la charge pour ce procédé. [20]

De plus, certaines des réactions souhaitables sont fortement endothermiques, ce qui conduit à séparer la majeure partie du catalyseur sur plusieurs réacteurs avec des réchauffeurs intermédiaires. [20]

Les hautes performances du procédé Octanizing® sont essentiellement dues au fonctionnement à basse pression associé aux températures élevées, ce qui, dans les réacteurs conventionnels à lit fixe, conduit à une très faible longueur de cycle. Par conséquent, Octanizing® implique une régénération catalytique continue. [20]

La régénération continue élimine le besoin d'arrêter la régénération des précédentes unités de reformage à lit fixe. Elle réduit également le volume de catalyseur dans l'unité, tout en permettant un haut rendement et un haut niveau de qualité du reformat. [20]

3.4 Chimie des procédés :

La charge de naphta pour une unité de reformage CCR contient en principe des paraffines en C₆ à C₁₁, des naphthènes et des aromatiques. Ce procédé de reformage a pour but de produire des aromatiques à haut indice d'octane à partir de paraffines et de naphthènes, destinés à servir de composants de mélange à haut indice d'octane. [20]

Les naphthènes se convertissent en composés aromatiques rapidement et de manière efficace. Ce n'est pas le cas des paraffines, qui exigent des conditions sensiblement plus sévères et, malgré cela, la conversion reste longue et inefficace. [20]

Avec ce procédé, la conversion se fait en faisant passer le naphta sur un lit de catalyseur bimétallique, dans quatre réacteurs adiabatiques, en présence d'hydrogène à température relativement élevée et à basse pression. En travaillant dans ces conditions de basse pression et de température élevée, le rythme de dépôt de coke sur le catalyseur est relativement élevé. [20]

Dans ce cas, un procédé de type « semi-régénération » n'est pas pratique et il est nécessaire de disposer d'une unité de régénération catalytique en continu. Avec ce procédé, le catalyseur est retiré de la section de réaction avec un rythme fixe, régénéré dans l'unité de régénération catalytique en continu, puis renvoyé frais dans la section de réaction. [20]

Le rythme de retrait et de régénération du catalyseur assure de disposer d'un catalyseur fortement actif en permanence, avec une faible teneur en carbone et une teneur contrôlée en chlorure/eau. Cela permet de maximiser les rendements de dégagement de gaz à la fois de reformat et d'hydrogène de haute qualité. [20]

3.4.1 Réactions fondamentales :

Les réactions chimiques impliquées dans les procédés de reformage sont de deux types [20] :

- Les réactions souhaitables, c'est-à-dire les réactions conduisant à une augmentation de l'indice d'octane ainsi qu'à une production d'hydrogène d'une grande pureté. Ce sont les réactions qu'il y a lieu de favoriser.
- Les réactions négatives, c'est-à-dire les réactions conduisant à une diminution de l'indice d'octane, une baisse de pureté d'hydrogène ou une perte de rendement des produits. Ce sont les réactions qu'il y a lieu de réduire.

La chaleur des réactions mentionnées ci-après ainsi que leurs rythmes relatifs sont nécessaires pour comprendre le procédé. Leur liste est donnée dans le Tableau ci-dessous pour pouvoir facilement s'y reporter. Un catalyseur sert à favoriser les réactions souhaitables aux dépens de celles qui ne le sont pas, grâce à son action sur la cinétique de réaction. [20]

Remarque :

- ✓ Lorsque la réaction est favorisée par la fonction métallique du catalyseur, la mention (m) figure sur le résumé de la réaction. [20]
- ✓ Lorsque c'est la fonction acide du catalyseur qui favorise la réaction, la mention (a) figure sur le résumé de la réaction. [20]

Tableau 1 : Réactions de reformage-Chaleur de réaction-Vitesse relative de réaction

Réactions	Chaleur de réaction (1) kcal/mol	Vitesse relative (2) env.
Déshydrogénation des naphènes	- 50	30
Déshydrocyclisation des paraffines	- 60	1 (base)
Isomérisation : Paraffines Naphènes	+ 2 + 4	3
Craquage	+ 10	

(1) Chaleur de réaction < 0 = réaction endothermique

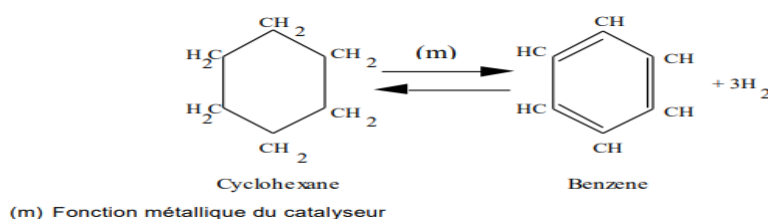
(2) Pour pression inférieure à 12 kg/cm²g.

3.4.1.1 Réactions souhaitables avec production d'hydrogène :

A. Déshydrogénation des naphènes :

Les composés naphéniques tels que cyclohexane, méthyl-cyclohexane, di-méthyl-cyclohexane jusqu'aux naphènes C₁₀ sont déshydrogénés respectivement en benzène, toluène, xylènes, aromatiques en C₉ et C₁₀ avec la production de 3 moles d'hydrogène par mole de naphène. [20]

La réaction du cyclohexane, par exemple, s'écrit de la façon suivante :



Remarque :

Le cyclohexane et le benzène sont généralement représentés schématiquement de la façon suivante :



Du point de vue thermodynamique, la réaction est hautement endothermique et est favorisée par les hautes températures et les basses pressions. De plus, plus le nombre d'atomes de carbone est

élevé, plus la production d'aromatiques est équilibrée. [20]

D'un point de vue cinétique, la vitesse de réaction augmente avec la température et n'est pas influencée par la pression partielle d'hydrogène. La vitesse de réaction est élevée par rapport à d'autres réactions. Elle augmente aussi avec le nombre d'atomes de carbone. Dans les conditions opérationnelles sélectionnées, la réaction est très rapide et presque totale. Elle est favorisée par la fonction métallique (m) du catalyseur. Du fait qu'elle procure un produit à haut indice d'octane, il est extrêmement souhaitable de favoriser cette réaction. Voir les indices d'octane ci-dessous [20] :

Tableau 2 : Indice d'octane des composés souhaitable

		IOR	IOM
•	Cyclohexane =	83	77,2
•	Méthylcyclohexane =	74,8	71,1
•	1.3 diméthylcyclohexane =	71,7	71,0
•	Benzène =	114,8	> 100
•	Toluène =	120	103,5
•	m-Xylène =	117,5	115,0

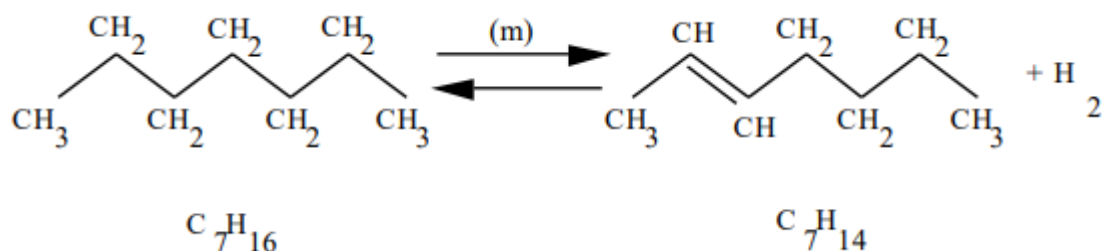
RON : Research Octane Number (indice d'octane recherche - IOR)

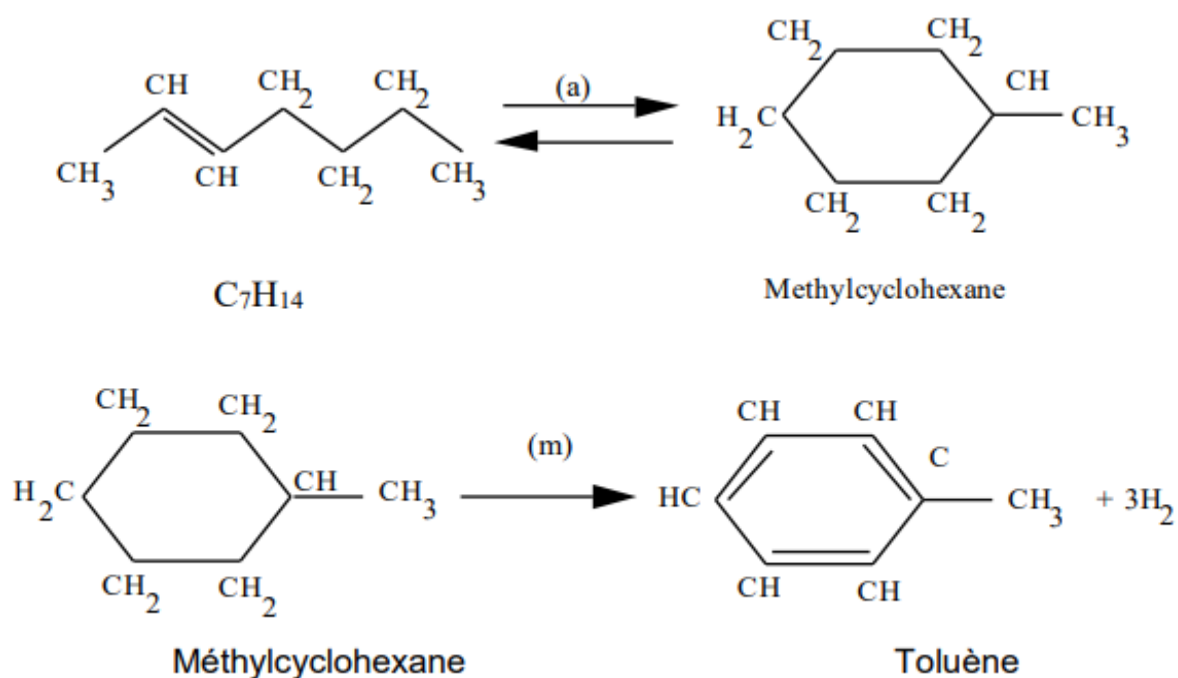
MON : Motor Octane Number (indice d'octane moteur - IOM)

B. Dés-hydro-cyclisation des paraffines :

Il s'agit d'un procédé à plusieurs étapes qui s'applique soit aux paraffines normales (linéaires), soit aux iso-paraffines (ramifiées). Ce procédé met en jeu une déshydrogénation avec dégagement d'une mole d'hydrogène suivi par un réarrangement moléculaire pour former un naphène et la déshydrogénation du naphène qui s'ensuit. Le réarrangement moléculaire permettant de former un naphène est la réaction la plus difficile à favoriser. Cependant, l'aromatisation du naphène qui s'ensuit procure une augmentation appréciable de l'indice d'octane. [20]

La réaction peut se résumer comme suit :





L'étape de dés-hydro-cyclisation des paraffines se simplifie à mesure que la masse moléculaire de la paraffine augmente. Cependant, la tendance des paraffines à l'hydrocraquage augmente simultanément. [20]

D'un point de vue cinétique, la vitesse de dés-hydro-cyclisation augmente avec les faibles pressions et les hautes températures mais globalement, aux conditions de fonctionnement sélectionnées, cette vitesse est beaucoup plus faible que celle de la déshydrogénation du naphène (30/1). La réaction est favorisée à la fois par les deux fonctions catalytiques, la fonction métallique et la fonction acide. [20]

3.4.1.2 Effet des paramètres sur la déshydrogénation des naphènes et la dés-hydro-cyclisation des paraffines :

Les tableaux ci-dessous résument l'effet des principaux paramètres géant les réactions de déshydrogénation et de dés-hydro-cyclisation :

Tableau 3 : Effet des paramètres sur la déshydrogénation des naphènes

Augmentation de :	Effet sur la déshydrogénation dû :	
	à la thermodynamique	à la cinétique
Pression	diminution	indifférent
Température	augmentation	augmentation
Ratio H2/HC (1)	légère diminution	légère diminution

(1) Ratio de l'hydrogène pur (mole) sur l'alimentation en hydrocarbures (mole).

Tableau 4 : Effet des paramètres sur la dés-hydro-cyclisation des paraffines

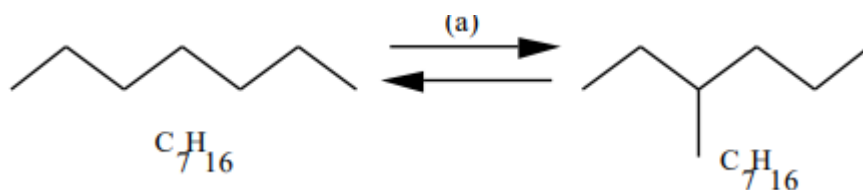
Augmentation de :	Effet sur la déshydrocyclisation dû :	
	à la thermodynamique	à la cinétique
Pression	diminution	diminution
Température	augmentation	augmentation
Ratio H ₂ /HC	légère diminution	légère diminution

La thermodynamique détermine l'équilibre pouvant être atteint en théorie (c'est-à-dire si le temps est infini). La cinétique détermine la vitesse de réaction, c'est-à-dire les possibilités d'atteindre un état proche de l'équilibre en un temps fini. [20]

3.4.1.3 Réactions souhaitables pour l'amélioration de l'indice d'octane sans production d'hydrogène :

▪ Isomérisation des paraffines linéaires :

La réaction est la suivante :



Ces réactions sont rapides, légèrement exothermiques et sont sans incidence sur le nombre d'atomes de carbone. L'équilibre thermodynamique des iso-paraffines par rapport aux paraffines dépend essentiellement de la température. La pression n'a pas d'incidence. [20]

Tableau 5 : Équilibres des iso-N paraffines

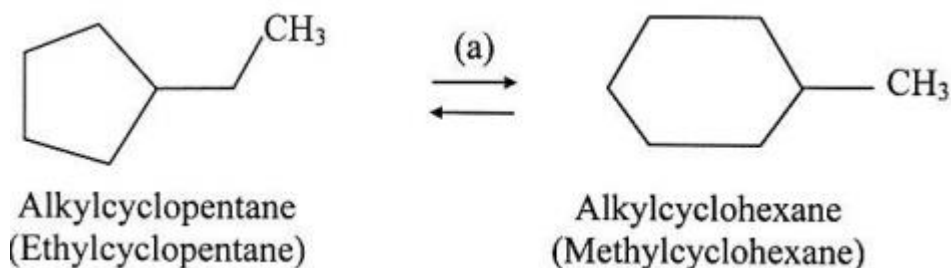
Atome de carbone	C4	C5	C6	C7	C8
% isoparaffine à 500 °C	44	58	72	80	88

L'isomérisation des paraffines produit une légère augmentation de l'indice d'octane. D'un point de vue cinétique, les hautes températures favorisent l'isomérisation mais la pression partielle d'hydrogène est indifférente. Ces réactions sont favorisées par la fonction acide du support de catalyseur. [20]

▪ Isomérisation des naphènes :

L'isomérisation d'un alkyl-cyclopentane en alkyl-cyclohexane implique un réarrangement annulaire et elle est souhaitable en raison de la déshydrogénation de l'alkyl-cyclohexane en

aromatique qui s'ensuit. En raison de la difficulté inhérente au réarrangement annulaire, le risque d'ouverture de l'anneau pour donner de la paraffine est élevé. La réaction est légèrement endothermique. La réaction peut se résumer comme suit [20] :



Théoriquement, à la température de fonctionnement sélectionnée (environ 500 °C), la thermodynamique limite la formation d'alkyl-cyclohexane. Or la déshydrogénation de l'alkyl-cyclo-hexane en aromatique qui s'ensuit décale la réaction dans la direction souhaitée. Ce type de réaction est également plus simple pour les nombres d'atomes de carbone plus élevés. L'augmentation de l'indice d'octane est significative lorsqu'on considère le produit final (aromatique) comme le montre le tableau ci-après [20] :

Tableau 6 : Indice d'octane des composés désirer

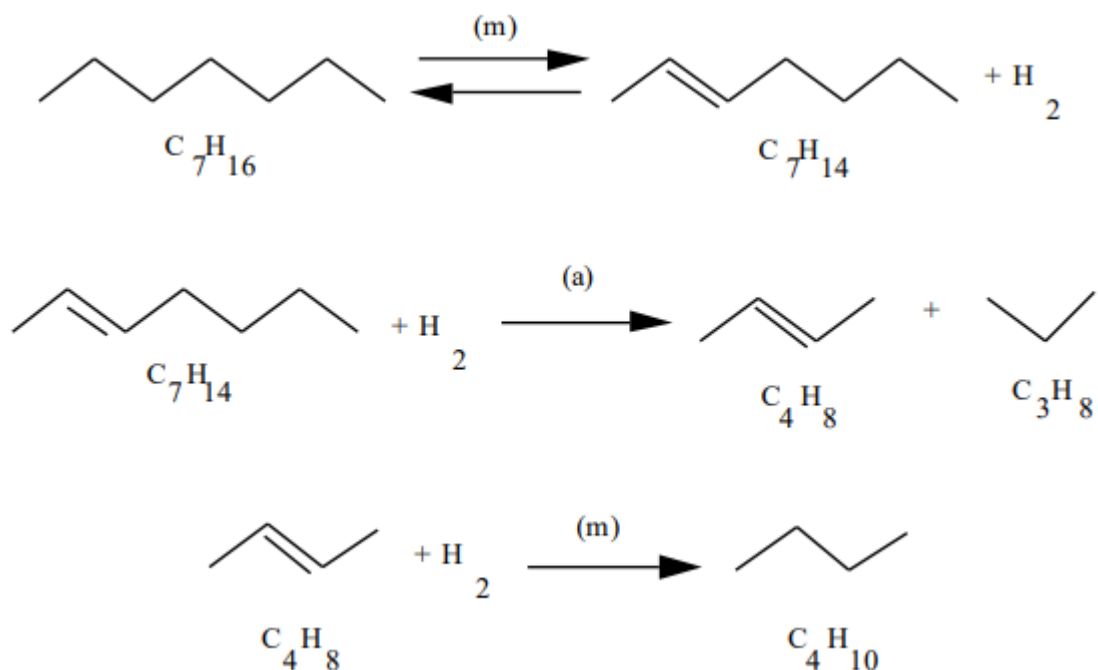
		IOR	IOM
•	Ethylcyclopentane =	67,2	61,2
•	Méthylcyclohexane =	74,8	71,1
•	Toluène =	120	103,5

3.4.1.4 Réactions négatives :

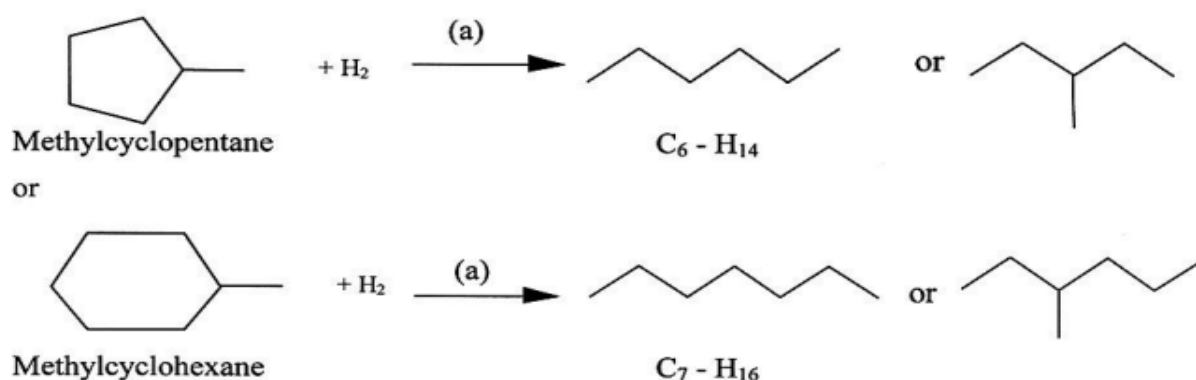
▪ Craquage :

Les réactions de craquage comprennent les réactions d'hydrocraquage et d'hydrogénolyse. [20] L'hydrocraquage affecte soit les paraffines (normales ou iso), soit les naphthènes. Il implique à la fois la fonction acide et la fonction métallique du catalyseur. Dans une certaine mesure, il constitue une réaction parallèle à la dés-hydro-cyclisation des paraffines. Il peut se schématiser en une première étape de déshydrogénation impliquant la fonction métallique du catalyseur, suivie par une rupture de l'oléfine résultante et l'hydrogénation de l'oléfine à chaîne courte qui s'ensuit.

