

REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE
Ministère de l'Enseignement Supérieur et de la Recherche Scientifique

UNIVERSITE de SAAD DAHLEB BLIDA 1



Faculté de Technologie

Département de Génie des Procédés

Mémoire

En vue de l'obtention du diplôme de

MASTER EN GENIE DES PROCEDES

Spécialité : Génie Chimique

Intitule du mémoire

Étude du fonctionnement de la colonne de stabilisation 520-C-001 du reformat dans l'unité de reformage catalytique CCR-520 de la raffinerie d'Alger

Présenté par :

BENZOHRA Naila

BELKESSA Inas

Encadré par :

Dr Y. ABDELBAKI (Promotrice)

Mr. M. KESIR (Co-Promoteur)

Année 2024/2025

Remerciements

Ce mémoire marque l'aboutissement d'un long parcours, fruit de plusieurs mois de travail intense, d'efforts soutenus, de moments de doute, mais aussi de belles découvertes.

Avant tout, nous tenons à exprimer notre gratitude la plus sincère à ALLAH, Le Tout-Puissant, Le Très Miséricordieux, pour nous avoir accordé la force, la patience et la persévérance nécessaires pour mener à bien ce travail. Sans Sa guidance et Ses bienfaits, rien de tout cela n'aurait été possible.

Nous souhaitons exprimer notre reconnaissance à notre promotrice docteur ABDELBAKI.Y, pour ses conseils avisés, son accompagnement attentif, et sa bienveillance. Son implication et ses encouragements ont été déterminants à chaque étape de ce projet.

Nous tenons à remercier notre profonde considération va également à l'ingénieur KESIR .M, notre Co-promoteur à la raffinerie d'Alger, pour son accueil chaleureux, ses orientations pertinentes, ainsi que pour le partage précieux de son expérience professionnelle, qui nous a permis de structurer notre travail avec rigueur.

Nous sommes également reconnaissants envers l'ensemble du personnel de la raffinerie d'Alger, et tout particulièrement l'équipe de l'unité de reformage catalytique, pour leur soutien et leur disponibilité durant notre stage

Nos pensées vont à l'ensemble des enseignants du département de Génie des Procédés, dont les apports académique et humains ont jalonné ces années d'études et enrichi notre parcours

Nous avons aussi une pensée spéciale pour nos amis de promotion, avec qui nous avons partagé cinq années d'apprentissage, d'épreuves, mais aussi de rires, de solidarité et de souvenirs inoubliables.

Enfin, Nous ne saurions oublier nos familles, véritables piliers de notre réussite, leur soutien inconditionnel, leur patience, encouragements constants et leur foi en nous ont été d'une aide inestimable.

A toutes celles et ceux qui, de près ou de loin, ont contribué à la réalisation de ce travail, nous adressons notre plus sincère gratitude

Dédicace

À la prune de mes yeux, ma tendre mère Nour El Houda

Mon premier refuge, ma source inépuisable d'amour, de joie et de bonheur. Tu es l'âme de tout ce que je suis. Dans tes sacrifices, j'ai puisé ma force, dans tes prières, ma protection, Et dans tes bras, mon chez-moi, Chaque pas que je fais, chaque page que je tourne, porte ton empreinte, Ce n'est pas seulement ma réussite, c'est aussi la tienne. MAMA, Pour toujours et à jamais.

À mon cher père Nabil

Source de tendresse, de noblesse et de sagesse, Merci d'avoir été mon réconfort et mon pilier et une force constante. Ton amour m'a portée à chaque étape de ce parcours, ta patience et ton soutien inébranlable m'ont donné le courage d'avancer. Je t'en suis profondément reconnaissante

À ma chère Yaya Belkessa Halima

Tu ne t'es pas contentée de m'élever, tu m'as façonnée. Tes mains ont bercé mon enfance, tes mots ont guidé mon cœur et ton amour a bâti les fondations sur lesquelles je me tiens aujourd'hui. Ce chemin t'appartient autant qu'il est le mien.

À mon frère Abd Raouf Malek et à ma sœur Sirine

Merci pour votre présence, vos encouragements, et la force que vous m'avez donnée, souvent sans même le savoir. Vos rires et votre soutien m'ont portée plus que vous ne l'imaginez.

À mes cousins Amar, Bilel et Taha Ismail compagnons de mes souvenirs d'enfance

Merci pour les moments partagés qui ont marqué mon cœur, Plus que de simples membres de ma famille, vous avez été les frères de mon cœur, les complices de mes premiers souvenirs. Merci pour ces instants précieux, pour votre affection et votre présence constant.

À toute ma famille, À mes grands-parents, à mes tantes, à mes oncles et mes cousins

Vous m'avez permis de ressentir ce lien profond qu'offre l'amour familial. Chacun d'entre vous a contribué à sa manière, à façonner la personne que je suis aujourd'hui. C'est une chance inestimable de vous avoir à mes côtés.

À mes oncles Belkessa Naceur, Khalo Yaa Aziz et ma tante Belkessa Sabah

vous avez été des repères, des soutiens fidèles présents avec la force discrète et rassurante que seule une vraie famille peut offrir. Merci pour votre dévouement et votre bienveillance.

À mes amours cousines Fatima El Zahra Rania Saadia Ferial Rima Imen Tina Kenza Melissa

Grandir à vos côtés, c'était avoir un second foyer-empli de secrets partagés, de complicité et d'un amour silencieux mais indéfectible. Avoir vécu mon enfance avec vous et une véritable bénédiction. Merci pour les rires, les aventures et tous ces instants qui ont façonné mon histoire. Vous avez été mes premiers alliés dans ce monde, et une part de vous vit en chacune des versions de moi.

À mes chers amis Israa, Meriem, Adidi, Nouzha Samira, hyeonji

Merci d'avoir été là, dans les moments d'ombre comme dans ceux de lumière. Vous avez su me relever, me rappeler ma valeur, et marcher à mes côtés avec bienveillance. Votre amitié a été un soutien inestimable, bien au-delà de ce que vous imaginez.

À mon binôme Naila

Tu as été bien plus qu'une coéquipière une partenaire de confiance, toujours engagée et patiente. Cette dissertation est le reflet de nos efforts conjoints, de nos éclats de rire de nos nuits blanches et de notre persévérance. Je n'aurais pas pu rêver meilleure compagne de route pour traverser ce chapitre.

Inas.

Dédicace

À ma mère Faiza Sahraoui

Merci du fond du cœur pour ton soutien et ton amour inconditionnel. Tu as toujours cru en moi, je suis infiniment reconnaissante et fière d'avoir une mère aussi extraordinaire que toi.

À khaltou Lamia Sahraoui

Je ne pourrai jamais exprimer à quel point j'ai de la chance d'avoir une tante comme toi, ton amour et ton soutien font de toi une tante exceptionnelle. Merci d'être toujours là.

À ma chère mima Hanifa Benmoukadem

J'aurais tant aimé que tu sois là pour partager ce grand moment avec moi. Ton absence me pèse, mais je sais, au fond de mon cœur, que tu es fière de moi là où tu es.

À ma sœur Nezhat et son mari Walid

Merci d'être toujours là pour moi et d'être mes meilleurs amis. Tu es la grande sœur dont tout le monde rêverait, et je suis chanceuse de t'avoir. Je vous souhaite une vie remplie de bonheur, d'amour et de sérénité.

À mon frère Rachid et sa femme NESRINE

Merci pour tout le soutien que tu m'as offert au fil des années. Merci d'avoir été un père pour moi. Votre couple est unique, et votre histoire me rappelle que le plan de dieu dépasse toujours le nôtre. Vous étiez destinés l'un à l'autre.

À mon cousin Oussama et sa femme Amina

Merci d'être gentil et d'être ce genre de cousin qui sait faire rire même dans les moments les plus difficiles. Pour moi tu es plus qu'un cousin, tu es un deuxième frère. Que votre vie soit remplie de bonheur, de réussite et de paix.

À mes chers neveux Rahma, Iyed, Zayn et Zeyd

Vous apportez tant de joie et de lumière dans ma vie. Votre innocence, vos sourires et votre énergie sont une source d'inspiration pour moi. Je vous aime profondément, j'espère de tout mon cœur que votre vie sera remplie de bonheur, de rires et de belles réussites.

À Bilel

Merci pour ton amitié, ton soutien et tous les bons moments partagés. Ta présence a toujours été une source de force et de rires. Je suis vraiment reconnaissante d'avoir un meilleur ami comme toi.

A mes chères amies **Meriem, Nour** et **Chourouk** merci d'avoir été à mes côtés à chaque étape de ce parcours. Votre amitié, votre soutien et vos éclats de rire ont rendu les moments difficiles plus doux et les beaux jours encore plus mémorables. Je me sens vraiment chanceuse de vous voir dans ma vie.