La deuxième réaction est favorisée par la fonction acide du catalyseur. [20]



La première réaction implique les mêmes réactifs que la dés-hydro-cyclisation et est également catalysée par la fonction métallique. L'hydrocraquage affecte également les naphènes et la réaction globale peut se résumer de la manière suivante [20] :



Aux conditions de fonctionnement sélectionnées, la réaction d'hydrocraquage pourrait être quasiment complète. Fort heureusement, elle est quelque peu limitée par sa cinétique. [20]

Comparant à la réaction souhaitable qui lui est simultanée (la dés-hydro-cyclisation), l'hydrocraquage devient significatif à mesure que la température augmente. Ce phénomène est également favorisé aux pressions élevées. [20]

Les principaux effets de l'hydrocraquage sont les suivants :

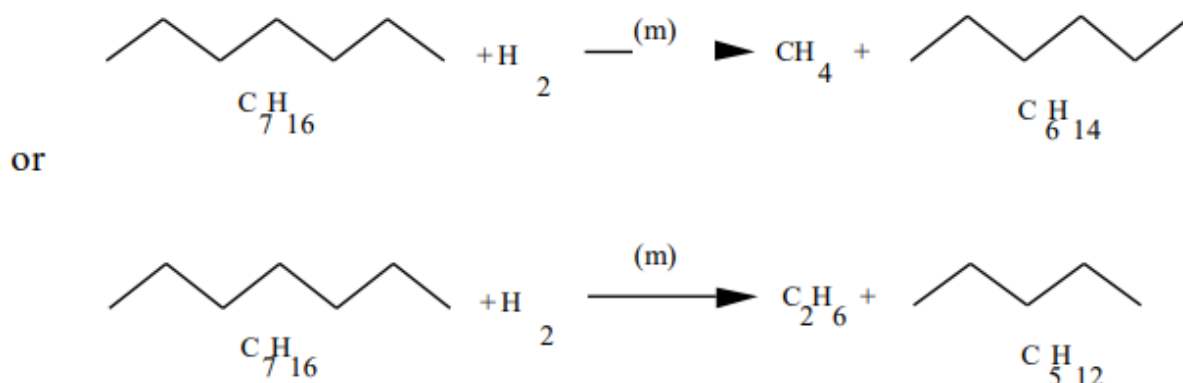
- Une diminution des paraffines dans le reformat provoquant une augmentation du pourcentage d'aromatiques (c'est-à-dire une augmentation de l'indice d'octane) et une perte de rendement du reformat [20]

- Une diminution de production d'hydrogène.
- Une augmentation de production de GPL.

▪ Hydrogénolyse :

Cette réaction indésirable a quelques similitudes avec l'hydrocraquage puisqu'elle implique une consommation d'hydrogène et une rupture moléculaire. Elle est cependant favorisée par la fonction métallique du catalyseur et conduit à des hydrocarbures plus légers $C_1 + C_2$, ayant même mois de valeur que le GPL ($C_3 + C_4$).

Il est possible de la schématiser de la façon suivante [20] :

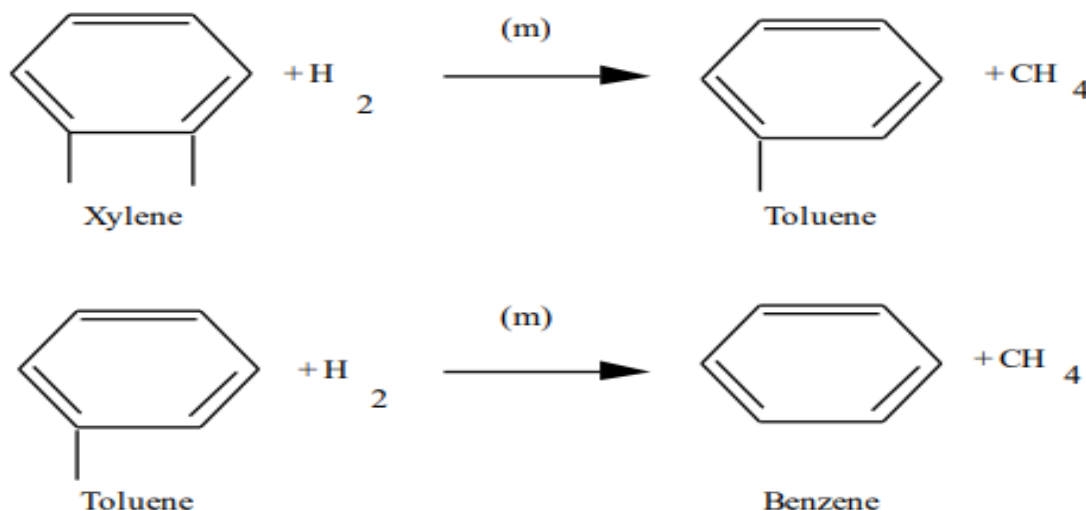


Comme l'hydrocraquage, elle est exothermique et favorisée par les hautes pressions et les hautes températures. L'hydrogénolyse et l'hydrocraquage peuvent tous les deux provoquer des réactions d'emballage compte tenu de leur caractère exothermique. [20]

▪ Hydro-dés-alkylation :

L'hydro-dés-alkylation est la rupture du radical ramifié ($-CH_3$ ou $-C_2H_5$) d'un anneau aromatique. Le Xylène (deux groupes de radicaux) peut être désalkylé pour donner du toluène (un groupe de radicaux), lequel peut à son tour être désalkylé pour donner du benzène. [20]

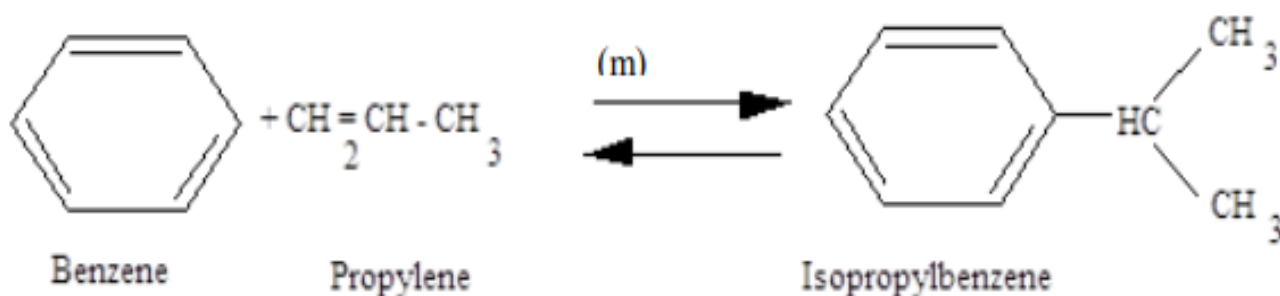
La représentation standard est la suivante :



L'hydro-dés-alkylation consomme de l'hydrogène et produit du méthane. Elle est favorisée par les hautes pressions et les hautes températures, et par la fonction métallique du catalyseur. Aux conditions de fonctionnement et avec le catalyseur sélectionné, cette réaction n'est pas significative. [20]

▪ Alkylation :

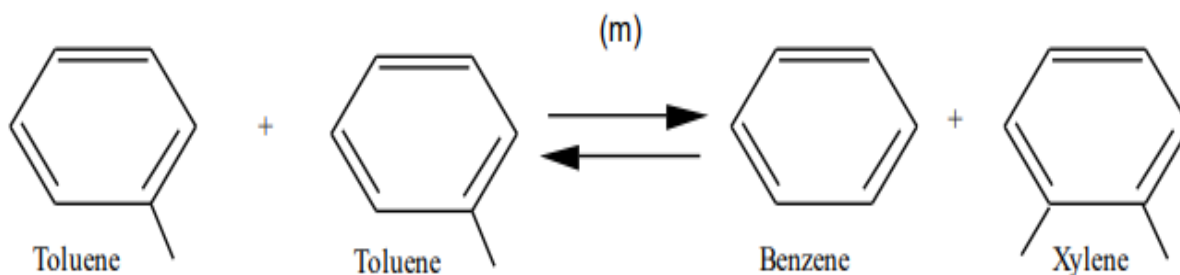
L'alkylation est une réaction de condensation qui ajoute une molécule d'oléfine sur un anneau aromatique. Elle donne une aromatique avec une masse moléculaire plus importante. La réaction s'écrit de la façon suivante [20] :



Cette réaction est favorisée par la fonction métallique du catalyseur, ne consomme pas d'hydrogène. Cependant, elle conduit à des molécules plus lourdes, ce qui peut augmenter le point final du produit. De plus, les hydrocarbures à haute masse moléculaire ont une forte tendance à former du coke. Cette réaction doit être évitée. [20]

▪ Transkylation (dismutation des alkyles) :

Deux anneaux de toluène (un radical CH_3 ramifié) peuvent subir une réaction de dismutation pour donner un anneau de benzène (sans radical ramifié) et un anneau de xylène (deux radicaux ramifiés) comme le montre la réaction [20]



Cette réaction est favorisée par la fonction métallique du catalyseur, se produit seulement en présence de conditions extrêmes de température et de pression. Elle est négligeable avec le catalyseur sélectionné et aux conditions de fonctionnement choisies. [20]

▪ Cokage :

La formation de coke sur le catalyseur résulte d'un groupe très complexe de réactions chimiques dont le mécanisme détaillé n'est pas entièrement connu. La formation de coke est liée aux produits

lourds insaturés tels que les aromatiques polynucléaires (ou polycycliques pouvant être déshydrogénés), résultant de la charge ou de la polymérisation d'aromatiques impliqués dans certaines réactions de reformage (dés-hydro-cyclisation, dismutation, etc.). Des traces d'oléfines lourdes ou de dioléfines peuvent également résulter des réactions du procédé Octanizing® : (dés-hydro-cyclisation, alkylation, par exemple) et favoriser la formation de coke. [20]

Un haut point d'ébullition de la charge signifie probablement une plus grande quantité de poly-aromatiques et donc une plus forte tendance au cokage. La polymérisation étant favorisée à température élevée, une mauvaise répartition dans un réacteur favorise les températures localement élevées et l'accumulation de coke. Le dépôt de coke sur le support de catalyseur réduit la surface de contact active et réduit grandement l'activité du catalyseur. [20]

Malheureusement, une faible pression favorise la formation de coke. C'est pourquoi un reformage à basse pression tel que le procédé Octanizing® (qui présente de nombreux avantages) exige un catalyseur régénéré en continu. Dans le procédé Octanizing®, la boucle de régénération catalytique continue maintient une faible teneur en coke contrôlée sur le catalyseur tout en fonctionnant à basse pression. [20]

Chapitre 04 : Caractéristiques des essences

4 Caractéristiques des essences :

4.1 Définition :

L'essence désigne les carburants et les combustibles liquides et volatils utilisés dans les moteurs à allumage commandé (essence moteur). Elle n'est pas généralement une fraction simple obtenue en raffinerie, mais un mélange de produits provenant de divers procédés auxquels on ajoute des additifs pour permettre de satisfaire les exigences du marché. Les essences produites en raffinerie sont des liquides incolores fortement inflammables. Ce sont les fractions du pétrole de température d'ébullition comprise entre 30°C et 200°C allant de C₅ à C₁₀. Elles sont obtenues à partir des procédés suivants [22] :

- Distillation atmosphérique
- **Reformage catalytique**
- Isomérisation catalytique
- Craquage catalytique
- Hydrocraquage
- Polymérisation catalytique
- Cokéfaction
- Alkylation catalytique

L'étude des spécifications des essences a pour but d'analyser l'influence des différentes caractéristiques sur la puissance, la consommation, et le démarrage du moteur.

4.2 Propriétés physiques :

La masse volumique, la volatilité exprimée par la courbe de distillation et la pression de vapeur constituent les caractéristiques physiques des carburants les plus importantes, pour obtenir un fonctionnement satisfaisant du véhicule en toutes circonstances.

4.2.1 Masse volumique :

Elle est généralement mesurée à 15°C et s'exprime en kg/l et varie avec la température selon la relation : $\rho = \rho_{15} - H(T - 15)$ Où :

T : représente la température en °C,

ρ et ρ_{15} : la masse volumique respectivement à T °C et à 15 °C ;

H : est un coefficient numérique qui, pour les essences, est proche de 0.00085.

Elle caractérise dans une certaine mesure la puissance du moteur et la consommation en carburant. Si

la masse volumique diminue, la consommation spécifique augmente inversement. En effet, l'utilisateur préfère le carburant le plus dense possible, compatible avec les spécifications, car il lui offre le meilleur PCI volumique et la plus basse consommation spécifique en litres par 100 km. On estime à ce sujet qu'un accroissement de la masse volumique de 4 à 5% entraîne une réduction de consommation de 3 à 5 %. [15]

Elle varie suivant la qualité de l'essence et le pays. En Algérie, on produit seulement essence sans plomb les spécifications donnent :

- Essence sans plomb : la masse volumique se varie entre : 0,725 Kg/l et 0,780 Kg/l à 15°C [23].

Ainsi, la masse volumique « pratique » peut être nettement inférieure aux spécifications.

Connaissant l'influence que peut avoir la variation de la densité sur le rendement d'un moteur, elle doit donc être bien encadrée.

4.2.2 Volatilité :

▪ Distillation ASTM :

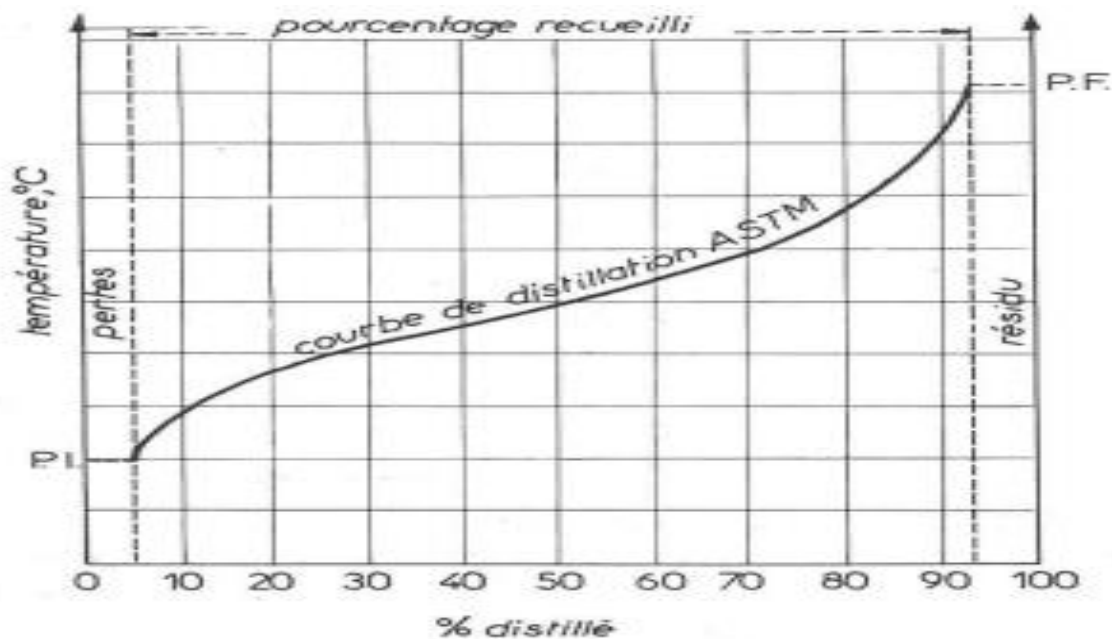


Figure 5 : La courbe de distillation des essences est une distillation ASTM [14]

La distillation ASTM est une distillation simple de l'essence qui s'effectue au laboratoire. Elle permet de connaître le point initial et final ainsi que les points 5, 10, 30, 50, 70, 90, 95, avec l'évaluation de la quantité de perte et du résidu non volatil qui doivent être conformes aux spécifications de l'essence commerciale. La courbe ASTM de l'essence caractérise la composition de ce dernier à savoir les facilités des démarrages du moteur et la dilution de l'huile de carter et l'usure

des chemises.[15]

Les spécifications sont les suivantes :

- Température du point initial (PI) : qui correspond à l'apparition de la première goutte de liquide
- Température du point final (PF) : qui est la température maximale relevée au cours de l'essai. L'allure de la courbe ASTM situe la volatilité des constituants qui se trouvent dans le produit. Une exigence de volatilité : est souvent traduite par un pourcentage distillé minimum à une température donnée.

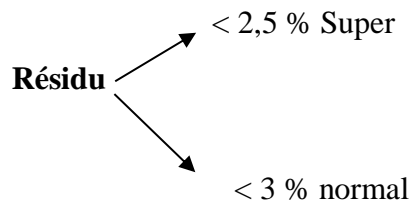
Une limitation en lourds peut être obtenue en fixant une température maximal pour le point final du produit.

10% à 70 °C : correspond au démarrage à froid

50% au moins à 140 °C : correspond au véhicule en plein de régime

95% au moins à 195°C : correspond aux conditions sévères

PF ≤ 205 °C



▪ Pression de vapeur Reid :

Appelée également Tension de Vapeur Reid (TVR), elle mesure la tendance d'un liquide à s'évaporer pour une température donnée. Un liquide est d'autant plus volatil que sa pression de vapeur est forte. La tension de vapeur Reid ou TVR se détermine au laboratoire suivant la norme ASTM D 323 pour les essences pour déterminer la pression développée par les vapeurs des produits pétroliers contenus dans une bombe normalisée à température donnée 37.8°C (100°F). Pour les essences, elle est comprise entre 350 et 1000 mbar ; Des intervalles de PVR selon les saisons doivent être respectés car la volatilité du carburant doit être suffisante pour assurer, par temps froid, le démarrage rapide et la mise en action satisfaisante du véhicule.

Inversement, lors du fonctionnement à chaud, il convient de limiter la volatilité afin d'éviter certains incidents. On a : [24]

TVR= 0.650 kg/cm² en été. ; TVR= 0.800 kg/cm² en hiver

4.3 Propriétés thermiques :

4.3.1 La chaleur de vaporisation :

La chaleur de vaporisation constitue théoriquement une caractéristique importante pour la préparation du mélange carburant. En fait, cette grandeur reste sensiblement constante pour tous les carburants classiques de l'ordre de 335 j/g. [24]

4.3.2 Le pouvoir calorifique :

Le pouvoir calorifique varie généralement peu pour l'ensemble des carburants classiques. La valeur moyenne est de l'ordre de 31700 kJ/l. A l'intérieur d'une même catégorie de produit, les écarts extrêmes de pouvoir calorifique volumique dépassent rarement 3%. [24]

4.4 Propriétés chimiques :

4.4.1 L'indice d'octane :

L'indice d'octane est une propriété essentielle des carburants auto. Elle caractérise l'aptitude du carburant à brûler correctement dans un moteur d'allumage commandé. [25]

Pour un moteur donné, l'apparition d'un fonctionnement anormal lié au carburant se traduit par un bruit métallique appelé cliquetis et par un échauffement du moteur. [25]

▪ Le cliquetis et ses conséquences :

Le principe du cycle d'un moteur à quatre temps et l'évolution de pression dans la chambre sont rappelés sur le schéma ci-dessous :

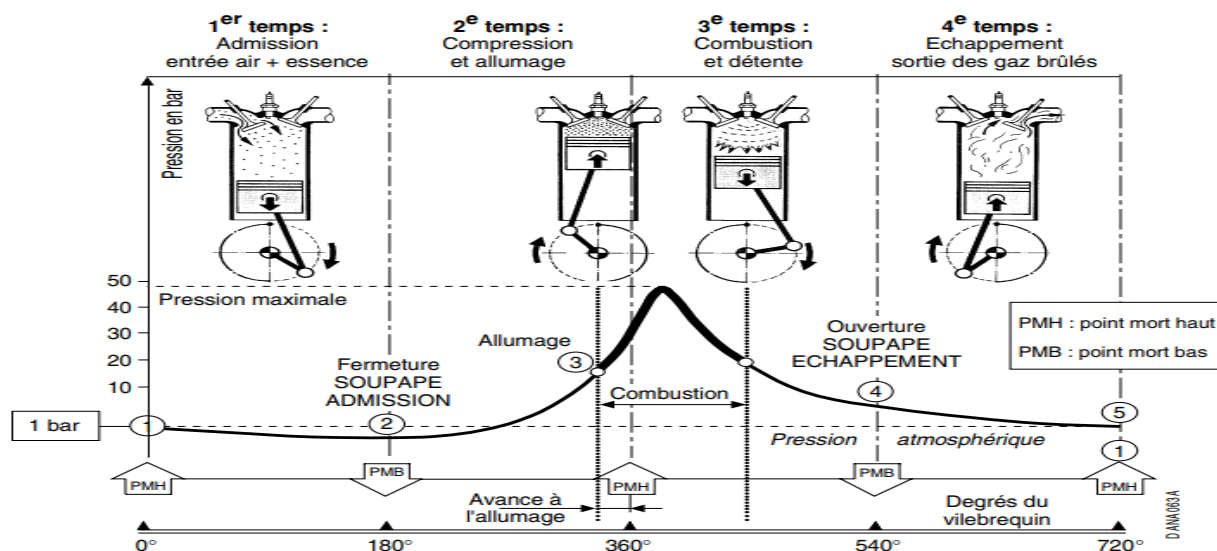


Figure 6 : Le principe du cycle d'un moteur à quatre temps et l'évolution de pression dans la chambre

Dans des conditions de fonctionnement classiques, on peut observer les valeurs suivantes :

- Durée de la combustion : 1 à 2 millièmes de seconde
- Avance à allumage : de 4 à 25° de vilebrequin
- Pression maximale de 35 à 50 bars

Le cliquetis est dû à une auto-inflammation instantanée, en un point de la chambre de combustion, du carburant au lieu que celui-ci subisse une combustion rapide mais progressive avec une propagation normale du front de flamme issu de l'allumage par l'étincelle de la bougie. Le cliquetis apparait donc dans le mélange carburé qui est atteint en dernier par le front de flamme. [25]