À mon binôme Inas

Merci pour ta présence, ton soutien et ta précieuse collaboration tout au long de cette aventure. Travailler à tes côtés a été un vrai plaisir, et ton sérieux comme ta bonne humeur ont fait toute la différence. Je n'aurais pas pu rêver meilleur partenaire.

Naila.

المخلص

تتناول هذه الدراسة تقييم أداء عمود التثبيت المستخدم في تثبيت الريفورمات غير المستقر الناتج عن عملية الإصلاح التحفيزي. حيث تقدم المعايير التشغيلية، وتحليل الكسور الناتجة، والحسابات الثرموديناميكية الأساسية. تم تحديد التدفقات الكتلية والمولية، بالإضافة إلى إجراء موازين الطاقة. كما أجريت محاكاة رقمية باستخدام برنامج Aspen HYSYS من أجل التحقق من النتائج. تُظهر النتائج بشكل عام فعالية جيدة لعملية التثبيت، حيث بلغت التدفقات الكتلية 2712,65 كغ/سا للديستيلات و 58923,78 كغ/سا للبقايا، ما يعادل تدفقات مولية قدرها 72,04 ك.مول/سا و 540,68 ك.مول/سا على التوالي. أما ميزان الطاقة فقد أظهر طاقة حرارية مزودة للغلاية بقيمة $5,7817 \times 10^5$ كج/سا، وطاقة حرارية مستخرجة من المكثف بقيمة $1,2231 \times 10^5$ كج/سا، مما يؤكد تناسق النظام وكفاءته في العمل.

الكلمات المفتاحية: الريفورمات غير المستقر، عمود التثبيت، الحسابات الديناميكية، محاكاة رقمية، Aspen HYSYS

Résumé

Cette étude porte sur l'évaluation des performances d'une colonne de stabilisation utilisée pour stabiliser le reformat instable issu du reformage catalytique. Elle présente les paramètres opératoires, l'analyse des fractions obtenues et les calculs thermodynamiques essentiels. Les débits massiques, molaires, ainsi que les bilans énergétiques sont déterminés. Une simulation numérique avec Aspen HYSYS est réalisée pour valider les résultats. L'ensemble des résultats montre une bonne efficacité du procédé de stabilisation, avec des débits massiques de 2712,65 kg/h pour le distillat et 58923,78 kg/h pour le résidu, correspondant à 72,04 kmol/h et 540,68 kmol/h respectivement. Le bilan énergétique indique une charge thermique au rebouilleur de $Q_{reb} 5,7817 \times 10^5$ et une chaleur extraite au condenseur de $Q_{cond} -1,2231 \times 10^5$ confirmant la cohérence et la performance du système.

Mots clés : Reformat instable, colonne de stabilisation, calculs thermodynamiques, simulation, Aspen HYSYS.

Abstract

This study focuses on evaluating the performances of a stabilization column used to stabilize the unstable reformat produced from catalytic reforming. It presents the operating parameters, the analysis of the obtained fractions, and the essential thermodynamic calculations. Mass and molar flow rates, as well as energy balances, were determined. A numerical simulation using Aspen HYSYS was carried out to validate the results. The overall results demonstrate the good efficiency

of the stabilization process, with mass flow rates of 2712.65 kg/h for the distillate and 58923.78 kg/h for the residue, corresponding to molar flow rates of 72.04 kmol/h and 540.68 kmol/h, respectively. The energy balance shows a reboiler heat duty of 5.7817×10^5 kJ/h and a condenser heat duty of -1.2231×10^5 kJ/h, confirming the consistency and performance of the system.

Keywords: unstable reformat, stabilizer column, thermodynamic calculations, simulation, Aspen HYSYS.

TABLE DES MATIERES

REMERCIEMENTS

RESUME

TABLE DES MATIERES

LISTE DES FIGURES

LISTE DES TABLEAUX

LISTE DES ABREVIATIONS

NOMENCLATURE

INTRODUCTION.....	1
Chapitre 1_Aperçu général de l'industrie pétrolière et du raffinage en Algérie	
1.1. L'industrie pétrolière en Algérie.....	3
1.2. Le raffinage du pétrole	4
1.2.1. Les raffineries en Algérie	4
1.2.2. La capacité totale de traitement du pétrole brut	6
1.3. La Raffinerie d'Alger RA1G.....	6
1.3.1. Présentation et historique de la raffinerie d'Alger	6
1.3.2. Description des unités de la raffinerie d'Alger	7
1.3.3. Autres installations de la raffinerie	8
Chapitre 2 Aspects théoriques du reformage catalytique et de la colonne de stabilisation	
2.1. Introduction au procédé de reformage catalytique	9
2.1.1. L'indice d'octane	9
2.1.2. La tension de vapeur Reid.....	10
2.2. Principe du reformage catalytique.....	10
2.3. Les principales réactions du reformage catalytique	11
2.4. Les catalyseurs utilisés dans le reformage catalytique.....	15

2.5.	Paramètres influençant le procédé de reformage catalytique.....	16
2.6.	Structure et fonctionnement d'une unité de reformage catalytique continu (CCR).....	18
2.6.1.	Section réactionnelle	18
2.6.2.	Régénération du catalyseur	19
2.7.	Colonne de stabilisation	20
2.7.1.	Principe de fonctionnement d'une colonne de stabilisation (en générale).....	20
2.7.2.	Types de colonnes de stabilisation	21
2.7.3.	Point de coupe et ligne de séparation	22

Chapitre 3_Méthodologie expérimentale et simulation du procédé

3.1.	Description de la colonne de stabilisation.....	25
3.2.	Analyse du reformat instable et des produits issus de la colonne de stabilisation	28
3.3.	La Distillation ASTM.....	29
3.4.	Aspen HYSYS.....	30
3.4.1.	Les étapes de la simulation.....	31

Chapitre 4 Résultats et discussion

4.1.	Présentation des paramètres de fonctionnement de la colonne de stabilisation	35
4.1.1.	En bas de colonne.....	37
4.1.2.	En haut de la colonne	38
4.2.	Calculs techniques de la colonne de stabilisation	40
4.2.1.	Paramètres opératoires et caractéristiques de l'alimentation	40
4.2.2.	Bilan de matière de la colonne de stabilisation	40
4.2.3.	Calcul des pressions du fonctionnement	45
4.2.4.	Calcul de la température de fonctionnement :.....	46
4.2.5.	Calcul des paramètres thermodynamique	50
4.2.6.	Détermination du nombre de plateaux dans la colonne	57
4.3.	Bilan thermique de la colonne de stabilisation.....	58

4.3.1. Détermination des débits massique de reflux froid Re_f' et du reflux chaud Re_{ch}'	59
4.3.2. Détermination de la quantité de chaleur de la charge d'alimentation Q_F	59
4.3.3. Détermination de la charge thermique du condenseur Q_{cond}	61
4.3.4. Détermination de la charge thermique de rebouilleur Q_{reb} :.....	63
4.4. Calcul de la TVR du platformat stabilisée	65
4.5. Discussion	67
4.6. Partie simulation.....	68
4.6.1. Profil de température	69
4.6.2. Profil de pression.....	70
4.6.3. Profils des débits molaires des phases liquides et vapeurs.....	71
4.6.4. Discussion	72
CONCLUSION	75

RÉFÉRENCES BIBLIOGRAPHIQUES

ANNEXES

LISTE DES FIGURES

Figure 1.1. Les raffineries en Algérie.....	5
Figure 2.1. Principe du reformage catalytique.	11
Figure 2.2. Conversion du cyclohexane en benzène.	13
Figure 2.3 Conversion de n-hexane en benzène.....	14
Figure 2.4. Conversion de n-hexane en iso hexane et de méthylcyclopentane en cyclohexane.	15
Figure 2.5. Hydrocraquage de l’heptane.	15
Figure 2.6. Schéma simplifié du circuit de stabilisation du reformat.....	19
Figure 2.7. Catalyseur avant et après régénération.....	20
Figure 2.8. Schéma d'une colonne à plateau.	21
Figure 2.9. Schéma d'une Colonne à garnissage.	22
Figure 2.10. Schéma représentent le changement de point de la coupe.	23
Figure 2.11. Schéma représentant de la ligne de séparation.....	24
Figure 3.1. Schéma de la colonne de stabilisation.....	27
Figure 3.2. Chromatogramme d’un mélange d’alcanes.....	29
Figure 3.3. Appareil de distillation ASTM.....	30
Figure 3.4. L'interface d'écran d'accueil du logiciel Aspen HYSYS	31
Figure 3.5. Sélection des composants.....	32
Figure 3.6. Choix du modèle thermodynamique (Peng-Robinson).....	33
Figure 3.7. Choix du type de la colonne.....	33
Figure 3.8. La liste des équipements.	34
Figure 4.1. Variation de la tension de vapeur Reid (TVR) du reformat stable en fonction de la température au fond de la colonne de stabilisation.	38
Figure 4.2. la colonne de stabilisation par le logiciel HYSYS-V14.....	69
Figure 4.3. Profil de température au niveau de chaque plateau.....	69
Figure 4.4. profil de pression à l’intérieur de la colonne.....	70
Figure 4.5. profil des débits molaires du liquide et de la vapeur au niveau de chaque plateau	71