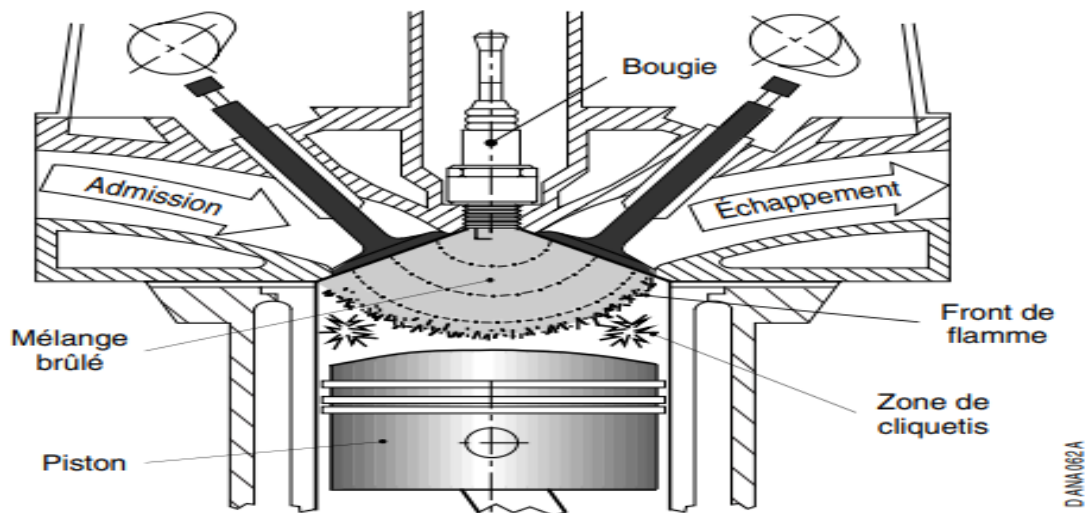


Figure 7 : Combustion de l'essence avec l'apparition de cliquetis

Cette partie non encore brûlée, ou charge résiduelle, mélange d'air et de carburant vaporisé, se trouve portée dans les conditions de pression et de température telles qu'elle peut s'auto-enflammer brutalement avant d'être atteinte par le front de flamme. [25]

Les diagrammes ci-dessous montrent les vibrations de la phase gazeuse dues à l'augmentation locale de la pression. Les vibrations frappent la tête de piston et provoquent le bruit caractéristique du cliquetis. [25]

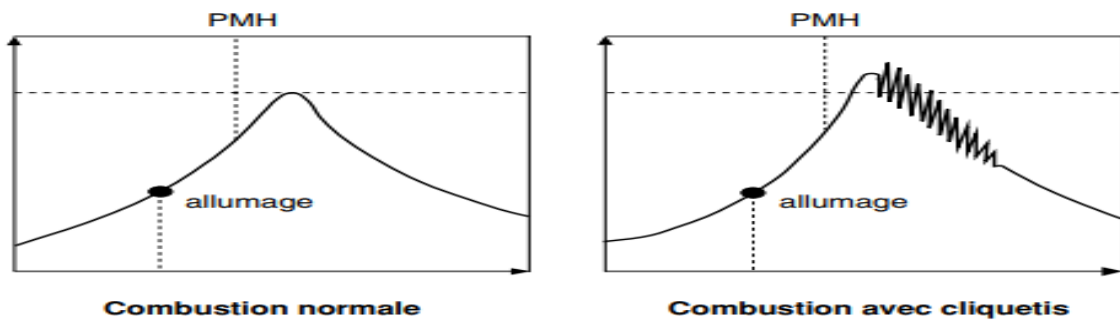


Figure 8 : diagrammes qui montrent les vibrations de la phase gazeuse dues à l'augmentation locale de la pression

Conséquences en cas de cliquetis intense et prolongé [25] :

- Surcharge du système de refroidissement et augmentation de température (détérioration du joint de culasse) pouvant aboutir à la casse du moteur
- Détériorations mécaniques : érosion de la culasse et du piston. Détérioration des bougies et des soupapes.

Pour un carburant donné l'apparition du cliquetis dépend d'un nombre important de facteurs [26] :

- ✓ Conditions atmosphériques : pression – température
- ✓ Forme de la chambre de combustion
- ✓ Réglage de la carburation (richesse)
- ✓ Vitesse de rotation du moteur
- ✓ Réglage de l'avance à l'allumage
- ✓ Rapport volumétrique ou taux de compression du moteur qui est défini à partir des volumes de la chambre dans les deux positions extrêmes du piston le point mort haut (PMH) et le point mort bas (PMB).
- ✓ Dans les moteurs usuels les taux de compression sont compris **entre 8 et 11**

$$\text{Taux de compression} = \frac{\text{Volume de la chambre PMB}}{\text{Volume de la chambre PMH}}$$

4.4.2 Moteur C.F.R. :

Pour déterminer la capacité de résistance au cliquetis d'un carburant donné on utilise un moteur normalisé mis au point par la « COOPERATIVE FUEL RESEARCH » (C.F.R). C'est un moteur monocylindrique tournant à vitesse constante. Pour faire apparaître ou disparaître le cliquetis on peut agir sur le taux de compression variable grâce au déplacement de l'ensemble cylindre – culasse par rapport au bâti du moteur. La mesure du cliquetis est réalisée par un détecteur dont l'extrémité est placée dans la chambre de combustion. Le signal est amplifié et transmis à l'appareil de mesure, le « knockmeter ». [25]

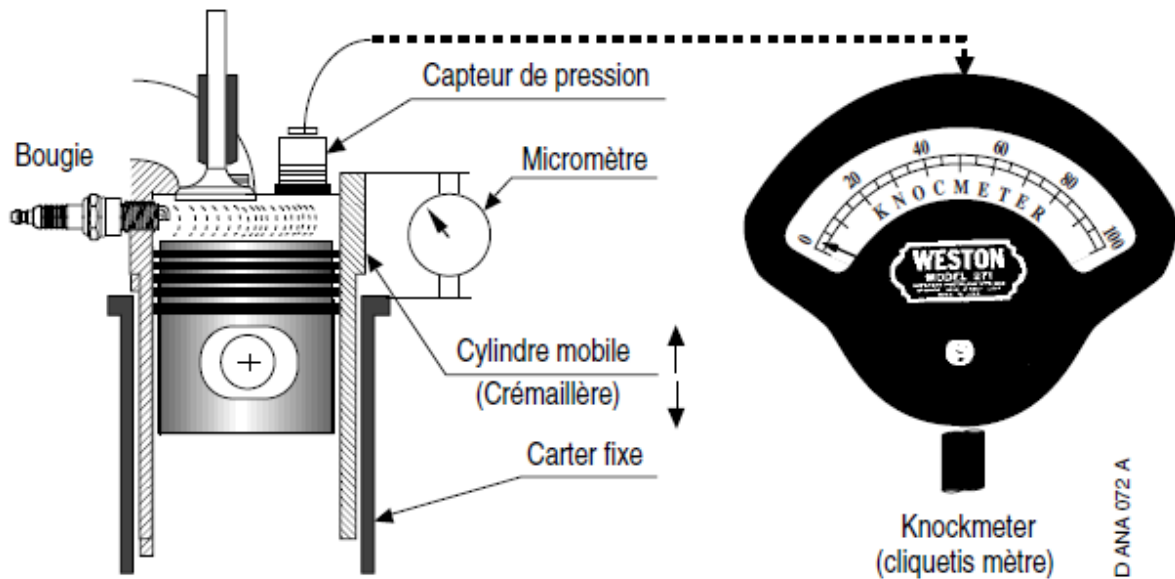


Figure 9 : Moteur CFR

4.4.2.1 Principe de mesure :

On constitue un mélange de 2 carburants étalons qui sont :

- ✓ L'heptane-normal qui cliquette facilement, auquel on a affecté l'indice d'octane 0.
- ✓ L'iso-octane (2,2,4-triméthylpentane) qui a une très bonne résistance au cliquetis, auquel on a attribué 100.

Par définition l'indice d'octane de ce carburant est donné par le pourcentage volumique d'iso-octane dans le mélange de normal-heptane et d'iso-octane. [25]

4.4.2.2 Méthodes normalisées :

Deux méthodes principales sont utilisées pour les carburants automobiles. Elles diffèrent notamment par la vitesse de rotation du moteur C.F.R et par la température du mélange carburé à l'admission. [25]

- **Méthode Recherche ou F1 (NF EN ISO 5164 : 2005) :**

Indice d'octane recherche RON : La vitesse de rotation est de 600 tr/mn et le mélange carburé est admis à température ambiante. On obtient ainsi l'indice d'octane Recherche. [25]

- **Méthode Moteur ou F2 (NF EN ISO 5164 : 2005) :**

Indice d'octane moteur MON : La vitesse de rotation du moteur C.F.R est de 900tr/mn et la température du mélange carburé à l'admission est de l'ordre de 150°C. [25]

4.4.2.3 Sensibilité du carburant :

Compte tenu des conditions sévères de la mesure de l'indice d'octane moteur MON est généralement inférieur à l'indice d'octane recherche RON. La différence (RON – MON) est appelée **sensibilité** d'un carburant. [25]

Une spécification du MON ou de sensibilité est une garantie de bon comportement du carburant en conditions sévères d'utilisation. [25]

4.4.2.4 Répartition de l'octane : Mesure de ΔR [25]

Lors d'une accélération brutale, dans la pratique c'est la phase de conduite où le cliquetis se manifeste le plus, le moteur aspire essentiellement pendant cette phase les fractions « **légères** » du carburant qui n'ont pas forcément le même indice d'octane que celui du carburant lui-même.

Pour tenir compte de ce facteur dans la prévision du comportement des carburants dans une automobile, ESSO STANDARD a mis au point une nouvelle méthode :


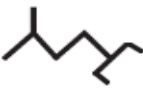
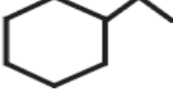
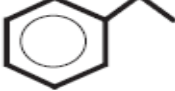

La **méthode ΔR** entre l'indice d'octane des fractions légères du carburant et celui du carburant complet.

$$\Delta R = \text{RON du carburant} - \text{RON des fractions légères}$$

On parle souvent du ΔR 100 : dans ce cas les fractions légères sont constituées par la fraction du carburant qui distille jusqu'à 100°C. En général, le ΔR est positif et on cherche à élaborer des carburants dont le ΔR est aussi faible que possible, assurant ainsi une bonne répartition de l'octane.

L'indice d'octane des Hydrocarbures :

Tableau 7 : Indice d'octane des hydrocarbures existents dans les pétroles bruts

	← Existent dans les pétroles bruts →				← Produits dans les craquages →
	PARAFFINES		NAPHTÈNES	AROMATIQUES	OLÉFINES
	Paraffines normales en chaîne droite	Isoparaffines en chaîne ramifiée			
					
Masse volumique à l'état liquide	faible	faible	moyenne	élevée	faible
Indice d'octane Recherche (RON)	très faible	élevé	moyen	très élevé	assez élevé
Sensibilité	très faible	très faible	faible	élevée	très élevée

4.4.2.5 Additifs améliorant le nombre d'octane des carburants :

En dehors des hydrocarbures, certains produits organiques oxygénés comme les alcools et les éthers sont désormais utilisés dans la formulation des essences. Il s'agit principalement du méthanol, de l'éthanol, des propanols et butanols, ainsi que des éthers méthyliques ou éthyliques obtenus à partir d'oléfines en C4 et C5 : methyltertiobutylether (MTBE), ethyltertiobutylether (ETBE) et tertioamylméthyléther (TAME). Tous ces produits se caractérisent par des RON très élevés, jusqu'à 120-130 pour le méthanol et l'éthanol ; les MON sont également largement supérieurs mais la sensibilité (RON-MON) est importante, de l'ordre de 15 à 20 points [26]. N'empêche que les stratégies futures visent à minimiser l'utilisation de toutes sortes d'additif. [27]

Chapitre 05 :
Influence des paramètres du reforming catalytique

5 Influence des paramètres du reforming catalytique :

5.1 Température :

Dans l'unité Octanizing® la quantité de coke sur le catalyseur est maintenue à un niveau bas constant par la régénération continue. Par conséquent, un réglage de la température est nécessaire seulement dans les cas suivants [20] :

- Pour modifier l'indice d'octane du reformat
- Pour traiter une quantité de charge différente
- Pour traiter une qualité de charge différente
- Pour compenser une perte d'activité passagère due à un empoisonnement temporaire
- Pour compenser le vieillissement du catalyseur constaté au bout de plusieurs années

Une augmentation de la température en entrée du réacteur entraîne [20] :

- Une augmentation de la conversion des composés non aromatiques de l'alimentation, principalement des paraffines. Or, du fait que la réaction d'hydrocraquage est d'avantage favorisée que la cyclisation des paraffines, le résultat final est le suivant :
 - Une augmentation de l'indice d'octane, mais une diminution de la production de reformat
 - Une augmentation du dépôt de coke, compensé par une augmentation de la circulation de catalyseur pour maintenir au même niveau la teneur en coke du catalyseur.

5.2 Vitesse spatiale :

La vitesse spatiale est la quantité de charge d'alimentation liquide, exprimée en masse (ou en volume) qui est traitée par heure, divisée par la quantité de catalyseur dans les réacteurs, exprimée aussi en masse (ou en volume). La masse (ou le volume) de charge d'alimentation et de catalyseur doit être exprimé(e) dans la même unité. Masse de la charge d'alimentation (par heure). [20]

Vitesse spatiale horaire en masse :

$$WHSV = \frac{\text{Weight of feed (per hour)}}{\text{Weight of catalyst in reactors}}$$

Vitesse spatiale horaire liquide :

$$LHSV = \frac{\text{Volume of feed at 15°C (per hour)}}{\text{Volume of catalyst in reactors}}$$

La valeur inverse de la vitesse spatiale horaire liquide, à savoir $(LHSV)^{-1}$, est liée au temps de séjour de la charge dans le réacteur. La vitesse spatiale influence donc directement la cinétique des réactions de reformage. [20]

Une baisse de la vitesse spatiale signifie une augmentation du temps de séjour, par conséquent une sévérité accrue, ce qui se traduit par une augmentation de l'indice d'octane, une plus faible production de reformat et davantage de dépôt de coke. [20]

Lors d'un changement de vitesse d'alimentation, il en découle une recommandation importante:

- Toujours commencer par réduire la température à l'entrée du réacteur et réduire ensuite le débit d'alimentation ;
- Toujours commencer par augmenter le débit d'alimentation et augmenter ensuite la température

5.3 Pression :

Théoriquement, plus la pression est faible, plus la production de reformat et la pureté de l'hydrogène sont élevées.

La pression en entrée du dernier réacteur est généralement considérée comme étant la plus représentative pour la présente discussion.

Il y a cependant peu de flexibilité dans la mesure où l'unité et le compresseur de recyclage sont conçus pour une pression donnée. Le fait d'abaisser la pression de fonctionnement au-dessous de la pression de design se traduit par une chute de pression plus élevée et est limitée par la puissance de design du compresseur de recyclage.

L'action de l'opérateur sur la pression est limitée :

- L'augmentation de la pression de service est limitée par la pression de design des équipements
- L'abaissement de la pression de service est limité par la puissance de design et le volume d'aspiration du compresseur de recyclage.

▪ Pression partielle d'hydrogène et ratio H₂/HC :

Le ratio H₂/HC est le ratio d'hydrogène pur dans le gaz de recyclage (en mole/heure) sur le débit d'alimentation (en mole/heure).[20]

$$\frac{H_2}{HC} = \frac{\text{Pure hydrogen (mole/hr) in recycle}}{\text{Naphtha flow rate (mole/hour)}}$$

La pression partielle d'hydrogène est liée au ratio H₂/HC. Du fait de la faible flexibilité de la pression

totale dans la pratique, la pression partielle d'hydrogène est essentiellement réglée par le flux de recyclage. [20]

L'hydrogène de recyclage est nécessaire à l'opération de reformage pour des raisons de stabilité du catalyseur. Il a pour effet de balayer les produits de réaction et les matériaux condensables du catalyseur et de fournir au catalyseur de l'hydrogène immédiatement disponible. Une augmentation du ratio H_2/HC entraîne le naphta à travers les réacteurs à une plus grande vitesse et fournit une dissipation thermique plus importante pour la réaction endothermique. Il en résulte en définitive une plus grande stabilité.[20]

Un ratio H_2/HC plus faible diminue la pression partielle d'hydrogène et augmente la formation de coke. Sur la plage de fonctionnement typique, le ratio H_2/HC a peu d'influence sur la qualité ou le rendement de la production. Ce n'est pas une variable que l'opérateur règle en général, elle est définie à la conception sur la base d'un compromis économique entre le dimensionnement des équipements, c'est-à-dire des compresseurs de recyclage, des réchauffeurs et de l'unité de régénération.[20]

De plus, pour une unité donnée, la quantité de recyclage est limitée par les caractéristiques du compresseur de recyclage (puissance, débit à l'aspiration).[20]

5.4 Qualité de l'alimentation :

La charge d'alimentation a toujours été hydrotraitée avec l'objectif d'éliminer soufre, azote, métaux et, dans le cas de naphthas de craquage, oléfines et dioléfines. On suppose que la charge d'alimentation prétraitée.[20]

La qualité de l'alimentation, une fois hydrotraitée, s'exprime principalement par son analyse chimique et sa plage de distillation.[20]

Chapitre 06 : Catalyseur du procédés

6 Catalyseur du procédé :

6.1 Introduction :

A l'heure actuelle, les catalyseurs constituent le cœur des procédés industriels et ils conditionnent leurs évolutions futures. Ils accélèrent par leurs propriétés une transformation. Outre son effet accélérateur, ils peuvent avoir un effet orienteur permettant d'obtenir sélectivement les produits désirés.[28]

6.2 Définition d'un catalyseur :

Les catalyseurs sont des substances poreuses qui se présentent sous forme de bâtonnets ou de billes, ils agissent avec leurs surfaces : les molécules de la charge se déposent sur la surface ainsi que dans les pores et se transforment sur cette dernière. La composition chimique du catalyseur doit être adaptée aux transformations souhaitées ce qui explique la diversité des formules catalytiques. Aussi, l'action d'un catalyseur sur une réaction s'appelle une catalyse.

Lorsque le catalyseur est soluble dans le milieu réactionnel, la catalyse impliquée est homogène; lorsque le catalyseur constitue une phase distinct de la phase réactionnelle la catalyse correspondante est qualifiée hétérogène ; dans la majorité des cas qui recouvrent la catalyse hétérogène, le catalyseur est un solide poreux et c'est par contact avec ce solide que se transforment les réactifs gazeux ou liquide d'où l'expression "catalyse de contact" que l'on utilise encore pour désigner la catalyse hétérogène. Ce dernier présente à l'heure actuelle, et vrai semblablement pour une longue période encore, une évolution industrielle considérable. [29]

6.3 Propriétés mécaniques et physiques :

Les caractéristiques principales d'un catalyseur, outre ses propriétés mécaniques et physiques, sont les suivantes [20] :

- **L'activité** qui exprime l'aptitude du catalyseur à augmenter la vitesse des réactions en jeu. Elle est mesurée par la température à laquelle le catalyseur doit être utilisé pour produire un reformat d'un indice d'octane donné, pour une charge donnée et à des conditions de fonctionnement données.
- **La sélectivité** exprime l'aptitude du catalyseur à favoriser des réactions souhaitables plutôt que d'autres. Dans la pratique, elle est mesurée par les rendements de C₅⁺ reformat et hydrogène, pour une charge et un indice d'octane donné, et à des conditions de fonctionnement données.
- **La stabilité** caractérise le changement dans le temps des performances du catalyseur (c'est à dire son activité, sa sélectivité) lorsque les conditions de fonctionnement et la charge sont

stables. C'est surtout le dépôt de coke qui affecte la stabilité, par son inhibition de l'acidité du catalyseur et la diminution de la surface de contact métallique. Des traces de métal dans la charge affectent également la stabilité de façon négative. La stabilité se mesure en général par la quantité de charge traitée par masse unitaire de catalyseur (c'est-à-dire en m³ de charge par kg de catalyseur). La production de reformat C₅⁺ en masse dans des conditions stables est aussi une mesure indirecte de la stabilité. [20]

6.4 Nature du Catalyseur de reformage catalytique CR 401 :

Il est constitué de l'alumine chlorée sur laquelle sont dispersés des métaux (platine, rhénium ...), son prix est très élevé et il faut utiliser environ 70 tonnes dans une unité qui traite 100 t/h de charge. Le catalyseur de platine et d'étain à base d'alumine de grande pureté CR 401 sert au reformage du naphta lourd. Ce catalyseur est fabriqué par Axens et il est disponible sous forme sphérique. CR 401 est un catalyseur de reformage bimétallique, platine-étain, mis au point pour produire une essence à haut indice d'octane à partir de naphta de distillation directe. Il a été conçu pour le procédé de reformage à régénération continue. [29]

Tableau 8 : Les différentes propriétés du catalyseur CR401

Propriétés générales		
Diamètre	1.8	Mm
Platine (Pt)	0.3	Masse%
Perte au feu (à 900°C)	1	Masse%
Surface	200	M ² /g
Volume total des pores	60	Cm ³ /100g
Densité du lit mobile	650	Kg/m ³
Densité statique du lit	670	Kg/m ³
Résistance à l'attrition (méthode AIF)	99.5	Masse%



Figure 10 : Illustration du catalyseur CR40

6.5 Caractéristiques du catalyseur d'octanizing® :

Les catalyseurs sont constitués d'un catalyseur multi-métallique formé de platine et de promoteurs métalliques sur un support d'alumine. [20]

Les principales caractéristiques sont les suivantes [20] :

- Support d'alumine haute pureté présentant une forte résistance à l'attrition.
- Stabilité et sélectivité élevées du fait du platine associé à d'autres métaux (promoteurs)
- Régénération élevée, idéale pour les opérations de régénération en continu
- Forte rétention des chlorures.