LISTE DES TABLEAUX

Tableau 3.1. Les paramètres de fonctionnement de la colonne de stabilisation (cas design).	28
Tableau 4.1. Variations de la tension de vapeur Reid (TVR) du reformat stable et du point final (Pf) du GPL, en fonction des différentes températures mesurées	36
Tableau 4.2. Variation de la tension de vapeur Reid (TVR) du reformat stable en fonction de la température au fond de la colonne de stabilisation	37
Tableau 4.3. Variation du point final (Pf) du GPL en fonction de la température en tête de la colonne de stabilisation	39
Tableau 4.4. La composition molaire et massique de la charge d'alimentation de la colonne	41
Tableau 4.5. Composition, débits molaires et massiques de la charge d'alimentation.	41
Tableau 4.6. Composition, débits molaires et massiques du fuel gaz.	42
Tableau 4.7. Composition et débits molaires et massiques du LPG.	43
Tableau 4.8. Composition, débits molaires et massiques du résidu.	44
Tableau 4.9. Composition de la phase vapeur au sommet de la colonne.	46
Tableau 4.10. Caractéristiques de la phase vapeur au sommet de la colonne.	47
Tableau 4.11. Composition et caractéristiques de la phase vapeur dans le ballon de reflux.	48
Tableau 4.12. Composition et caractéristiques de la phase liquide au fond de la colonne.	49
Tableau 4.13. Volatilités relatives des constituants aux différentes zones de la colonne.	51
Tableau 4.14. ..Répartition des constituants de l'alimentation entre la phase liquide et la phase vapeur.	53
Tableau 4.15. Vérification du taux de vaporisation de la charge d'alimentation.	54
Tableau 4.16. Résultats des calculs du taux de reflux minimal.....	55
Tableau 4.17. Résultats des calculs du taux de brouillage minimal.	56
Tableau 4.18. Les fractions et les enthalpies massiques de la charge d'alimentation.	60
Tableau 4.19. Fractions et enthalpies des constituants pour le calcul de la charge thermique du condenseur Q_{cond}	62
Tableau 4.20. Fractions et enthalpies des constituants pour le calcul de la charge thermique du rebouilleur Q_{reb}	64
Tableau 4.21. Les fractions molaires du résidu, les tensions de vapeur vraie.....	65
Tableau 4.22. Distillation ASTM du résidu.....	66
Tableau 4.23. Paramètre de fonctionnement de la colonne de stabilisation, cas réel et cas design. ...	67
Tableau 4.24. Comparaison de paramètre température et pression entre les résultats réels et simulé	72

Tableau 4.25. Comparaison des débits molaires entre les résultats réels et simulé 73

Tableau 4.26. Comparaison des débits massiques entre les résultats réels et simulé..... 73

LISTE DES ABRÉVIATIONS

ASTM : American Society for Testing and Materials.

BTS : Basse Teneur en Soufre.

CCR : Continuous Catalytic Reforming.

CPECC : China Petroleum Engineering and Construction Corporation.

CPP : Centrale de Production Propre.

CPG : Chromatographie Phase Gazeuse.

EAC : Eau d'Alimentation de Chaudière.

ECS : Electrical Control System.

ETP : Station de Traitement des Effluents.

ERDP : Entreprise Nationale de Raffinage et de Distribution des Produits Pétroliers.

GPL : Gaz de Pétrole Liquéfié.

GTG : Gas Turbine Generator.

HP: Haute Pression.

LHSV : Vitesse Spatial Horaire Liquide.

MS Block : Motor Spirit Block.

NHT : HydroTraitement de Naphta.

PI : Point Initial.

PF : Point Final.

R: Réacteurs 1,2,3 et 4.

RFCC : Residual Fluid Catalytic Reforming.