L'association des qualités mentionnées ci-dessus et de la régénération en continu procure les avantages suivants [20] :

- Rendement de reformat élevé
- Rendement d'hydrogène élevé
- Coefficient en service élevé
- Longue durée de vie
- Faible stock de catalyseur
- Faibles coûts d'exploitation

6.6 Mécanisme du catalyseur [20] :

A. Activité : fonctions métalliques et acide :

Le catalyseur a une influence sur les vitesses de réaction de par ses deux fonctions différentes : métallique et acide, qui favorisent différents types de réaction.

Les réactions de déshydrogénation et d'hydrogénation sont étendues par le métal du catalyseur.

Les réarrangements de structure moléculaire (de linéaire à cyclique, par exemple) qui impliquent une réorganisation des liaisons carbone sont essentiellement catalysés par la fonction acide du support.

Du fait de son activité d'hydrogénation et de dés-hydrocyclisation élevée, le platine a été sélectionné pour le métal de base du catalyseur. Des promoteurs ont été ajoutés pour améliorer la sélectivité et la stabilité du catalyseur.

Le support est de l'alumine de haute pureté (fonction acide) qui intervient essentiellement pour la cyclisation des paraffines en aromatiques.

En bref, les principales réactions impliquées dans les procédés de reformage sont catalysées essentiellement soit par le support, soit par les fonctions métalliques, comme indiqué ci-dessous :

- Déshydrogénation Fonction métallique
- Déshydrocyclisation Fonctions métallique + acide
- Isomérisation Fonction acide
- Hydrogénolyse Fonction métallique
- Hydrocraquage Fonctions métallique + acide

B. Fonction métallique [20] :

Pour une activité catalytique maximale, le métal doit être fortement dispersé sur le support en alumine et au-dessous de la taille maximale possible de particules (la valeur effective est de l'ordre de 1.10^{-6} mm). Cette forte dispersion et cette taille micrométrique des particules, résultant du procédé spécial de fabrication, doivent être maintenues durant la vie du catalyseur en mettant en place des conditions de fonctionnement appropriées.

Une diminution des performances de la fonction métallique peut être causée par :

- Un empoisonnement de la phase métallique
- Une altération de la phase métallique sur le support.
- En effet, il peut se produire un frittage de la phase métallique durant la première étape de régénération (combustion du coke), en raison des hautes températures locales et du haut niveau de pression partielle de l'eau. L'étape d'oxy-chloration, qui succède à la combustion du coke, permet une bonne redispersion de cette phase métallique.
- Une réduction humide conduit également au frittage de la phase métallique

C. Fonction acide :

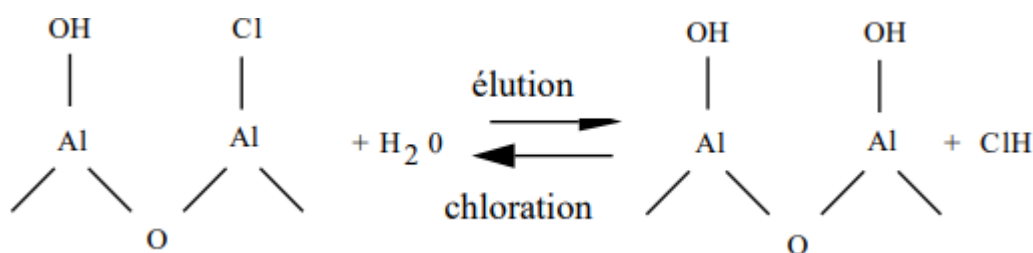
Il faut un certain niveau d'acidité du support de catalyseur pour promouvoir certaines des réactions souhaitées (isomérisation, déshydrocyclisation), ce qui conduit par conséquent à une maximisation des performances souhaitées (production de reformat, rendements en hydrogène ou en indice

d'octane). Le niveau optimal d'acidité change quelque peu en fonction de ces performances souhaitées. [20]

L'acidité du catalyseur dépend de la quantité de chlore fixée sur le catalyseur à la fabrication. En fonctionnement, la teneur en chlore du catalyseur varie en fonction de l'humidité du gaz de recyclage et de l'éluion à l'eau du chlore, ce qui se produit surtout pendant l'étape de combustion du coke, en raison de la formation d'eau de combustion. [20]

C'est pourquoi ce niveau doit être ajusté pendant l'oxychloration et maintenu dans une plage comprise entre 0,9 % à 1,1 % en masse. [20]

La structure chimique du support de catalyseur et les procédés de chloration et d'éluion du chlore à l'eau peuvent se représenter de la façon simplifiée suivante :



Selon la théorie simplifiée, généralement acceptée aujourd'hui, le niveau d'acidité optimal (qui varie en fonction des performances requises) est fonction du ratio des liaisons -OH sur les liaisons -Cl, qui sont adsorbées à la surface du catalyseur. Ce ratio est à son tour fonction de la teneur en eau et en HCl du gaz de recyclage du fait de l'équilibre existant entre l'eau et HCl dans le gaz de recyclage, et des liaisons -OH et -Cl sur le catalyseur. [20]

i. Excès d'humidité

Le bon niveau d'acidité du catalyseur est contrôlé par l'équilibre entre H₂O et HCl. Un excès d'eau dans le gaz de recyclage décalera l'équilibre en direction d'un excès de liaisons -OH, ce qui a pour conséquence une réduction de l'activité. [20]

ii. Manque d'humidité

Inversement, si la quantité d'eau dans le gaz de recyclage est trop faible (cas peu fréquent), le catalyseur est réputé trop sec et l'équilibre entre -OH et -Cl se décale en direction de -Cl. Autrement dit, le catalyseur est alors surchloré, ce qui signifie que sa fonction acide est exacerbée (tendance à l'hydrocraquage). Bien entendu, une surchloration du catalyseur peut simplement provenir de la présence accidentelle de chlore, ou d'un apport incontrôlé dans la charge. [20]

Il faut également mentionner deux autres phénomènes possibles :

- Lorsqu'un catalyseur est excessivement sec (c'est-à-dire qu'il a été utilisé avec une insuffisance en eau pendant un certain temps), il présente une fonction acide très élevée, ce que révèle une activité d'hydrocraquage accrue.
- Lorsqu'un catalyseur (notamment en cas de catalyseur excessivement sec) est soumis à un afflux anormal d'eau (quantité d'eau dans le gaz de recyclage supérieure à 50 ppm en volume), il peut arriver que l'eau déplace le chlore des premiers réacteurs vers le dernier réacteur, entraînant une augmentation temporaire de la fonction acide et de l'activité d'hydrocraquage dans le dernier réacteur.

Pour conclure, pour un fonctionnement optimal de l'unité d'Octanizing® :

- La teneur en eau dans le gaz de recyclage doit être maintenue entre 15 et 25 ppm en volume et il convient que la teneur en HCl associée soit de l'ordre de 1 ppm en volume. Il faut noter que la détermination de la teneur en HCl n'est pas très faible
- La teneur en chlore du catalyseur régénéré doit être maintenue entre 0,9 % et 1,1 % en masse. Les opérateurs peuvent régler la vitesse d'injection de chlore dans la zone d'oxychloration du régénérateur, sur la base de l'analyse du catalyseur.

D. Altération de l'activité du catalyseur [20] :

La liste des causes et des conséquences de la perte d'activité du catalyseur (à la suite d'un déséquilibre de la fonction acide ou de la fonction métallique) est donnée au Tableau.

Tableau 09 : Les causes et les conséquences de la perte d'activité du catalyseur

	Diminution de la fonction acide	Augmentation de la fonction acide	Diminution de la fonction métallique
Causes	<ul style="list-style-type: none"> Élution du chlore en raison d'une forte teneur en eau dans le gaz de recyclage ; Composés d'azote (perte de Cl par NH₄Cl) : voir Contaminants du catalyseur ; 	<ul style="list-style-type: none"> Catalyseur surchloré en raison de : <ul style="list-style-type: none"> chloration lors de la régénération ; chlore dans la charge ; ou trop faible teneur en eau dans le gaz de recyclage ; Forte teneur en eau dans le gaz de recyclage (dysfonctionnement) sur un catalyseur très sec (l'augmentation de la fonction acide est temporaire) ; 	<ul style="list-style-type: none"> Empoisonnement réversible temporaire par du soufre ; Empoisonnement permanent par des métaux (voir Contaminants du catalyseur) ; Mauvaises conditions de régénération et/ou de réduction.
Conséquences	<ul style="list-style-type: none"> Baisse de l'indice d'octane Baisse de production de GPL Augmentation de production de Cl liée à la coupure C1-C4 Augmentation de la pureté du gaz de recyclage Augmentation du rendement de produit liquide 	<ul style="list-style-type: none"> Légère augmentation de l'indice d'octane Baisse de production liquide et de rendements H₂ Augmentation de production de GPL Diminution de production de C1 liée à la coupure C1-C4 Augmentation de la pureté du gaz de recyclage 	<ul style="list-style-type: none"> Forte diminution de l'indice d'octane Baisse de delta T dans le premier réacteur Baisse de production de C1 + C2 Augmentation de production liquide Forte diminution de la production de H₂ Diminution de la pureté du gaz de recyclage

6.7 Contaminants du catalyseur :

Les contaminants du catalyseur sont classés en deux catégories : les poisons temporaires (parfois également appelés inhibiteurs) et les poisons permanents. [20]

Les poisons temporaires sont ceux qui peuvent être éliminés du catalyseur sans couper l'installation et pour lesquels l'activité propre du catalyseur et sa sélectivité sont rétablies une fois que le contaminant disparaît. [20]

Si les opérateurs maintiennent les conditions de fonctionnement appliquées avant l'empoisonnement, l'effet des poisons temporaires se traduit par une baisse des performances. [20]

Les poisons temporaires les plus courants (inhibiteurs) de catalyseurs de reformage sont le soufre, l'azote organique, l'eau et les composés organiques oxygénés, les halogènes.

Bien qu'il puisse relever de cette catégorie, le coke présent dans une unité de régénération est traité séparément. [20]

Les poisons permanents sont ceux qui induisent une perte d'activité qui ne peut pas être compensée, même avec une régénération, si grave que le catalyseur doit être remplacé.

Pour les catalyseurs conventionnels à lit fixe ainsi que pour les catalyseurs régénérés en continu, les principaux poisons permanents sont l'arsenic, le plomb, le cuivre, le fer, le nickel, le chrome, le mercure, le sodium, le potassium.

Afin d'assurer un usage optimal du catalyseur, un design approprié doit comporter :

- La suppression des poisons de la charge avant son introduction dans l'unité
- Les procédures nécessaires pour éliminer, dans toute la mesure du possible, les poisons temporaires du catalyseur contaminé. Les impuretés provenant de la charge sont éliminées par des unités de pré-traitement.

Cependant, leur efficacité n'est jamais totale et généralement limitée en fonction du type d'impuretés à éliminer. De plus, un mauvais réglage des conditions de fonctionnement de l'unité de pré-traitement conduit à une diminution d'efficacité.

Un fonctionnement calme et efficace de cette unité de reformage exige le réglage approprié et le contrôle des conditions de fonctionnement de l'unité de pré-traitement.

6.8 Circulation du catalyseur dans la section réaction :

La circulation du catalyseur s'effectue de façon gravitaire lors du passage du catalyseur du haut du réacteur depuis les trémies 520-D-062, 063 et 064 vers le pied du réacteur dans les trémies 520-D-081, 082, 083 et 084.

En revanche, l'envoi du catalyseur du pied des réacteurs vers son sommet nécessite l'injection d'hydrogène ou de nitrogène assurant l'élévation du catalyseur vers le sommet du réacteur, ceci afin de compenser la perte de charge. Le gaz utilisé entre les réacteurs 520-R002, R-003 et R-004 est de l'hydrogène, ce gaz étant lui-même utilisé dans la réaction catalytique, tandis que le nitrogène est utilisé pour le passage du catalyseur du régénérateur vers le réacteur 520-R-001 et du réacteur 520-R-004 vers le régénérateur. En tête de la trémie 520-D-055, le nitrogène est récupéré puis recyclé à l'aide d'un système d'élutriation

6.9 Régénération du catalyseur :

Le régénérateur est composé de plusieurs zones dans lesquelles s'effectuent diverses opérations. Le gaz de régénération utilisé est un gaz non inflammable composé en majorité de CO₂ et de N₂ récupéré du ballon de lavage 520-D-056. Les gaz de régénération usés provenant du régénérateur y

sont lavés à l'eau et à la soude caustique, donnant un gaz de régénération propre qui est ensuite séché, filtré, comprimé et envoyé dans les différentes zones de régénération du catalyseur.

6.9.1 Stockage du catalyseur :

Le catalyseur usé issu de la trémie de stockage 520-D-052 est envoyé au sommet du régénérateur dans lequel il est échauffé à l'aide de gaz de régénération préalablement chauffé à l'aide du four 520-F-052. Cela permet de préparer le catalyseur à son passage dans la section de brulage du coke. A noter qu'en cas de besoin, un appoint en catalyseur peut se faire dans la trémie 520-D-052. [20]

6.9.2 Brulage du coke :

Dans cette zone, le catalyseur circule dans deux lits parallèles chauffés à très haute température par le gaz de régénération combiné à de l'air comprimé. Cela assure la réaction de brulage du coke ayant pollué le catalyseur lors des réactions de reforming catalytique. Le catalyseur arrive ainsi débarrasser son coke en pied des lits de la zone de brulage. [20]

6.9.3 Calcination et Oxychlorination :

Le catalyseur débarrassé de son coke subit en pied du régénérateur une réaction d'oxychlorination puis une réaction de calcination à l'aide du gaz de régénération, préparé auparavant pour être utilisé comme gaz d'oxychlorination [3]

Le gaz de régénération utilisé pour la réaction d'oxychlorination est mélangé à de l'eau d'oxychlorination puis chauffé par le four électrique 520-E-063. On lui injecte ensuite une petite dose d'agent chlorurant permettant d'assurer la réaction. [20]

L'air comprimé est quant à lui chauffé dans le four électrique 520-E-064 avant son entrée en pied du régénérateur. [20]

6.9.4 Opération de Blackburning :

En cas de non-disparition totale du coke dans le catalyseur à l'entrée de la zone d'oxychlorination, le régénérateur bascule en mode blackburning. Les procédés d'oxychlorination et de calcination sont stoppés et le catalyseur envoyé dans la section réaction en présence du coke qu'il reste. Ceci n'influence pas énormément la réaction, la quantité de coke étant minime. Ce circuit s'effectue pendant quelques heures le temps d'ajuster les paramètres du régénérateur. [20]

6.9.5 Réduction du catalyseur :

La trémie 520-D-053 permet la collecte des différents courants de catalyseur provenant du régénérateur. Elle est sous pression de nitrogène afin d'éviter l'entrée d'oxygène dans le circuit de réaction. Le catalyseur est ensuite envoyé dans la chambre de réduction 520-D-061 dans laquelle la réduction va s'effectuer à l'aide d'un gaz riche en hydrogène préalablement purifié dans le block 520-

M-053 et préchauffé dans le four électrique 520-E061.

L'hydrogène, provenant du ballon 520-D-004 de la section de réaction, sort en deux courants après avoir réduit le catalyseur. Les deux courants servent parallèlement à préchauffer l'hydrogène de réduction et l'hydrogène de transport utilisé entre chaque réacteur pour porter le catalyseur du pied d'un réacteur vers le sommet du réacteur suivant. [20]

Le catalyseur issu de la chambre de réduction entre dans le premier réacteur catalytique 520-R-001.

Partie calcul

Données de la colonne :

- Le débit de la charge : $D=72,3 \text{ m}^3 / \text{h}$
- La température de l'alimentation : $T_a=194,41^\circ\text{C}$

7.1 Etude du fonctionnement de la colonne de stabilisation du platformat 520-C-001 :

Les paramètres de fonctionnement de la colonne de stabilisation selon le cas design :

Tableau 10 : Les paramètres de fonctionnement de la colonne de stabilisation (cas design)

Equipement	Pression de design (Kg/cm ²)	Température de design °C
Tête de colonne de stabilisation	17	100
Fond de colonne de stabilisation	17,5	275
Ballon de reflux	17	80
Réchauffeur de stabilisateur	19,5	275

La charge d'alimentation : 78754 Kg/h

Point final des LPG : varier de -3°C jusqu'à 3°C .

Tension de vapeur de reformat stable : $< 260 \text{ (g/cm}^2\text{)}$

L'étude de la colonne de stabilisation a donné la variation de Tension de vapeur du reformat, et le point d'ébullition final des LPG en fonction de la température en haut et en bas de colonne, les différents résultats « point critiques » enregistré durant la période de l'année 2022/2023 sont représentés dans le tableau ci-dessous :

Tableau 11 : Variation de la TVR (g/cm²) et Pf (°C) en fonction des différentes températures en tête et en bas de colonne

Date	01/03/22	27/05/22	15/07/22	18/09/22	15/10/22	26/12/22	30/01/23	06/03/23
Pression de la colonne (Kg/cm ²)	15	15	15	15	15	15	15	15
Température du plateau sensible (°C)	199,5	199,58	196,05	194,53	197,58	198,17	197,64	199,81
Température de tête de colonne (°C)	64,6	68,26	60,74	61,76	61,83	58,93	61,95	69,50
Point final du GPL (°C) à 15(kg/cm ²)	-3,2	-2,7	-3,5	-3,4	-3,3	-3,6	-3,4	-2,5
Température du reflux (°C)	20,21	24,11	33,98	32,97	31,55	28,92	20,24	25,35
Température de fond de colonne (°C)	252,08	245,12	249,41	244,03	247,67	247,37	246,29	249,8
Tension de vapeur Reid du reformat stable (g/cm ²)	170	230	190	240	200	210	220	180
Température de rebouillage (°C)	263,4	251,81	260	256,8	259,01	257,4	256,8	262,17

7.1.1 Point de coupe et ligne de séparation :

La colonne traite un mélange contenant des hydrocarbures légers du C₁ au C₁₂, ses produits sont le LPG (C₄) en tête sous forme d'un distillat vapeur et le reformat « coupe essence » (C₅⁺) au fond de la colonne.

La clé volatile est le n-butane (nC₄) et la clé légère est l'iso pentane (iC₅).

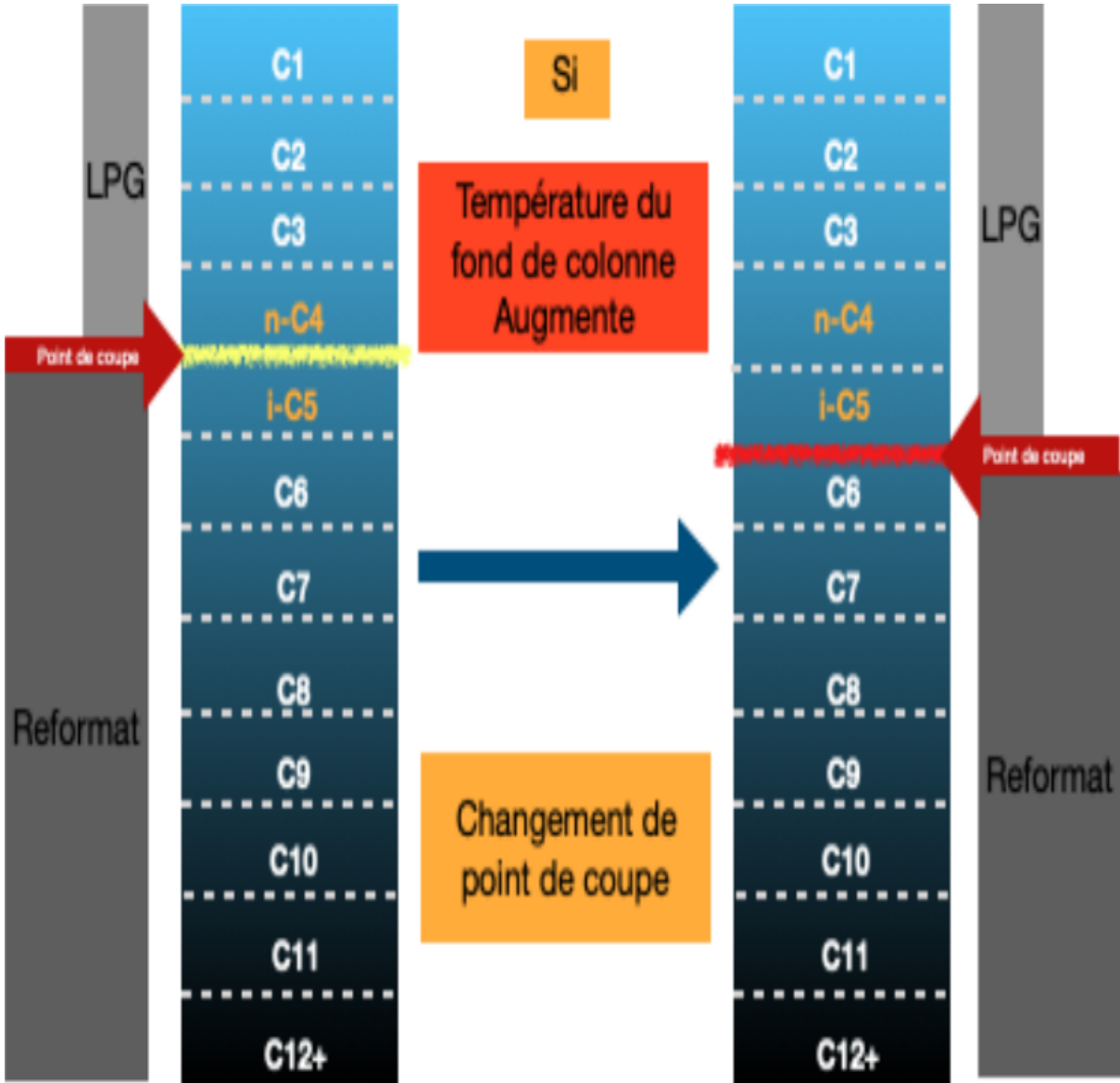


Figure 12 : Schéma représentant le changement de point de coupe

Le pouvoir de séparation de la colonne augmente par l'augmentation des flux (Vapeur/Liquide) à l'intérieur de la colonne, il permet de limiter les proportions des iso pentane (iC_5) responsable de l'augmentation de point final des LPG et les proportions des normales butanes (nC_4) qui augmentent la tension de vapeur Rei du reformat.