RHM : Raffinerie de Hassi Messaoud.

RON : Indice d'Octane Recherche.

MON : Indice d'Octane Moteur.

SEAAL : Société des Eaux et de l'Assainissement d'Alger.

STG : Steam Turbine Generator.

WSHV : Vitesse Spatial Horaire en Masse.

NOMENCLATURE

Symboles	Désignation	Unités
T_a	Température d'alimentation.	°C
$\rho_a, \rho_f, \rho_L, \rho_R$	Masses volumiques de la charge, fuel gaz, LPG et résidu.	Kg/m ³
M_i	Masse molaire de chaque constituant.	Kg/Kmol
M_{moy}	Masse molaire moyenne.	Kg/Kmol
$X_{Fi}, Y_{fi}, X_{Di}, X_{Ri}$	Fractions molaires de la charge, fuel gaz, distillat et résidu.	-
$W_{Fi}, W_{fi}, W_{Di}, W_{Ri}$	Fractions massiques de la charge, fuel gaz, distillat et résidu.	-
F', f', D', R', Re'	Débits molaires de la charge, fuel gaz, distillat, résidu et reflux	Kmol/h
F, f, D, R, Re	Débits massiques de la charge, fuel gaz, distillat, résidu et reflux	Kg/h
P_a	Pression d'alimentation.	Bar
P_s, P_f	Pression au sommet et au fond de la colonne.	Bar
P_b	Pression dans le ballon de reflux.	Bar
ΔP_1	Perte de charge de plateaux.	Bar
ΔP_2	Perte de charge entre le sommet et le ballon.	Bar
Y_{si}	Fraction molaire d'un constituant au sommet de la colonne (phase vapeur).	-
W_{si}	Fraction massique d'un constituant au sommet de la colonne (phase vapeur).	-
K_i	Coefficient d'équilibre d'un constituant « i ».	-
e'_0	Taux de vaporisation de la charge dans le ballon.	-
α_i	Volatilité relative	-
Φ	Paramètre conventionnel déterminé par approximation successive.	-
r_f	Taux de reflux.	-
r_b	Taux de rebouillage.	-
Q_F, Q_f, Q_D, Q_R	Charge thermique de la charge, fuel gaz, distillat, résidu.	Kcal/h
Q_{cond}	Charge thermique du condenseur.	Kcal/h
Q_{reb}	Charge thermique fournie par le rebouilleur.	Kcal/h
H_F, H_f, H_D, H_R	L'enthalpie de de la charge, fuel gaz, distillat, résidu.	Kcal/Kg
R_{ef}	Reflux froid.	Kmol/h
R_{ech}	Reflux chaud.	Kmol/h
R''	Débit massique de reflux.	Kg/h
S	Débit massique des LPG issus de la tête de la colonne.	Kg/h
TVV	Tension de vapeur vraie.	Kg/cm ²
TVR	Tension de vapeur Reid.	Kg/cm ²
T_{eb}	Température d'ébullition	°C

INTRODUCTION

Le pétrole brut joue un rôle essentiel dans le développement économique mondial. Il constitue la source d'énergie primaire la plus utilisée. Pour les pays producteurs comme l'Algérie, le pétrole représente un pilier stratégique de l'économie nationale. Toutefois, le pétrole brut ne peut être utilisé tel quel ; il doit être transformé dans des raffineries afin de produire divers produits tels que les carburants (essence, kérosène), les gaz, les huiles et autres dérivés, en conformité avec les normes de qualité et les exigences du marché.

La transformation du pétrole requiert plusieurs unités au sein de la raffinerie, parmi lesquelles figure le reformage catalytique. Ce procédé permet de convertir les naphthas lourds, à faible indice d'octane, en hydrocarbures aromatiques à indice d'octane élevé, à l'aide d'un catalyseur bimétallique souvent le $((Pt+Sn)/Al_2O_3)$. Le reformage catalytique réorganise la structure moléculaire des hydrocarbures, générant ainsi des carburants de meilleure qualité ainsi que de l'hydrogène.

Dans les unités de reformage catalytique de type CCR (Continuous Catalytic Reforming), la qualité et la stabilité des produits finis dépendent fortement du bon fonctionnement des différentes sections, notamment celles dédiées à la séparation et à la stabilisation. La colonne de stabilisation (520-C-001) a pour fonction d'éliminer les gaz légers et les composés volatils du reformat instable, afin d'obtenir une essence stable répondant aux spécifications requises. Un dysfonctionnement dans cette colonne peut entraîner des impacts significatifs sur la qualité du produit fini, l'efficacité énergétique du procédé et la sécurité globale de l'unité.