La ligne de séparation est représentée par le schéma suivant :

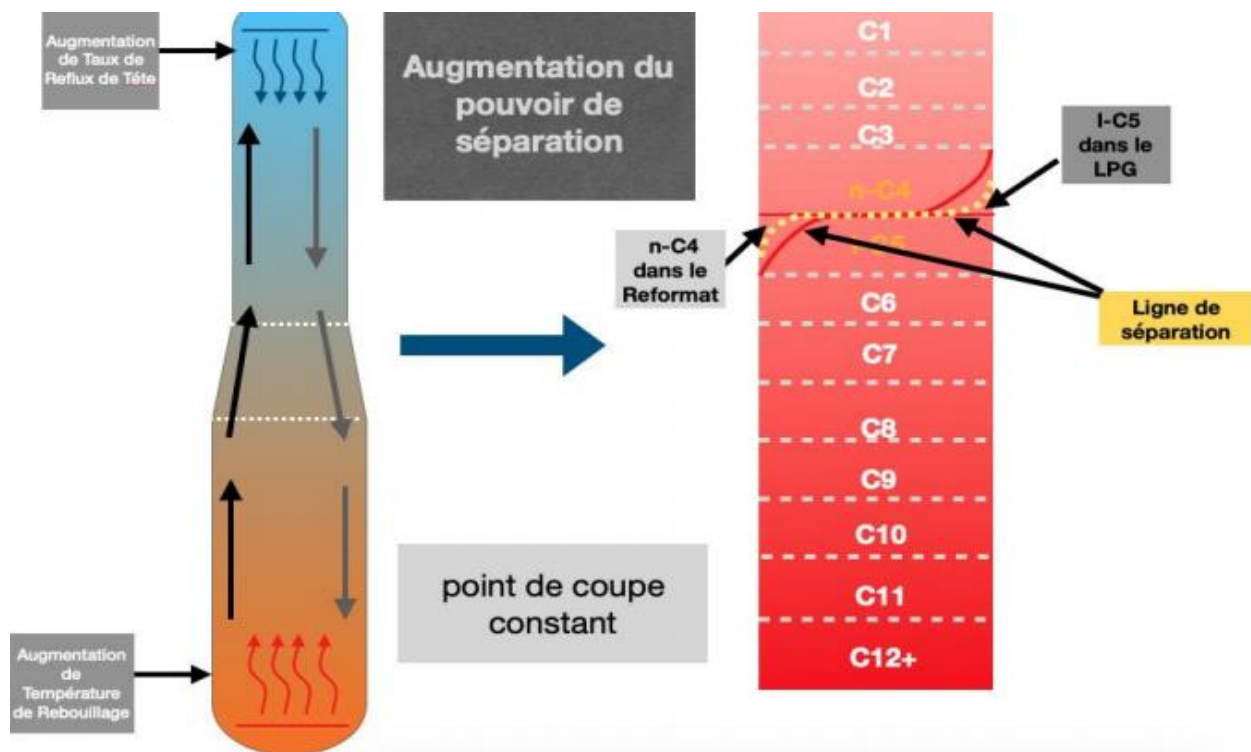


Figure 13 : Schéma représentant de la ligne de séparation

7.1.2 En bas de colonne :

Les paramètres suivants sont considérés fixe : pression et débit d'alimentation de la colonne, Température de plateau sensible, Température de tête de colonne, Température de rebouillage.

Tableau 12 : Variation de la TVR (g/cm^2) du reformat stable en fonction de la température ($^{\circ}C$) du fond de colonne de stabilisation

Température du fond de colonne ($^{\circ}C$)	TVR (g/cm^2)
252,08	170
245,12	230
249,41	190
244,03	240
247,67	200
247,37	210
246,29	220
249,8	180

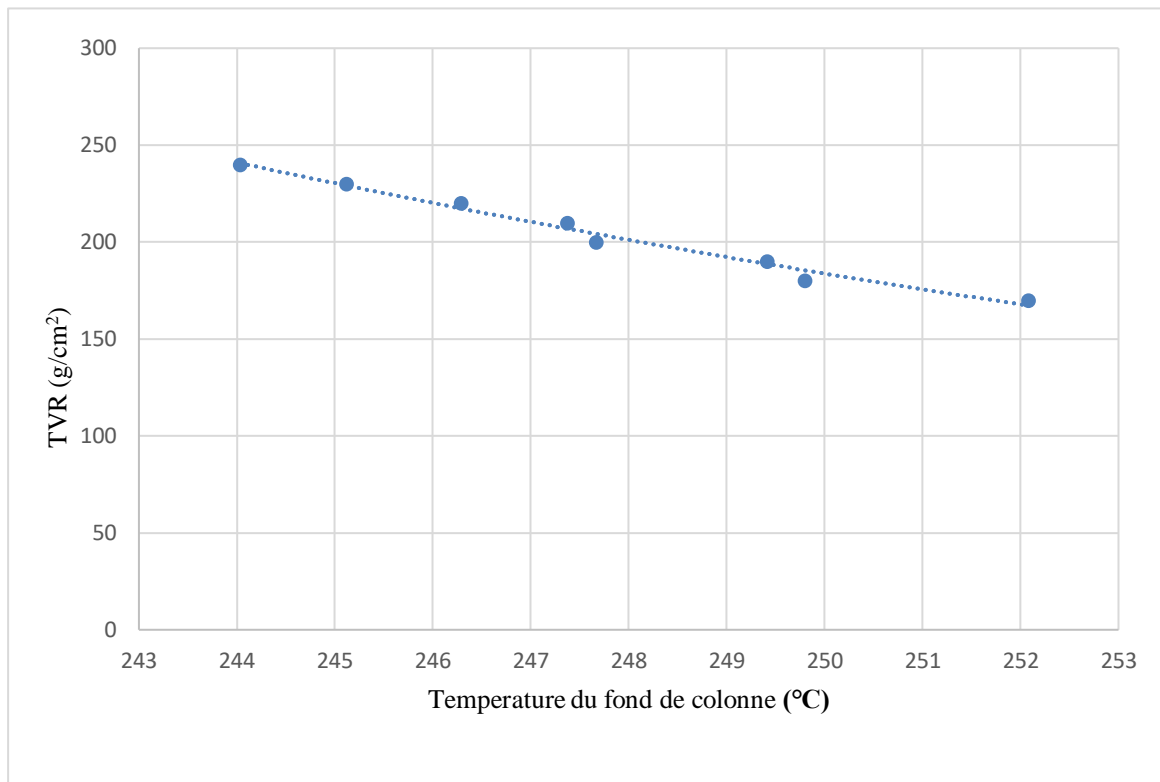


Figure 14 : Graphe représente la variation de la TVR (g/cm^2) du reformat stable en fonction de la température ($^{\circ}\text{C}$) du tête de colonne

7.1.3 En haut de colonne :

Les paramètres suivants sont considérés fixe : pression et débit d'alimentation de la colonne, Température de plateau sensible, Température de fond de colonne, Température de rebouillage.

Tableau 13 : variation du Pf ($^{\circ}\text{C}$) du GPL en fonction de la température de tête de colonne ($^{\circ}\text{C}$)

Température de Tête de colonne ($^{\circ}\text{C}$)	Point final Pf ($^{\circ}\text{C}$)
64,6	-3,2
68,26	-2,7
60,74	-3,5
61,76	-3,4
61,83	-3,3
58,93	-3,6
61,95	-3,4
69,50	-2,5

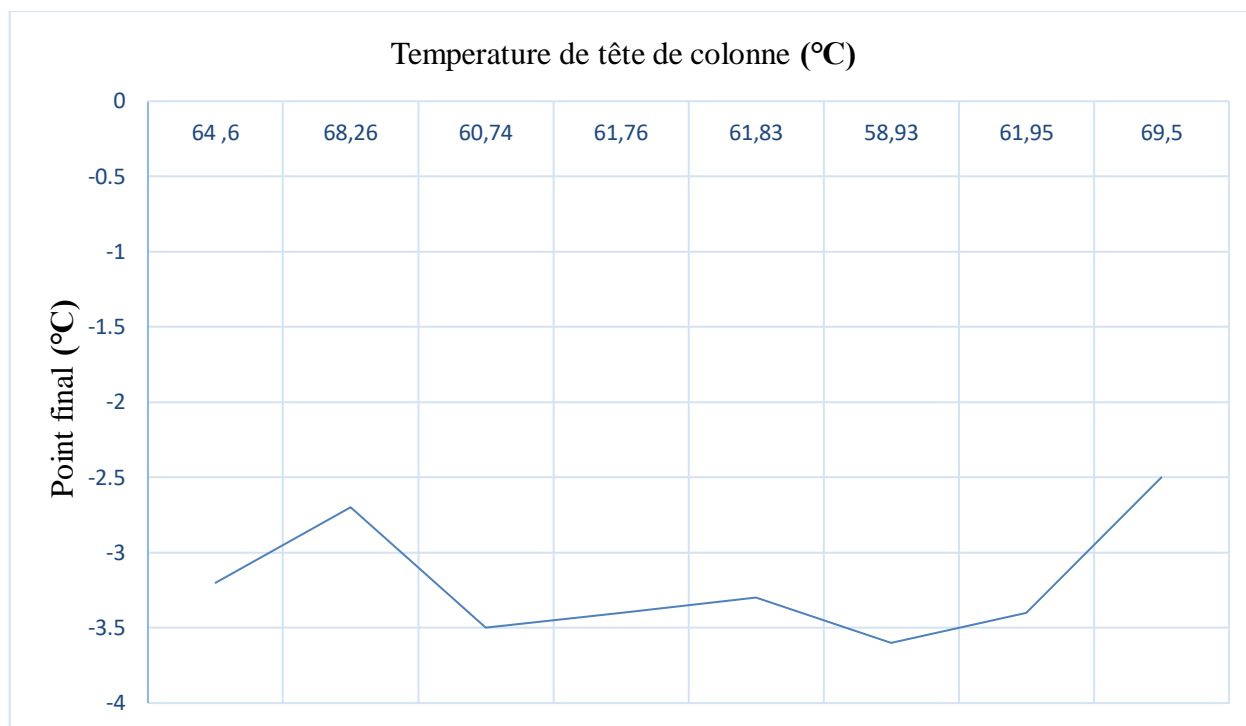


Figure 15 : Graphe représente la variation du point final (°C) du GPL en fonction la température (°C) du tête de colonne

▪ Interprétation des résultats :

Selon le graphe (01) on observe que :

Plus la température (°C) du fond de colonne augmente (élimination de la fraction légère dans le reformat par l'évaporation des normal butanes n-C₄) donc la TVR (g/cm²) de reformat diminue, et si la température (°C) du fond de colonne diminue (une mauvaise élimination de la fraction légère) donc la TVR (g/cm²) de reformat augmente.

Selon le graphe (02) on observe que :

Plus la température (°C) de tête de colonne diminue (blocage du passage des isopentanes iC₅ dans les LPG), donc le point finale des LPG diminue, et si la température (°C) en haut de colonne augmente on aura un entrainement des iC₅ dans les LPG ce qui provoque l'augmentation du point finale des LPG.

7.2 Calcul de la colonne de stabilisation du platformat instable :

7.2.1 Bilan de matière de la colonne de stabilisation du platformat 520-C-001 :

L'analyse chromatographie de reformat instable :

Tableau 14 : La composition molaire de la charge d'alimentation de la colonne (reformat instable)

Constituants	M_i (Kg/Kmol)	X_{Li}
H ₂	2	0,006
CH ₄	16,04	0,0043
C ₂ H ₆	30,06	0,0143
C ₃ H ₈	44,09	0,0281
nC ₄ H ₁₀	58,12	0,0575
iC ₄ H ₁₀	58,12	0,0538
nC ₅ H ₁₂	72,15	0,0144
iC ₅ H ₁₂	72,15	0,0249
C ₆ H ₁₄	86,17	0,047
C ₇ H ₁₆	100,21	0,2886
C ₈ H ₁₈	114,23	0,2729
C ₉ H ₂₀	128,26	0,1325
C ₁₀ H ₂₂	142,28	0,038
C ₁₁ H ₂₄	156,31	0,012
C ₁₂ H ₂₆	170,33	0,0058
Σ		1

- Indice d'octane : 98,5
- Température d'alimentation : $T_a = 194,41$ °C
- Débit d'alimentation de la colonne : 72,3 m³/h
- Masse volumique de la charge d'alimentation : $\rho = 0,8061$ kg/l = 806,1 kg/m³
- Débit de fuel gaz : 7,1 m³/h
- La masse volumique de fuel gaz : $\rho_{fg} = 0,2551$ Kg/m³

7.2.1.1 Calcul des débits massiques et molaires de la charge d'alimentation et du fuel gaz :

Tableau 15 : Composition et débits molaires et massiques de la charge d'alimentation

Constituants	M_i (Kg/Kmol)	X_{Li}'	$M_i \cdot X_{Li}'$	X_{Li}	Débit massique L_i (Kg/h)	Débit molaire L_i' (Kmol/h)
H ₂	2	0,0060	0,0120	0,0001	5,8281	3,4807
CH ₄	16,04	0,0043	0,0689	0,0007	40,7967	2,4945
C ₂ H ₆	30,06	0,0143	0,4298	0,0043	250,6084	8,2958
C ₃ H ₈	44,09	0,0281	1,2389	0,0123	716,8567	16,3016
nC ₄ H ₁₀	58,12	0,0575	3,3419	0,0333	1940,7582	33,3574
iC ₄ H ₁₀	58,12	0,0538	3,1268	0,0311	1812,5400	31,210
nC ₅ H ₁₂	72,15	0,0144	1,0389	0,0103	600,2946	8,3538
iC ₅ H ₁₂	72,15	0,0249	1,7965	0,0179	1043,2304	14,4452
C ₆ H ₁₄	86,17	0,0470	4,0499	0,0403	2348,7255	27,2661
C ₇ H ₁₆	100,21	0,2886	28,9206	0,2879	16779,1085	167,4255
C ₈ H ₁₈	114,23	0,2729	31,1733	0,3103	18084,6036	158,3174
C ₉ H ₂₀	128,26	0,1325	16,9944	0,1692	9861,1502	76,8672
C ₁₀ H ₂₂	142,28	0,0380	5,4066	0,0538	3135,5194	22,0449
C ₁₁ H ₂₄	156,31	0,0120	1,8757	0,0187	1089,8552	6,9615
C ₁₂ H ₂₆	170,33	0,0058	0,9879	0,0099	576,9821	3,3647
Σ		1	100,4621	1	58281,03	580,13

- La masse moléculaire moyenne du reformat instable :

$$M_{\text{moy}} = \sum M_i X_i' = 100,4621 \text{ Kg/ Kmol}$$

$$X_i' M_i = X_i M_m \quad \text{donc : } X_i = \frac{X_i' M_i}{M_m}$$

- Le débit massique de la charge :

$$L = L_v * \rho_L$$

$$L = 72,3 * 806,1$$

$$L = 58281,03 \text{ Kg/h}$$

- Le débit molaire de la charge :

$$L' = \frac{L}{M_{\text{moy}}}$$

$$L' = \frac{58281,03}{100,4621}$$

$$L' = 580,13 \text{ Kmol/h}$$

Tableau 16 : Composition et débits molaires et massiques du fuel gaz

Constituants	M_i	Y_{fi}'	$M_i \cdot Y_{fi}'$	Y_{fi}	Débit massique f_i (Kg/h)	Débit molaire f_i' (Kmol/h)
H ₂	2	0,1694	0,3388	0,0116	0,0210	0,0104
CH ₄	16,04	0,2638	4,2313	0,1448	0,2622	0,0163
C ₂ H ₆	30,06	0,2062	6,1983	0,2121	0,3841	0,0127
C ₃ H ₈	44,09	0,1784	7,8656	0,2691	0,4873	0,0110
nC ₄ H ₁₀	58,12	0,1093	6,3525	0,2174	0,3937	0,0067
iC ₄ H ₁₀	58,12	0,0727	4,2253	0,1446	0,2619	0,0045
iC ₅ H ₁₂	72,15	0,0001	0,0072	0,0002	0,0004	0,000006
Σ		1	29,219	1	1,811	0,0619

- Débit volumique du fuel gaz :

$$f_v = 7,1 \text{ m}^3/\text{h}$$

- La masse volumique de fuel gaz :

$$\rho_{fg} = 0,2551 \text{ Kg/m}^3$$

- La masse moléculaire moyenne du fuel gaz :

$$M_{\text{moy}} = \Sigma M_i Y_{fi}'$$

$$M_{\text{moy}} = 29.219 \text{ Kg/Kmol}$$

- Le débit massique du fuel gaz :

$$f = f_g * \rho_{fg}$$

$$f = 7,1 * 0,2551$$

$$f = 1,811 \text{ Kg/h}$$

- Le débit molaire du fuel gaz :

$$f' = \frac{f}{M_{\text{moy}}}$$

$$f' = \frac{1,811}{29,219}$$

$$f' = 0,0619 \text{ Kmol/h}$$

- L'équation de bilan de matière pour toute la colonne :

$$L' = D' + f' + R'$$

- L'application du bilan de matière pour chaque constituant {i} de la charge donne :

$$L' \cdot X'_{Li} = D' \cdot X'_{Di} + f' \cdot Y'_{fi} + R' \cdot X'_{Ri}$$

L' : débit molaire de la charge

D' : débit molaire du distillat (GPL)

R' : débit molaire du résidu (platformat)

f' : débit molaire du fuel gaz

Tels que :

X'_{Li} , X'_{Di} , Y'_{fi} , X'_{Ri} : sont les concentrations molaires de l'élément $\{i\}$ respectivement de la charge, de distillat, de fuel gaz et de résidu.

- On applique l'équation pour chaque constituant, le résultat est le suivant :

$$L'.X'_{LH_2} = D'.X'_{DH_2} + f'.Y'_{fH_2} + R'.X'_{RH_2} \quad (1)$$

$$L'.X'_{LCH_4} = D'.X'_{DCH_4} + f'.Y'_{fCH_4} + R'.X'_{RCH_4} \quad (2)$$

$$L'.X'_{LC_2H_6} = D'.X'_{DC_2H_6} + f'.Y'_{fC_2H_6} + R'.X'_{RC_2H_6} \quad (3)$$

$$L'.X'_{LC_3H_8} = D'.X'_{DC_3H_8} + f'.Y'_{fC_3H_8} + R'.X'_{RC_3H_8} \quad (4)$$

$$L'.X'_{L_{n}C_4H_{10}} = D'.X'_{D_{n}C_4H_{10}} + f'.Y'_{f_{n}C_4H_{10}} + R'.X'_{R_{n}C_4H_{10}} \quad (5)$$

$$L'.X'_{L_{i}C_4H_{10}} = D'.X'_{D_{i}C_4H_{10}} + f'.Y'_{f_{i}C_4H_{10}} + R'.X'_{R_{i}C_4H_{10}} \quad (6)$$

$$L'.X'_{L_{n}C_5H_{12}} = D'.X'_{D_{n}C_5H_{12}} + f'.Y'_{f_{n}C_5H_{12}} + R'.X'_{R_{n}C_5H_{12}} \quad (7)$$

$$L'.X'_{L_{i}C_5H_{12}} = D'.X'_{D_{i}C_5H_{12}} + f'.Y'_{f_{i}C_5H_{12}} + R'.X'_{R_{i}C_5H_{12}} \quad (8)$$

$$L'.X'_{LC_6H_{14}} = D'.X'_{DC_6H_{14}} + f'.Y'_{fC_6H_{14}} + R'.X'_{RC_6H_{14}} \quad (9)$$

$$L'.X'_{LC_7H_{16}} = D'.X'_{DC_7H_{16}} + f'.Y'_{fC_7H_{16}} + R'.X'_{RC_7H_{16}} \quad (10)$$

$$L'.X'_{LC_8H_{18}} = D'.X'_{DC_8H_{18}} + f'.Y'_{fC_8H_{18}} + R'.X'_{RC_8H_{18}} \quad (11)$$

$$L'.X'_{LC_9H_{20}} = D'.X'_{DC_9H_{20}} + f'.Y'_{fC_9H_{20}} + R'.X'_{RC_9H_{20}} \quad (12)$$

$$L'.X'_{LC_{10}H_{22}} = D'.X'_{DC_{10}H_{22}} + f'.Y'_{fC_{10}H_{22}} + R'.X'_{RC_{10}H_{22}} \quad (13)$$

$$L'.X'_{LC_{11}H_{24}} = D'.X'_{DC_{11}H_{24}} + f'.Y'_{fC_{11}H_{24}} + R'.X'_{RC_{11}H_{24}} \quad (14)$$

$$L'.X'_{LC_{12}H_{26}} = D'.X'_{DC_{12}H_{26}} + f'.Y'_{fC_{12}H_{26}} + R'.X'_{RC_{12}H_{26}} \quad (15)$$

- En substituant les valeurs connues dans toutes les équations, nous avons :

$$3,4807 = D'.X'_{DH_2} + 0,0105 + 0$$

$$2,4945 = D'.X'_{DCH_4} + 0,0163 + 0$$

$$8,2958 = D'.X'_{DC_2H_6} + 0,0127 + 0$$

$$16,3016 = D'.X'_{DC_3H_8} + 0,0110 + 0$$

$$33,3574 = D'.X'_{D_{n}C_4H_{10}} + 0,0068 + R'.0,0093$$

$$31,2109 = D'.X'_{D_{i}C_4H_{10}} + 0,0045 + 0$$

$$8,3538 = 0 + 0 + R'.X'_{R_{n}C_5H_{12}}$$

$$14,4452 = D' \cdot 0,0005 + 0,000006 + R' \cdot X'_{RC5H12}$$

$$27,2661 = 0 + 0 + R' \cdot X'_{RC6H14}$$

$$167,4255 = 0 + 0 + R' \cdot X'_{RC7H16}$$

$$158,3174 = 0 + 0 + R' \cdot X'_{RC8H18}$$

$$76,8672 = 0 + 0 + R' \cdot X'_{RC9H20}$$

$$22,0449 = 0 + 0 + R' \cdot X'_{RC10H22}$$

$$6,9615 = 0 + 0 + R' \cdot X'_{RC11H24}$$

$$3,3647 = 0 + 0 + R' \cdot X'_{RC12H26}$$

- On additionne les équations de (1) (2) (3) (4) (5) (6) (8) :

$$109,5861 = D'(0,9995) + 0,0618 + R'(0,0313)$$

- On additionne les équations (7) (8) (9) (10) (11) (12) (13) (14) (15) :

$$485,0463 = D' \cdot 0,0005 + 0,000006 + R' (0,9907)$$

Après la résolution de ces équations on obtient :

Le débit de distillat est :

$$D' = 94,2474 \text{ Kmol/h}$$

Le débit de résidu est :

$$R' = 485,8207 \text{ Kmol/h}$$

7.2.1.2 Calcul des débits massiques et molaires du résidu et du LPG :

Distillat (LPG) :

Dans le ballon de reflux 520-D-008, on récupère le fuel gaz au-dessus du ballon et LPG au-dessous du ballon.

Tableau 17 : Composition et débits molaires et massiques du LPG

Constituants	Mi	X _{Di} '	Mi.X _{Di} '	X _{Di}	Débit massique D _i (Kg/h)	Débit molaire D _i ' (Kmol/h)
H ₂	2	0,0031	0,0062	0,0001	0,4848	0,2922
CH ₄	16,04	0,0113	0,1812	0,0035	16,9693	1,0650
C ₂ H ₆	30,06	0,1020	3,0661	0,0596	288,9633	9,6132
C ₃ H ₈	44,09	0,2261	9,9687	0,1938	939,6157	21,3093
nC ₄ H ₁₀	58,12	0,2310	13,4257	0,2609	1264,9419	21,7711
iC ₄ H ₁₀	58,12	0,4260	24,7591	0,4813	2333,5245	40,1493
iC ₅ H ₁₂	72,15	0,0005	0,0361	0,0007	3,3939	0,0471
	Σ	1	51,4431	1	4848,3784	94,2474

- La masse volumique du LPG :

$$\rho = 1,9815 \text{ Kg/m}^3$$

- La masse moléculaire moyenne du LPG :

$$M_{\text{moy}} = \sum M_i X_i' = 51,4431 \text{ Kg/Kmol}$$

- Le débit molaire du LPG :

$$D' = 94,2474 \text{ Kmol/h}$$

- Le débit massique du LPG :

$$D = 4848,3784 \text{ Kg/h}$$

Tableau 18 : Composition et débits molaires et massiques du résidu

Constituants	M_i	X_{Ri}'	$M_i \cdot X_{Ri}'$	X_{Ri}	Débit massique R_i (Kg/h)	Débit molaire R_i' (Kmol/h)
nC ₄ H ₁₀	58,12	0,0093	0,5405	0,0049	262,6932	4,5181
iC ₄ H ₁₀	58,12	0,0032	0,1859	0,0017	91,1384	1,5546
nC ₅ H ₁₂	72,15	0,0138	0,9956	0,0090	482,4976	6,7043
iC ₅ H ₁₂	72,15	0,0220	1,5873	0,0144	771,9962	10,6881
C ₆ H ₁₄	86,17	0,0263	2,2662	0,0205	1099,0224	12,7771
C ₇ H ₁₆	100,21	0,3658	36,6568	0,3322	17809,5239	177,7132
C ₈ H ₁₈	114,23	0,345	39,4093	0,3571	19144,4340	167,6081
C ₉ H ₂₀	128,26	0,159	20,3933	0,1848	9907,2848	77,2455
C ₁₀ H ₂₂	142,28	0,038	5,4066	0,0490	2626,9316	18,4612
C ₁₁ H ₂₄	156,31	0,016	2,5009	0,0227	1216,9663	7,7731
C ₁₂ H ₂₆	170,33	0,0024	0,4087	0,0038	203,7212	1,1660
Σ		1	110,3511	1	53610,8486	485,8207

- La masse volumique du résidu :

$$\rho = 0,8140 \text{ Kg/l} = 814,0 \text{ Kg/m}^3$$

- La masse moléculaire moyenne du résidu :

$$M_{\text{moy}} = \sum M_i X_i' = 110,3511 \text{ Kg/Kmol}$$

- Le débit molaire du résidu :

$$R' = 485,8207 \text{ Kmol/h}$$

- Le débit massique du résidu :

$$R = 53610,8486 \text{ Kg/h}$$

7.2.1.3 Calcul des pressions du fonctionnement :

Sachant que la pression au sommet de la colonne P_s est une donnée ($P_s = 15$ bars).

- La pression au fond de colonne :

$$P_f = P_s + \Delta P_1$$

Tels que :

ΔP_1 : perte de charge des plateaux, elle est comprise entre 0,3 et 0,5 bars.

On prend : $\Delta P_1 = 0,5$ bars

$$P_f = 15 + 0,5 = 15,5$$

$$P_f = 15,5 \text{ bars}$$

- La pression d'alimentation :

$$P_a = (P_s + P_f) / 2$$

$$P_a = (15 + 15,5) / 2$$

$$P_a = 15,25 \text{ bars}$$

- La pression dans le ballon de reflux :

$$P_b = P_s - \Delta P_2$$

Tels que :

ΔP_2 : la perte de charge entre le sommet et le ballon.

$$\Delta P_2 = 0,3 \text{ bars}$$

$$P_b = 15 - 0,3$$

$$P_b = 14,7 \text{ bars}$$

7.2.1.4 Calcul de la température de fonctionnement :

La température d'alimentation de la colonne de stabilisation :

$$T_a = 194,41^\circ\text{C}$$

- **La température au sommet de la colonne :**

La température au sommet de la colonne à la pression du sommet 15 bars est déterminée par approximations successives en utilisant l'équation de **l'isotherme de la phase vapeur**.

L'équation de l'isotherme de la phase vapeur :

$$\sum(Y'_{si}/K_i) = 1$$

Tels que :

Y'_{si} : fraction molaire d'un constituant $\{i\}$ au sommet de la colonne (phase vapeur).

K_i : coefficient d'équilibre du constituant $\{i\}$ à la température T et à la pression du sommet de la colonne, il est déterminé par diagramme de **SCHEIBEL et JENNY**.

Tableau 19 : Composition de la phase vapeur au sommet de la colonne

Constituants	M_i	Y_{si}'	$M_i \cdot Y_{si}'$	Y_{si}
H ₂	2	0,0141	0,0282	0,0005
CH ₄	16,04	0,015	0,2406	0,0046
C ₂ H ₆	30,06	0,0759	2,2815	0,0439
C ₃ H ₈	44,09	0,1851	8,1610	0,1569
nC ₄ H ₁₀	58,12	0,3442	20,0049	0,3847
iC ₄ H ₁₀	58,12	0,3639	21,1498	0,4067
iC ₅ H ₁₂	72,15	0,0019	0,1370	0,0026
Σ		1	52,003	1

Tableau 20 : Température au sommet de la colonne

Constituants	Y_{si}'	K_i T= 70°C, P= 15 bars	Y_{si}' / K_i
CH ₄	0,015	11,5	0,0013
C ₂ H ₆	0,0759	2,2	0,0345
C ₃ H ₈	0,1851	0,9	0,2056
nC ₄ H ₁₀	0,3442	0,7	0,4917
iC ₄ H ₁₀	0,3639	1,8	0,2022
iC ₅ H ₁₂	0,0019	1,5	0,0013
Σ	1		1

Observation :

On ne tient pas la concentration d'hydrogène H₂ en considération car sa teneur dans la vapeur est très faible.

• **La température dans le ballon de reflux :**

La température dans le ballon de reflux à la pression du sommet 14,4 bars est déterminée par approximations successives en utilisant l'équation de **TREGOUBOV**.

L'équation de TREGOUBOV :

$$\sum \frac{Y'_{si}}{1+e^{(K_i-1)}} = 1$$

Tels que :

e' : le taux de vaporisation de la charge dans le ballon

K_i : coefficient d'équilibre du constituant $\{i\}$ à la température T et à la pression du ballon, il est déterminé par diagramme de **SCHEIBEL et JENNY**.

Le taux de vaporisation de la charge dans le ballon est déterminé selon la feuille de marche

$$e' = 0,3476$$

Tableau 21 : Température dans le ballon de reflux

Constituants	Y_{si}'	K_i T= 25°C, P= 14,7 bars	$\sum \frac{Y_{si}'}{1+e^{(K_i-1)}}$
CH ₄	0,015	10	0,0036
C ₂ H ₆	0,0759	1,6	0,0628
C ₃ H ₈	0,1851	1,2	0,1730
nC ₄ H ₁₀	0,3442	1,1	0,3326
iC ₄ H ₁₀	0,3639	0,9	0,3770
iC ₅ H ₁₂	0,0019	0,7	0,0021
Σ	1		1

Observation :

On ne tient pas la concentration d'hydrogène H₂ en considération car sa teneur dans la vapeur est très faible.

- **La température au fond de la colonne :**

La température au fond de la colonne à la pression $P_f = 15,5$ bars est déterminée par la méthode d'approximation successives en utilisant l'équation **d'isotherme de la phase liquide**.

L'équation d'isotherme de la phase liquide :

$$\sum(X_{Ri}' \cdot K_i) = 1$$

Tels que :

X_{Ri}' : fraction molaire d'un constituant {i} au fond de colonne (phase liquide).

K_i : coefficient d'équilibre du constituant {i} à la température T et à la pression du fond de la colonne, il est déterminé par diagramme de **SCHEIBEL et JENNY**.

Tableau 22 : Température au fond de la colonne

Constituants	X_{Ri}'	K_i T=230°C, P = 15,5bars	$K_i \cdot X_{Ri}'$
nC ₄ H ₁₀	0,0093	4,4	0,0409
iC ₄ H ₁₀	0,0032	5	0,016
nC ₅ H ₁₂	0,0138	2,9	0,0400
iC ₅ H ₁₂	0,0220	2,5	0,055
C ₆ H ₁₄	0,0263	1,8	0,0473
C ₇ H ₁₆	0,3658	1,3	0,4755
C ₈ H ₁₈	0,345	0,8	0,276
C ₉ H ₂₀	0,159	0,5	0,0795
C ₁₀ H ₂₂	0,038	0,39	0,0148
C ₁₁ H ₂₄	0,016	0,28	0,0045
C ₁₂ H ₂₆	0,0024	0,20	0,0005
Σ	1		1

7.2.1.5 Calcul de la volatilité relative :

La volatilité relative est une mesure de la possibilité de la séparation d'un mélange en ses constituants pur, c'est le rapport du coefficient d'équilibres du constituant {i} sur celui du constituant de référence {r}.

On calcul les volatilités relatives des constituants aux différentes zones de la colonne en utilisant l'équation suivante :

$$\alpha_i = \frac{K_i}{K_r}$$

K_i : Constante d'équilibre de l'élément {i}

K_r : Constante d'équilibre de l'élément de référence

On admit le constituant clé lourd iC_5H_{12} comme élément de référence.

Les valeurs moyennes de la volatilité sont déterminées par les formules suivantes :

Zone de rectification :

$$\alpha_{Smi} = 0,5 (\alpha_{si} + \alpha_{Li})$$

Zone d'épuisement :

$$\alpha_{Rmi} = 0,5 (\alpha_{Ri} + \alpha_{Li})$$

α_{si} , α_{Ri} : les volatilités relatives du constituant au sommet et dans le résidu respectivement.

On obtient les résultats sur les tableaux qui suivent :

Tableau 23 : Les volatilités des constituants aux différentes zones du débutaniseur

Constituants	Alimentation		Rectification			Epuisement		
	K_i	α_{Li}	K_i	α_{si}	α_{Smi}	K_i	α_{Ri}	α_{Rmi}
CH ₄	21	16,1538	11,5	7,6666	11,9102	-	-	-
C ₂ H ₆	5,3	4,0769	2,2	1,4666	2,7718	-	-	-
C ₃ H ₈	2,4	1,8462	0,9	0,6000	1,2231	-	-	-
nC ₄ H ₁₀	2,1	1,6154	0,7	0,4666	1,0410	4,4	1,5172	1,5663
iC ₄ H ₁₀	1,9	1,4615	1,8	1,2000	1,3308	5	1,7241	1,5928
nC ₅ H ₁₂	1,5	1,1538	-	-	-	2,5	0,8621	1,0080
iC ₅ H ₁₂	1,3	1	1,5	1	1	2,9	1	1
C ₆ H ₁₄	1,1	0,8462	-	-	-	1,8	0,6207	0,7335
C ₇ H ₁₆	0,9	0,6923	-	-	-	1,3	0,4483	0,5703
C ₈ H ₁₈	0,4	0,3077	-	-	-	0,8	0,2759	0,2918
C ₉ H ₂₀	0,3	0,2308	-	-	-	0,5	0,1724	0,2016
C ₁₀ H ₂₂	0,09	0,0692	-	-	-	0,39	0,1345	0,1019
C ₁₁ H ₂₄	0,03	0,0230	-	-	-	0,28	0,0966	0,0598
C ₁₂ H ₂₆	0,01	0,0077	-	-	-	0,20	0,0689	0,0383

Observation :

On ne tient pas la concentration d'hydrogène H₂ en considération car sa teneur dans la vapeur est très faible.

7.2.1.6 Taux de vaporisation de la charge :

Le taux de vaporisation de la charge e'_0 de l'alimentation à l'entrée de la colonne est calculé par l'approximation successive en utilisant la formule suivante :

$$\sum X'_{0i} = \sum \frac{X'_{Li}}{1 + e'_0(K_i - 1)} = 1$$

- Les itérations ont permis de trouver que $e'_0 = 0,0009$ est la seule valeur qui vérifie l'équation. Cette valeur de $\{e'_0\}$ montre que la charge est admise à l'état liquide.

X'_{0i} : fraction molaire du constituant « i » dans la phase liquide de l'alimentation.

X'_{Li} : fraction molaire du constituant « i » dans l'alimentation.

K_i : coefficient d'équilibre du constituant « i » à la température T et à la pression de l'alimentation, il est déterminé par le diagramme de **SCHEIBEL et JENNY**.

Tableau 24 : Taux de vaporisation de la charge d'alimentation

Constituants	P = 15,25 bars, T = 194,41°C		$e'_0 = 0,0009$
	X'_{Li}	K_i	X'_{0i}
CH ₄	0,0043	21	0,0042
C ₂ H ₆	0,0143	5,3	0,0142
C ₃ H ₈	0,0281	2,4	0,0281
nC ₄ H ₁₀	0,0575	2,1	0,0574
iC ₄ H ₁₀	0,0538	1,9	0,0538
nC ₅ H ₁₂	0,0144	1,5	0,0144
iC ₅ H ₁₂	0,0249	1,3	0,0249
C ₆ H ₁₄	0,047	1,1	0,0470
C ₇ H ₁₆	0,2886	0,9	0,2890
C ₈ H ₁₈	0,2729	0,4	0,2730
C ₉ H ₂₀	0,1325	0,3	0,1325
C ₁₀ H ₂₂	0,038	0,09	0,0380
C ₁₁ H ₂₄	0,012	0,03	0,0120
C ₁₂ H ₂₆	0,0058	0,01	0,0058
Σ	1		1

7.2.1.7 Calcul du taux de reflux :

On définit le taux de reflux (r) comme étant le rapport de la quantité de reflux sur la quantité de distillat.

$$r_f = \frac{F'}{D'}$$

▪ Calcul de taux de reflux minimal :

Le taux de reflux minimal est calculé par la formule de « UNDER WOOD » :

$$(r_f)_{\min} = \Phi \sum \frac{X'_{Di}}{\alpha_{Li} - \Phi}$$

Φ : constante qui varie entre les volatilités relatives des constituants clés lourds et volatiles.

Le calcul de Φ se fait par le calcul approximatif suivant :

$$e'_0 = \sum \frac{\alpha_{Li} \cdot X'_{Li}}{\alpha_{Li} - \Phi}$$

Pour : $e'_0 = 0,0009$ on trouve : $\Phi = 1,27$

Tableau 25 : Vérification du taux de vaporisation molaire de la charge d'alimentation

Constituants	X'_{Li}	α_{Li}	$\alpha_{Li} \cdot X'_{Li}$	$\frac{\alpha_{Li} \cdot X'_{Li}}{\alpha_{Li} - \Phi}$
CH ₄	0,0043	16,1538	0,0695	0,0047
C ₂ H ₆	0,0143	4,0769	0,0583	0,0208
C ₃ H ₈	0,0281	1,8462	0,0519	0,0900
nC ₄ H ₁₀	0,0575	1,6154	0,0929	0,2690
iC ₄ H ₁₀	0,0538	1,4615	0,0786	0,4104
nC ₅ H ₁₂	0,0144	1,1538	0,0166	-0,1429
iC ₅ H ₁₂	0,0249	1	0,0249	-0,0922
C ₆ H ₁₄	0,047	0,8462	0,0398	-0,0940
C ₇ H ₁₆	0,2886	0,6923	0,1998	-0,3459
C ₈ H ₁₈	0,2729	0,3077	0,0840	-0,0873
C ₉ H ₂₀	0,1325	0,2308	0,0306	-0,0294
C ₁₀ H ₂₂	0,038	0,0692	0,0026	-0,0022
C ₁₁ H ₂₄	0,012	0,0230	0,0003	-0,0002
C ₁₂ H ₂₆	0,0058	0,0077	0,00004	-0,00003
Σ	1			0,0009

Pour déterminer le taux de reflux minimal, on applique l'équation et on obtient les résultats sur le tableau suivant :

Tableau 26 : Calcul du taux de reflux minimal

Constituants	X'_{Di}	α_{Li}	$\frac{X'_{Di}}{\alpha_{Li} - \Phi}$
CH ₄	0,0113	16,1538	0,0008
C ₂ H ₆	0,1020	4,0769	0,0363
C ₃ H ₈	0,2261	1,8462	0,3924
nC ₄ H ₁₀	0,2310	1,6154	0,6688
iC ₄ H ₁₀	0,4260	1,4615	2,2245
iC ₅ H ₁₂	0,0005	1	-0,0019
nC ₅ H ₁₂	-	1,1538	-
C ₆ H ₁₄	-	0,8462	-
C ₇ H ₁₆	-	0,6923	-
C ₈ H ₁₈	-	0,3077	-
C ₉ H ₂₀	-	0,2308	-
C ₁₀ H ₂₂	-	0,0692	-
C ₁₁ H ₂₄	-	0,0230	-
C ₁₂ H ₂₆	-	0,0077	-
Σ	1		3,3209

Donc le taux de reflux est égal :

$$(r_f)_{\min} = 4,2175$$

▪ **Détermination du taux de reflux optimal :**

Le calcul du taux de reflux optimal $(r_f)_{\text{opt}}$ se fait par l'application de la formule suivante :

$$(r_f)_{\text{opt}} = 1,3 (r_f)_{\min} + 0,3$$

Donc : $(r_f)_{\text{opt}} = 5,7828$

7.2.1.8 Détermination du taux de rebouillage :

On définit le taux de rebouillage (r_b) comme étant le rapport de la quantité de rebouillage sur la quantité de reflux :

$$(r_b) = \frac{G'}{R'}$$

▪ **Détermination du taux de rebouillage minimal :**

D'après la formule d'UNDER WOOD, le taux de rebouillage minimal $(r_b)_{\min}$ est donné par :

$$(r_b)_{\min} = - \sum \frac{\alpha_{Li} \cdot X'_{Ri}}{\alpha_{Li} - \Phi}$$

X'_{Ri} : fraction molaire du constituant {i} dans le résidu.