C'est dans ce contexte que s'inscrit ce travail, qui vise à évaluer les performances de la colonne de stabilisation utilisée pour stabiliser le reformat instable issu du reformage catalytique. L'objectif est également d'identifier les paramètres critiques de fonctionnement et, le cas échéant, de proposer des optimisations afin de réduire la tension de vapeur Reid (TVR) du reformat.

Pour ce faire, une analyse qualitative et quantitative a été menée. Celle-ci inclut l'étude des paramètres opératoires, l'analyse des fractions obtenues, ainsi que les calculs thermodynamiques nécessaires. Les débits massiques et molaires ont été déterminés, de même que les bilans énergétiques. Une simulation numérique a été effectuée à l'aide du logiciel Aspen HYSYS, dans le but de valider les résultats expérimentaux.

Le mémoire est structuré en quatre chapitres :

Le premier chapitre présente un aperçu général de l'industrie pétrolière et du raffinage en Algérie.

Le chapitre 2 traite des aspects théoriques liés au reformage catalytique et à la colonne de stabilisation.

Le chapitre 3 présente la méthodologie, avec une description technique de la colonne de stabilisation et les méthodes d'analyse utilisées, notamment la chromatographie en phase gazeuse (CPG) et la distillation ASTM. Le logiciel Aspen HYSYS est également présenté.

Le chapitre 4 regroupe les résultats obtenus, leur interprétation et une discussion approfondie sur les performances du procédé.

Enfin, une conclusion générale vient clore ce travail, en récapitulant les principales observations.

Chapitre 1

Aperçu général de l'industrie pétrolière et du raffinage en Algérie

1.1. L'industrie pétrolière en Algérie

L'industrie pétrolière en Algérie constitue un pilier fondamental de l'économie nationale, représentant l'une des principales sources de revenus du pays et un vecteur majeur de développement. En mars 2025, la production de pétrole brut s'élevait à environ 909 000 barils par jour, tandis que la production totale de liquides (brut + condensats) atteignait 1,4 million de barils par jour en 2023. Les réserves prouvées de pétrole sont estimées à 12,2 milliards de barils, ce qui confère à l'Algérie une autonomie énergétique de plusieurs décennies.

Classée parmi les plus grands producteurs de pétrole et de gaz naturel au monde, l'Algérie dispose d'un secteur énergétique bien structuré, dominé par des entreprises publiques comme Sonatrach, et soutenu par des investissements étrangers. Cette industrie ne se limite pas à l'exploitation des ressources fossiles, mais tend également vers une diversification progressive, intégrant de plus en plus les énergies renouvelables afin de répondre aux enjeux de durabilité [1]

Le développement du secteur pétrolier s'inscrit dans un contexte historique et politique marqué par la lutte pour l'indépendance et le nationalisme économique, qui ont façonné les politiques énergétiques et renforcé le rôle central de l'état dans la gestion des ressources naturelles [2]. Toutefois, cette industrie fait face à d'importants défis, notamment sur le plan environnemental. Les émissions de gaz à effet de serre, en particulier de méthane, représentent une menace pour le climat, tandis que la pollution liée aux carburants fossiles a des répercussions sur la santé publique. Pour y faire face, l'Algérie s'oriente vers des technologies plus propres et le développement de carburants plus respectueux de l'environnement, tels que l'essence écologique, en vue de se conformer aux normes internationales [3]. Ainsi, l'avenir du secteur pétrolier algérien dépendra de sa capacité à concilier performance économique, protection de l'environnement et transition énergétique durable.

1.2. Le raffinage du pétrole

Le raffinage du pétrole est une activité industrielle lourde et stratégique, qui vise à transformer le pétrole brut en une large gamme de produits tels que les carburants, le gazole, le kérosène, les bitumes, les lubrifiants et les produits pétrochimiques.

Depuis la découverte du pétrole, les procédés de raffinage ont connu une évolution constante, sous l'impulsion à la fois des besoins économiques et des préoccupations environnementales. Dans les années 1970, les raffineries produisaient essentiellement des carburants classiques et des combustibles lourds. Cependant, face à la demande croissante de produits plus légers et plus propres, ainsi qu'aux normes environnementales de plus en plus strictes, les unités de raffinage ont été progressivement modernisées. À la fin des années 1980, le procédé de conversion des résidus lourds a été introduit, marquant un tournant vers un raffinage plus avancé. Aujourd'hui, les unités de raffinage modernes intègrent des technologies permettant à la fois une valorisation maximale du brut et une réduction significative des impacts environnementaux, notamment en termes d'émissions polluantes et de traitement des sous-produits [4].