Pour déterminer le taux de rebouillage minimal, on applique l'équation précédente, et on obtient les résultats sur le tableau suivant :

Tableau 27 : Taux de rebouillage minimal

Constituants	X'_{Ri}	α_{Li}	$\frac{\alpha_{Li} \cdot X'_{Ri}}{\alpha_{Li} - \Phi}$
CH ₄	-	-	-
C ₂ H ₆	-	-	-
C ₃ H ₈	-	-	-
nC ₄ H ₁₀	0,0093	1,6154	0,0435
iC ₄ H ₁₀	0,0032	1,4615	0,0244
nC ₅ H ₁₂	0,0138	1,1538	-0,1370
iC ₅ H ₁₂	0,0220	1	-0,0815
C ₆ H ₁₄	0,0263	0,8462	-0,0525
C ₇ H ₁₆	0,3658	0,6923	-0,4384
C ₈ H ₁₈	0,345	0,3077	-0,1103
C ₉ H ₂₀	0,159	0,2308	-0,0353
C ₁₀ H ₂₂	0,038	0,0692	-0,0022
C ₁₁ H ₂₄	0,016	0,0230	-0,0003
C ₁₂ H ₂₆	0,0024	0,0077	-0,00001
Σ	1		0,7896

Donc : $(r_b)_{\min} = 0,7896$

▪ **Détermination du taux de rebouillage optimal :**

Le calcul du taux de rebouillage optimal se fait par l'application de la formule suivante :

$$(r_b)_{\text{opt}} = [(D'/R') (r_f)_{\text{opt}} + (1 - e'_{0}) \cdot L'/R'] - 1$$

Donc : $(r_b)_{\text{opt}} = 1,3148$

7.2.2 Bilan thermique de la colonne de stabilisation 520-C-001 :

L'établissement du bilan thermique dans la colonne de stabilisation du reformat instable est nécessaire pour vérifier le débit de reflux liquide provenant du ballon de reflux et le débit du rebouillage ainsi, vérifier la quantité de chaleur éliminée par le condenseur au sommet de la colonne (Q_{cond}) et celle fournie par le rebouilleur au fond de la colonne (Q_{reb}).

- L'équation du bilan thermique de la colonne entière s'écrit d'après la formule suivante :

$$Q_L + Q_{\text{reb}} = Q_D + Q_R + Q_f + Q_{\text{cond}}$$

$$Q_L = L.H_L$$

$$Q_D = D.H_D$$

$$Q_R = R.H_R$$

$$Q_f = f.H_f$$

Q_L : charge thermique de l'alimentation Kcal/h.

Q_D : charge thermique de distillat Kcal/h

Q_R : charge thermique de résidu Kcal/h

Q_f : charge thermique de fuel gaz Kcal/h

Q_{reb} : charge thermique fournie par le rebouilleur Kcal/h

Q_{cond} : charge thermique du condenseur Kcal/h

H_L : l'enthalpie de la charge Kcal/kg

H_D : l'enthalpie de distillat Kcal/kg

H_R : l'enthalpie de résidu Kcal/kg

H_f : l'enthalpie de fuel gaz Kcal/kg

L, R, D, F, f : sont les débits massiques respectivement de la charge, du résidu, du distillat, du reflux et de fuel gaz.

S : débit massique des LPG issue de tête de colonne

7.2.2.1 Détermination des débits molaires de reflux froid F' et du reflux chaud

$$G'_R :$$

Reflux froid F' :

$$F' = (r_f)_{\text{opt}} * D'$$

Tels que :

$(r_f)_{\text{opt}}$: le taux de reflux optimal.

D' : le débit molaire du distillat.

Calcul :

$$F' = 5,7828 * 94,2474$$

$$F' = 545,0139 \text{ Kmole/h}$$

Reflux chaud G'_R :

$$G'_R = (r_b)_{opt} * R'$$

Tels que :

$(r_b)_{opt}$: le taux de rebouillage optimal

R' : débit molaire du résidu

Calcul :

$$G'_R = 1,3148 * 485,8207$$

$$G'_R = 638,7571 \text{ Kmole/h}$$

7.2.2.2 Calcul de la Quantité de chaleur de la charge d'alimentation Q_L :

Tableau 28 : Les données de la charge d'alimentation

Constituants	X_L	$h_i^{194,41}$
CH ₄	0,0007	250
C ₂ H ₆	0,0043	200
C ₃ H ₈	0,0123	195
nC ₄ H ₁₀	0,0333	187
iC ₄ H ₁₀	0,0311	178
iC ₅ H ₁₂	0,0179	178
nC ₅ H ₁₂	0,0103	180
C ₆ H ₁₄	0,0403	180
C ₇ H ₁₆	0,2879	150
C ₈ H ₁₈	0,3103	145
C ₉ H ₂₀	0,1692	137
C ₁₀ H ₂₂	0,0538	135
C ₁₁ H ₂₄	0,0187	128
C ₁₂ H ₂₆	0,0099	125

On a :

$$Q_L = L * H_L^{194,41}$$

L'enthalpie massique de la charge est calculé en utilisant la formule suivante :

$$H_L^{194,41} = \sum X_i \cdot h_i$$

Calcul :

$$H_L^{194,41} = 149,7436 \text{ Kcal/h}$$

$$L = 58281,03 \text{ Kg/h}$$

Donc :

$$Q_L = 149,7436 * 58281,03$$

$$Q_L = 8,7272 * 10^6 \text{ Kcal/h}$$

7.2.2.3 Détermination de la charge thermique du condenseur (Q_{cond}) :

Pour déterminer la capacité thermique du condenseur, on fait un bilan thermique sur le condenseur.

Bilan sur le condenseur :

$$S \cdot H_S^{70} + Q_{\text{cond}} = f \cdot H_f^{25} + (D+F) H_D^{25}$$

Pour pouvoir calculer la capacité thermique du condenseur on doit déterminer les paramètres suivants :

- **L'enthalpie massique :**

$$H = \sum Y_i \cdot h_i$$

Tels que :

H : l'enthalpie de la phase vapeur.

h_i : l'enthalpie massique des différents constituants dans la phase vapeur, elles sont obtenues à l'aide des abaques

Y_i : fraction massique de constituant {i} dans la phase vapeur

- **La fraction massique :**

$$Y_i = \frac{Y'_i M_i}{\sum M_i Y'_i}$$

Y'_i : fraction molaire de constituant {i} dans la phase vapeur.

M_i : masse molaire du constituant {i} dans la phase vapeur.

- **Le débit massique :**

$$D = D' * M_m$$

M_m : la masse molaire moyenne.

D' : le débit molaire

On applique l'équation pour calculer Y_i, les valeurs calculées nous permettent de trouver h_i^t :

Tableau 29 : Les données de Q_{cond}

Constituants	Y _{fi}	X _D = X _F	Y _s	h _i ²⁵	h _i ⁷⁰
CH ₄	0,1448	0,0035	0,0046	170	190
C ₂ H ₆	0,2121	0,0596	0,0439	165	185
C ₃ H ₈	0,2691	0,1938	0,1569	155	175
nC ₄ H ₁₀	0,2174	0,2609	0,3847	150	165
iC ₄ H ₁₀	0,1446	0,4813	0,4067	155	170
iC ₅ H ₁₂	0,0002	0,0007	0,0026	153	167
	1	1	1		

- **Calcul des enthalpies :**

$$H_f^{25} = 156,3766 \text{ Kcal/Kg}$$

$$H_D^{25} = 154,3116 \text{ Kcal/Kg}$$

$$H_S^{70} = 169,5017 \text{ Kcal/Kg}$$

- **Les débits massiques :**

$$f = 1,811 \text{ Kg/h}$$

$$D = 4848,3784 \text{ Kg/h}$$

$$F = 28037,2046 \text{ Kg/h}$$

$$S = 32887,394 \text{ Kg/h}$$

Calcul :

$$Q_{\text{cond}} = - 4,9956 * 10^5 \text{ Kcal/h}$$

7.2.2.4 Calcul de la charge thermique de rebouilleur Q_{reb} :

Pour déterminer la capacité thermique du rebouilleur, on fait un bilan thermique sur le rebouilleur.

Bilan sur le rebouilleur :

$$L.H_L^{194,41} + Q_{\text{reb}} = Q_{\text{cond}} + D H_D^{25} + R H_R^{230} + f H_f^{25}$$

Les valeurs de X_i présentées dans le tableau suivant nous permettent de trouver h_i^t :

Tableau 30 : Les données de Q_{reb}

Constituants	Y_f	X_D	X_L	X_R	h_i^{25}	$h_i^{194,41}$	h_i^{230}
CH ₄	0,1448	0,0035	0,0007	-	170	250	-
C ₂ H ₆	0,2121	0,0596	0,0043	-	165	200	-
C ₃ H ₈	0,2691	0,1938	0,0123	-	155	195	-
nC ₄ H ₁₀	0,2174	0,2609	0,0333	0,0049	150	187	280
iC ₄ H ₁₀	0,1446	0,4813	0,0311	0,0017	155	178	260
iC ₅ H ₁₂	0,0002	0,0007	0,0179	0,0144	153	178	240
nC ₅ H ₁₂	-	-	0,0103	0,0090	-	180	235
C ₆ H ₁₄	-	-	0,0403	0,0205	-	180	229
C ₇ H ₁₆	-	-	0,2879	0,3322	-	150	225
C ₈ H ₁₈	-	-	0,3103	0,3571	-	145	200
C ₉ H ₂₀	-	-	0,1692	0,1848	-	137	198
C ₁₀ H ₂₂	-	-	0,0538	0,0490	-	135	195
C ₁₁ H ₂₄	-	-	0,0187	0,0227	-	128	193
C ₁₂ H ₂₆	-	-	0,0099	0,0038	-	125	188

- **Calcul des enthalpies :**

$$H_f^{25} = 156,3766 \text{ Kcal/h}$$

$$H_D^{25} = 154,3116 \text{ Kcal/h}$$

$$H_A^{194,41} = 149,7436 \text{ Kcal/h}$$

$$H_R^{230} = 209,4854 \text{ Kcal/h}$$

▪ Les débits massique :

$$f = 1,811 \text{ Kg/h}$$

$$D = 4848,3784 \text{ Kg/h}$$

$$L = 58281,03 \text{ Kg/h}$$

$$R = 53610,8486 \text{ Kg/h}$$

Calcul :

$$Q_{\text{reb}} = 2,7524 * 10^6 \text{ Kcal/h}$$

7.2.2.5 Calcul de la TVR du platformat stabilisée :

Connaissant la composition des différents constituants au fond de la colonne de stabilisation, nous obtiendrons à la tension de vapeur vraie $(TVV)_m$ du mélange, d'après la formule de **RAOULT**, telle que :

$$(T.V.V)_m = \sum (T.V.V)_i \cdot X_i'$$

Avec :

$(T.V.V)_m$: tension de vapeur vraie du mélange à T °C en [Kg/cm²]

$(T.V.V)_i$: tension de vapeur vraie du constituant {i} à T °C en [Kg/cm²]

X_i' : la concentration molaire de chaque constituant dans le mélange.

D'après le diagramme de **COX-CHART** la tension de vapeur vraie de chaque constituants est déterminée en fonction de la température d'ébullition de chaque élément à 37,8 °C

Tableau 31 : Calcul de la TVV_m

Constituants	X_{Ri}'	$(T.V.V)_i$	T_{eb}	$X'_{Ri} \cdot (T.V.V)_i$
nC ₄ H ₁₀	0,0093	3,5	-1	0,0326
iC ₄ H ₁₀	0,0032	5	-11,7	0,016
nC ₅ H ₁₂	0,0138	1	36,1	0,0138
iC ₅ H ₁₂	0,0220	1,6	27,8	0,0352
C ₆ H ₁₄	0,0263	0,35	69	0,0092
C ₇ H ₁₆	0,3658	0,12	98,42	0,0439
C ₈ H ₁₈	0,345	0,04	125,6	0,0138
C ₉ H ₂₀	0,159	0,013	151	0,0021
C ₁₀ H ₂₂	0,038	0,0044	174	0,0002
C ₁₁ H ₂₄	0,016	0,0016	196	0,00003
C ₁₂ H ₂₆	0,0024	0,0011	216,2	0,000003
Σ	1			0,1668

Après le calcul :

$$(T.V.V)_m = 0,1668 \text{ Kg/cm}^2$$

Détermination de la pente S à partir de la distillation ASTM du résidu :

On a :

$$S = (T_{15\%} - T_{5\%}) / 10$$

Tableau 32 : Distillation ASTM du résidu

(%) volumique	PI	5	10	15	20	30	50	70	90	PF
T (°C)	45	64	75	81	88	101	122	145	167	204

Calcul :

$$S = (81-64) / 10$$

$$S = 1,7$$

On peut déterminer la TVR du mélange à partir du diagramme de corrélation entre la tension de vapeur Reid (TVR) et la tension de vapeur vrai (TVV).

Donc la TVR du mélange est : **TVR**= 0,18 Kg/cm²

La TVR avec les paramètres de fonctionnement actuel de la raffinerie d'Alger est égal :

$$\mathbf{TVR} = 0,18 \text{ Kg/cm}^2$$

▪ **Interprétation des résultats :**

Afin d'assurer une bonne séparation entre les GPL et le platformat stabilisé, la colonne de stabilisation devra fonctionner dans les conditions suivantes :

Tableau 33 : Paramètres de fonctionnement de la colonne de stabilisation

Paramètres	Cas réel		Cas design	
	Pression (bars)	Température (°C)	Pression (bars)	Température (°C)
Sommet de la colonne	15	70	17	100
Fond de la colonne	15,50	230	17,5	275
Ballon de reflux	14,7	25	17	80
Taux de reflux	5,7828		6,9689	
Taux de rebouillage	1,3148		2,16345	
Position du plateau d'alimentation	19		19	

Les conditions de fonctionnement de la colonne de stabilisation de reformat nous ont permis de calculer les capacités thermiques du condenseur et de rebouilleur.

Tableau 34 : Comparaison des capacités thermiques du condenseur et du rebouilleur calculées avec le cas design

	Calcul	Design
$Q_c (* 10^5 \text{ Kcal/h})$	4,9956	5,7480
$Q_{reb} (* 10^6 \text{ Kcal/h})$	2,7524	6,964

Les résultats obtenus dans le tableau ont montré que les capacités thermiques calculées en fonction des nouveaux paramètres sont inférieures à celle de design, ce qui traduit que le condenseur et le rebouilleur pourront supporter ces valeurs des paramètres.

Le fonctionnement avec ces valeurs permet de garder la limite de la TVR à 250 g/cm^2
($\text{TVR} < 250 \text{ g/cm}^2$)

Conclusion générale

Conclusion générale :

- Le contrôle et la commande des dépenses, les couts de production et d'exploitation c'est l'objet de toute société industrielle, elle est intéressée par l'optimisation et la minimisation de ses dépenses, c'est pour cela les paramètres de fonctionnement de chaque unité industrielle dépend de la composition de la charge d'alimentation.
- Durant notre stage, on a constaté que la TVR est l'un des paramètres par excellence de la révélation de l'unité de reformage catalytique.
- Le reformat est produit à une TVR dans les normes ou elle ne dépasse pas 250 g/cm^2 .
- Notre étude nous a permis d'aboutir aux conditions opératoires suivantes :

$P_s = 15 \text{ bars}$, $P_f = 15,5 \text{ bars}$, $P_b = 14,7 \text{ bars}$, $T_s = 70^\circ\text{C}$, $T_f = 230^\circ\text{C}$, $T_b = 25^\circ\text{C}$.

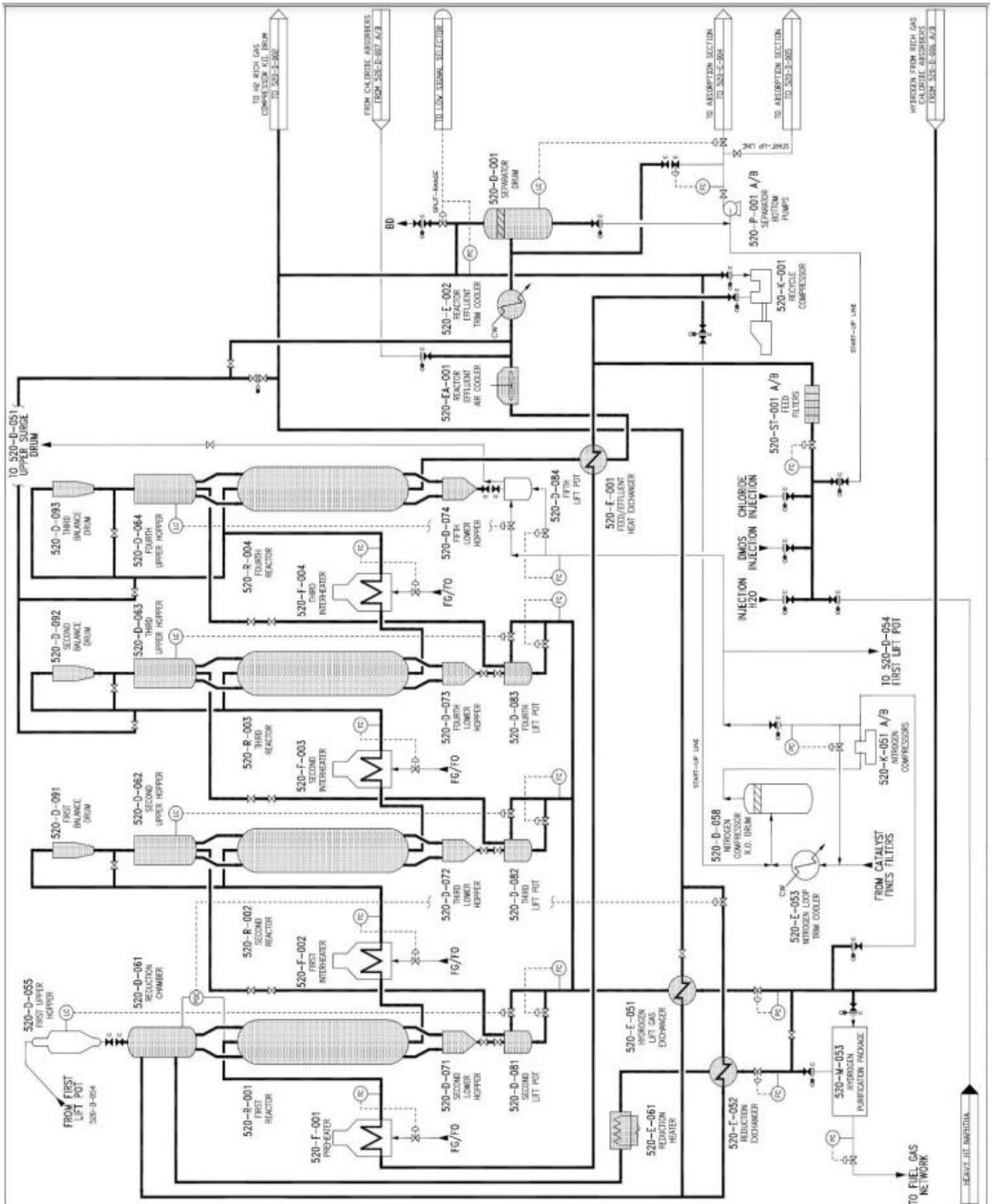
Bibliographie

- [1] «SONATRACH,» [En ligne]. Available: www.sonatrach.com.
- [2] <https://www.euro-petrole.com/sonatrach-ei-592-sc-1>
- [3] Mebarki Amina, « Etude de vérification des paramètres de fonctionnements de la Colonne C302 de l'unité Gas-plant de la raffinerie d'Alger ». Mémoire de fin d'études Pour l'obtention du diplôme de Master II, En : Génie des procédés, Option : Génie des Procédés Organiques et Macromoléculaires, Université M'Hamed BOUGARA Boumerdes année 2016/2017.
- [4] ↑ «*LA NOUVELLE RAFFINERIE DE PÉTROLE D'ALGER SERA INAUGURÉE MERCREDI*» [[archive](#)], sur *Le Monde*, 15 avril 1964
- [5] ↑ «*Technip remporte un contrat de 680 millions d'euros pour la réhabilitation de la raffinerie d'Alger*» [[archive](#)], sur *euro-petrole.com*
- [6] ↑ «*Technip : TechnipFMC se réconcilie avec l'algérien Sonatrach*» [[archive](#)], sur *BFM Bourse*, 5 juin 2017
- [7] ↑ «*Raffinerie d'Alger : Optimiser la production*» [[archive](#)], sur *El Moudjahid*, 7 novembre 2016
- [8] ↑ «*Après près de dix ans de travaux, la raffinerie d'Alger enfin inaugurée*» [[archive](#)], sur *TSA*, 21 février 2019
- [9] <https://www.google.com/maps/@36.6744518,3.1177606,1080m/data=!3m1!1e3>
- [10] Steven A. Treese • Peter R. Pujado' David S. J. Jones, Handbook of Petroleum Processing Second Edition, Springer International Publishing Switzerland, 2015
- [11] <https://www.ifpenergiesnouvelles.fr/enjeux-et-prospective/decryptages/energiesfossiles/tout-savoir-petrole>
- [12] <https://www.pourlascience.fr/sd/energie/a-quelles-profondeurs-trouve-t-on-du-petrole-8154.php>
- [13] M.R.Riazi, Characterization and Properties of Petroleum Fractions First Edition, ASTM International, 2005
- [14] P.WHuitier. le pétrole : Raffinage et génie chimique (Tome I) 2eme éd. Paris : Edition Technique, 1972
- [15] J.-P. WAUQUIER, Le Raffinage de Pétrole : Tome 1, Edition Technip

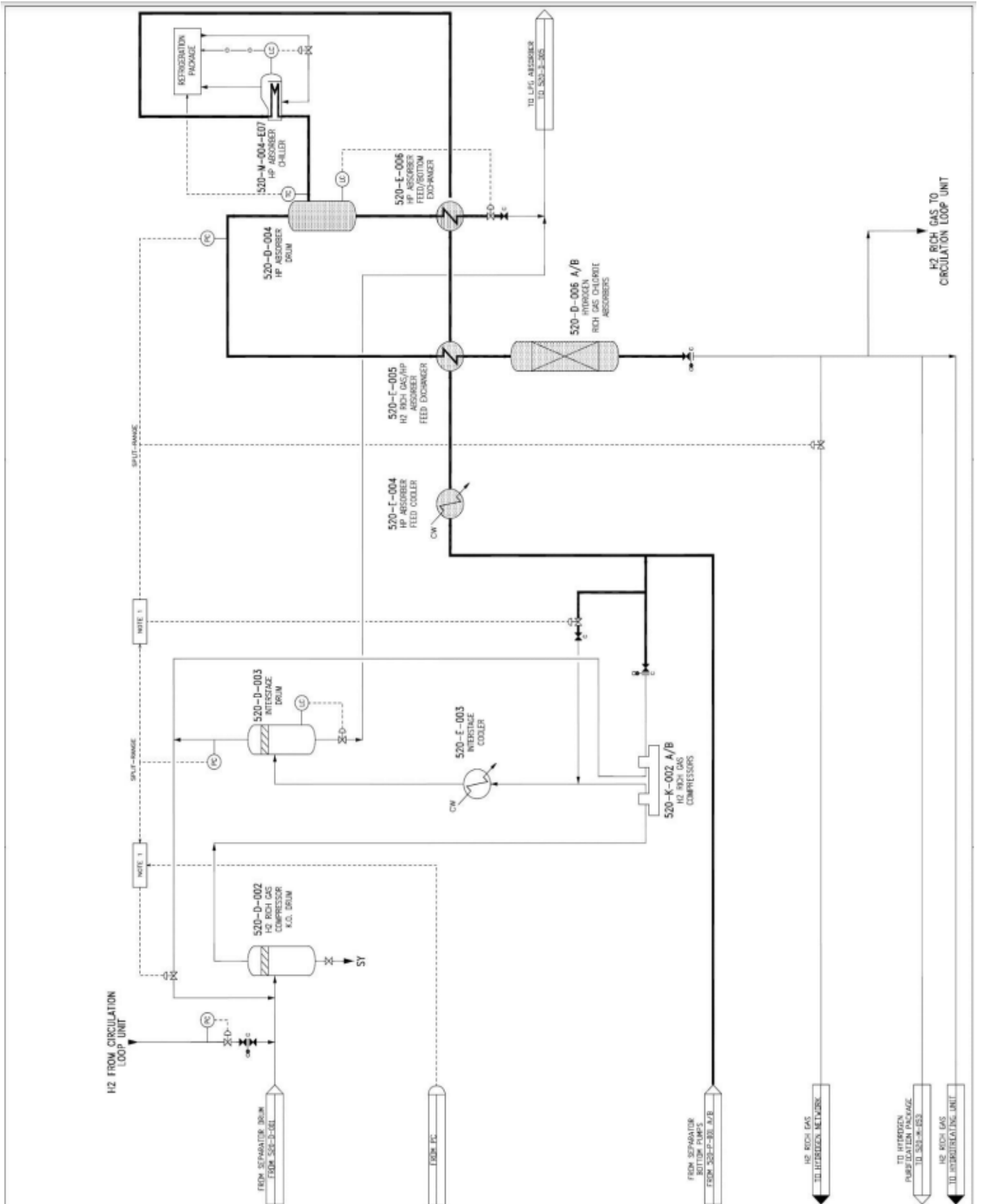
- [16] B. Saïd, « Mémoire, Distillation atmosphérique/unité 11, traitement du kérozène, » SH IAP Skikda.
- [17] Richard S.Krauss , Le Raffinage du pétrole partie industrielles chimiques et parachmiques, chapitre 78 collection encyclopédie du BIT.
- [18] Planète énergies, dossier « les techniques du raffinage », les trois étapes du raffinage, publié le 25 août 2014.
- [19] J.-F. J. Gilles FOURNIER, Procédés chimie - bio - agro | Opérations unitaires. Génie de la réaction chimique, 2001.
- [20] Manuel d'exploitation de l'unité de reformage catalytique de la raffinerie d'Alger
- [21] P.Withier, Raffinage et génie chimique , Tome -I- 1ere édition, édition Technip paris, Paris, 1972.
- [22] Manuel opératoire (Documentation de la raffinerie d'Alger)
- [23] NAFTAL/Branche Carburant/Fiche technique produit : essence sans plomb/ERQ LB 58 01
- [24] J. c. guibet, carburants encyclopedia universalis.
- [25] Connaissance et Maitrise des Phénomènes Physique et Chimiques/ ELEMENTS DE CHIMIE- PRODUITS/ LES ESSAIS NORMALISES DE CONTROLE ET DE QUALITE DES PRODUITS PETROLIERS/2006 ENSPM Formation industrie – IFP Training
- [26] k. Boutelilane, «Memoire MSP : Amelioration de la section reformage catalytique,» IAP Hassi Messaoud, Skikda, 2016
- [27] r. d'arzew, manuel opératoire de l'unité d'isomérisation, oran.

Annexes

Annexes 01 : Schéma de procédé : Section de réaction

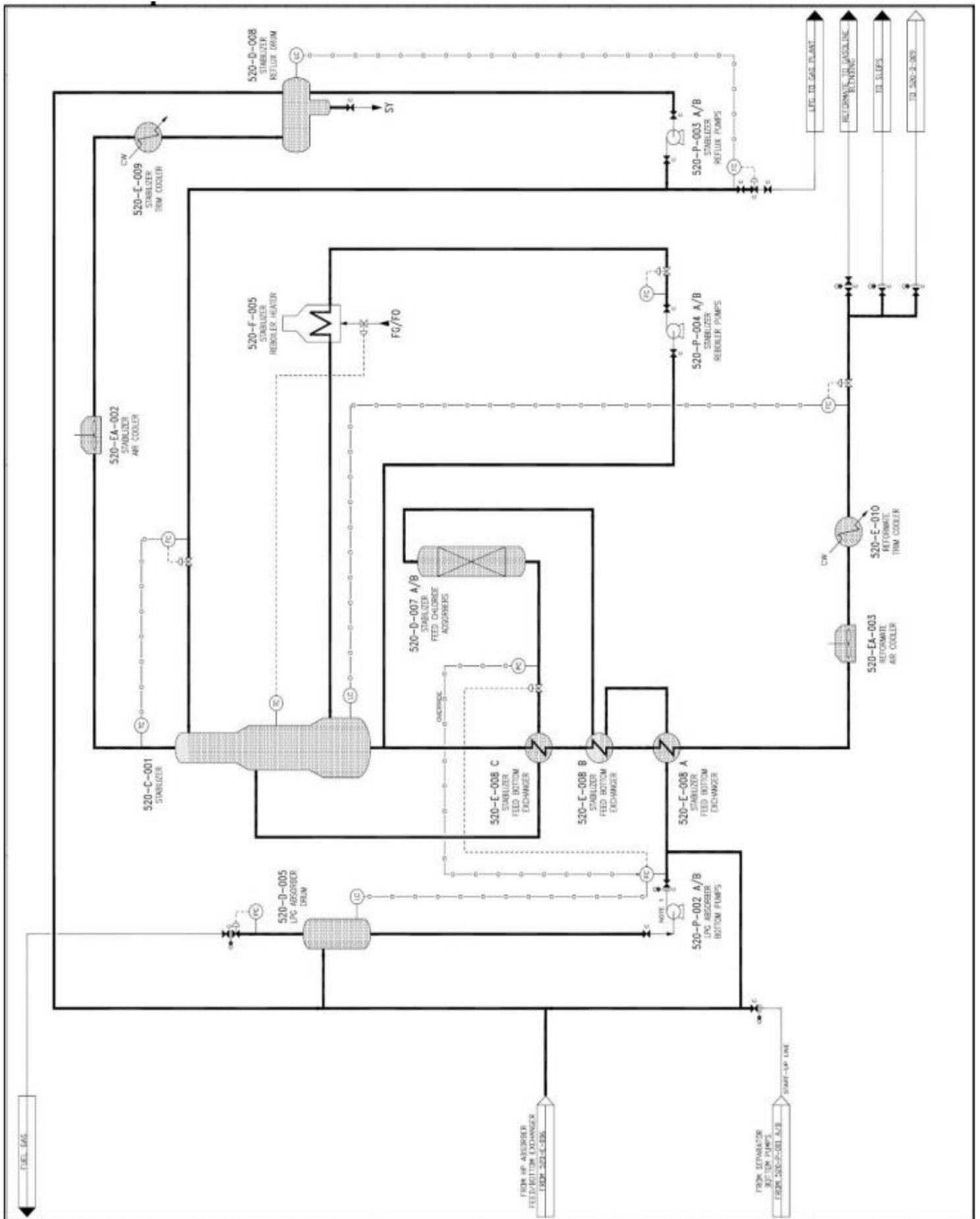


Annexes 04 : Section de l'absorbeur (2/3)

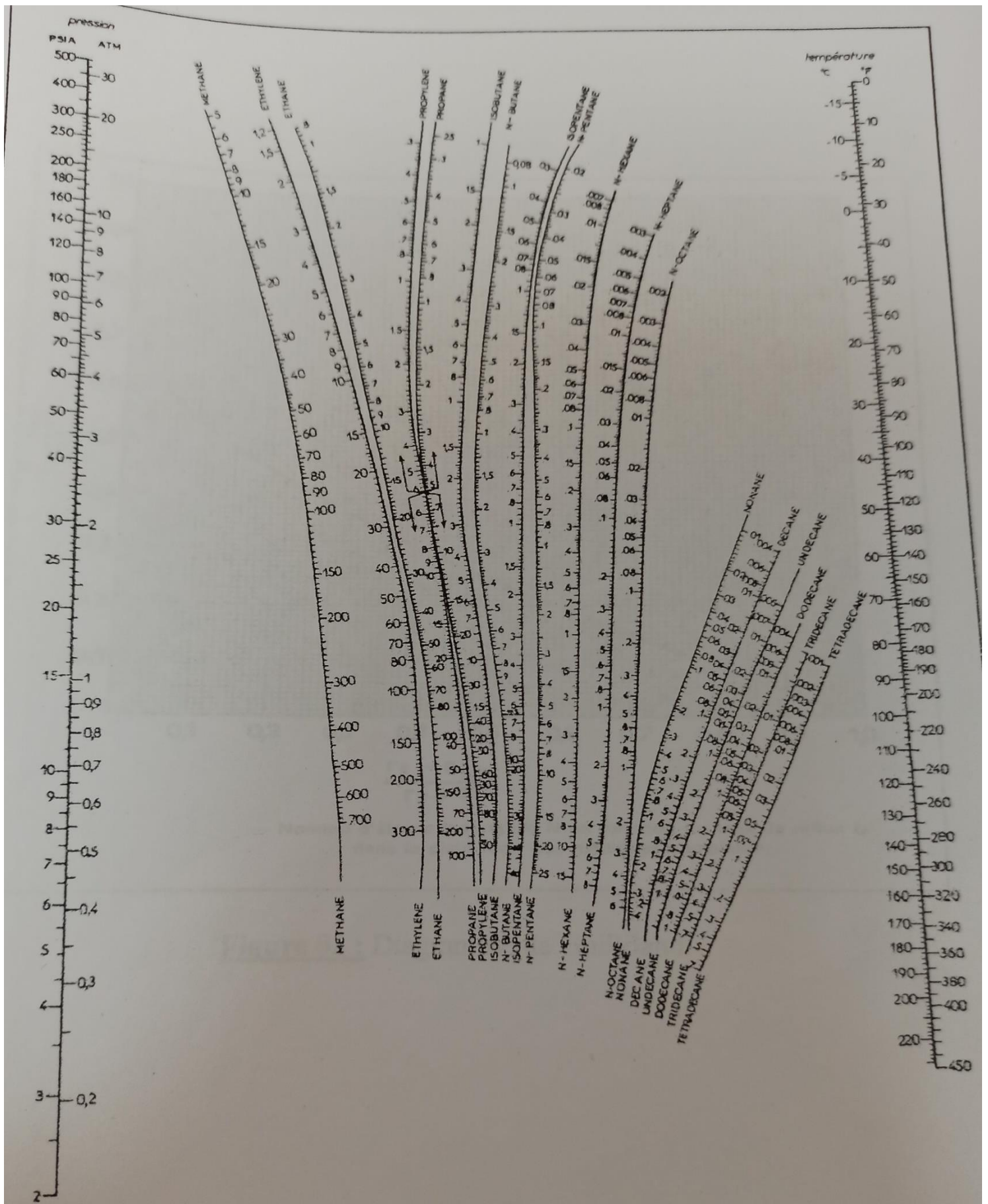


Section de l'absorbeur (3/3)

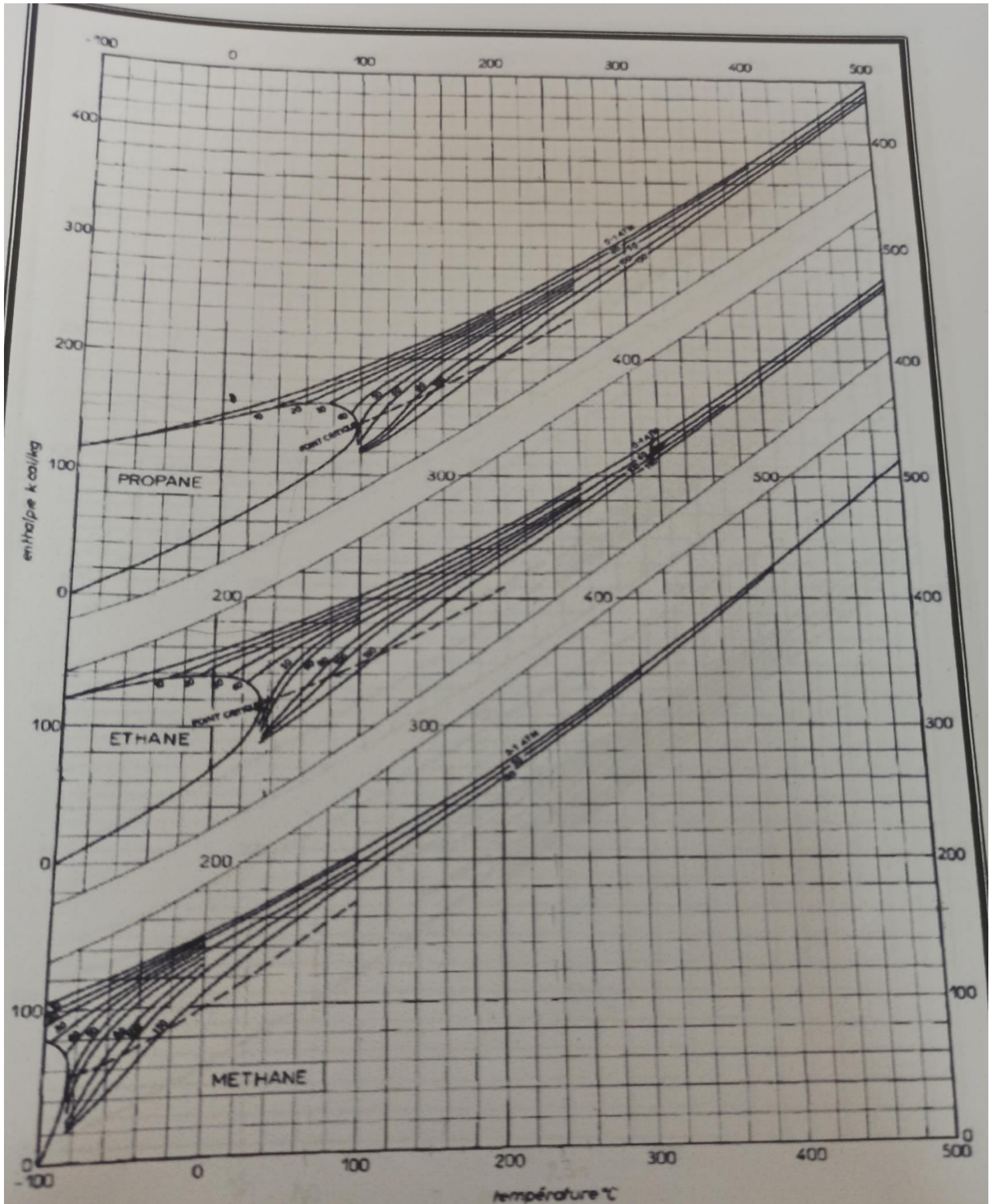
Annexes 05 : Schéma de procédé : Section de stabilisation



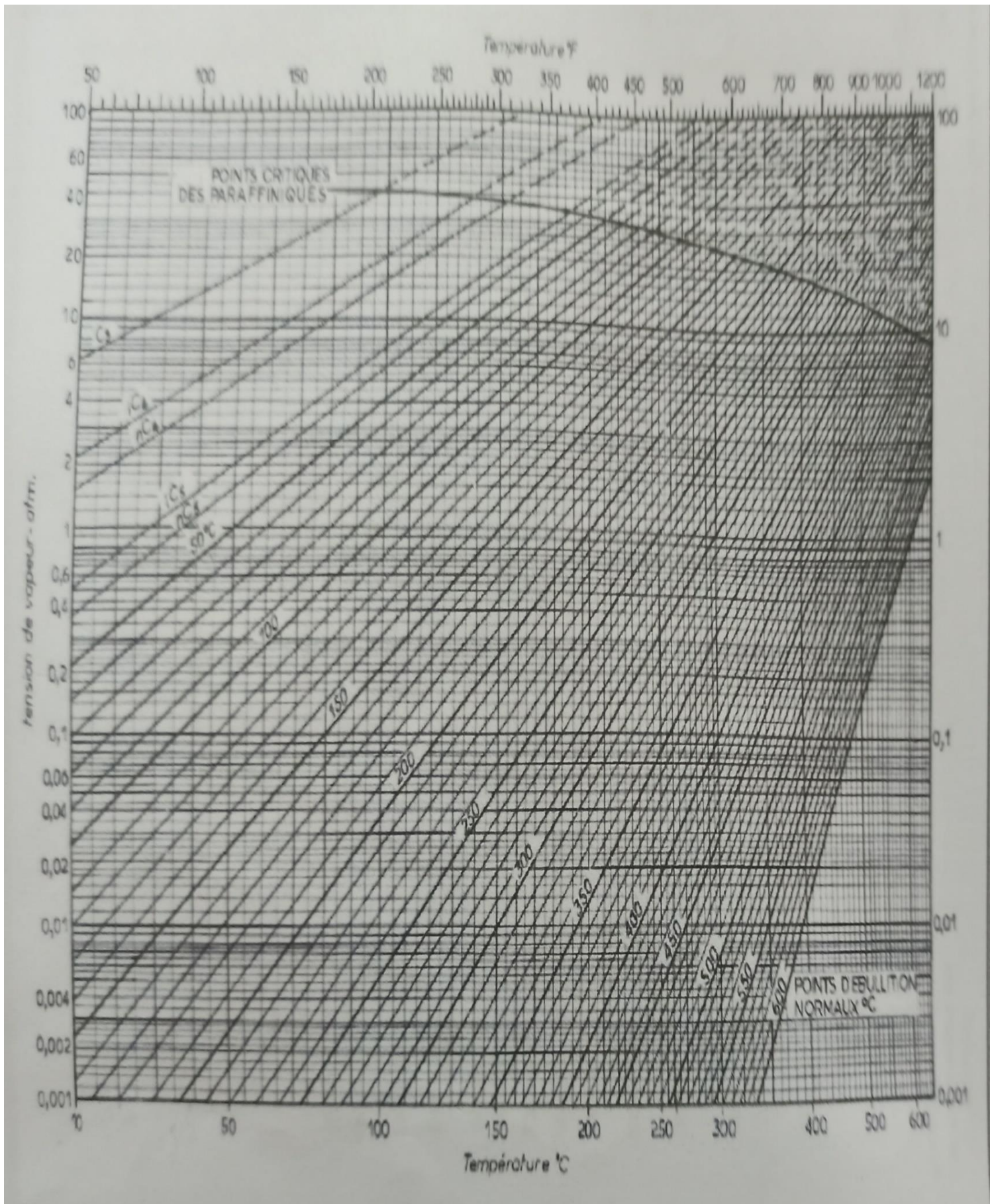
Annexes 06 : Coefficient d'équilibre des hydrocarbures (Scheibel & Jenny)



Annexes 07 : Enthalpie du Méthane, du L'Ethane et du Propane



Annexes 09 : Courbe de tension de vapeur des hydrocarbures (Cox-Chart)



Annexes 10 : Corrélation entre la tension de vapeur Reid (TVR) et tension de vapeur vraie (TVV)