1.2.1. Les raffineries en Algérie

L'Algérie dispose de plusieurs raffineries réparties sur son territoire (Figure 1.1), permettant de couvrir les besoins nationaux en produits raffinés et d'exporter certains excédents. Ainsi, le fonctionnement et la configuration de ces raffineries varient en fonction de plusieurs paramètres, notamment la qualité du pétrole brut traité, les technologies utilisées et les exigences du marché en matière de produits finis. Voici les principales installations de raffinage du pays :

- **La raffinerie de Skikda (RA1K / RA2K)** : Il s'agit de la plus grande raffinerie du pays, spécialisée dans le traitement de différents types de brut et équipée d'unités de conversion avancée.

- **La raffinerie d'Arzew (RA1Z)** : Située à proximité d'un port gazier, elle joue un rôle stratégique dans la production et l'exportation de carburants et de produits pétrochimiques.
- **La raffinerie d'Alger (RA1G)** : Raffinerie urbaine, elle alimente principalement le marché de la capitale et sa région.
- **La raffinerie de Hassi Messaoud (RHM)** : Située au cœur des gisements pétroliers du Sud, elle permet un traitement direct du brut extrait localement.
- **La raffinerie d'Adrar (RA1D)** : Plus récente, elle répond aux besoins croissants de la région Sud-Ouest du pays.
- **La raffinerie d'Augusta (Italie)** : Bien que située à l'étranger, cette raffinerie acquise par Sonatrach permet à l'Algérie d'assurer une partie de son raffinage sur le sol européen, renforçant sa présence stratégique à l'international.

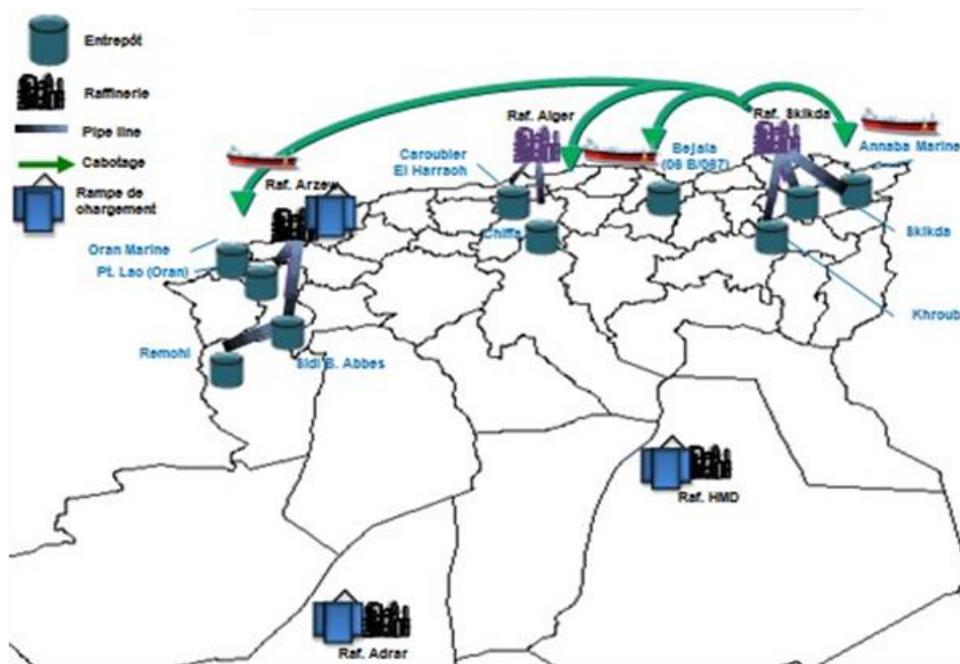


Figure 1.1. Les raffineries en Algérie [1].

Ces différentes raffineries constituent le socle de l'infrastructure de raffinage en Algérie. Leur répartition stratégique sur le territoire national, ainsi que la présence d'une installation à l'étranger, permet non seulement de répondre aux besoins énergétiques internes, mais aussi de renforcer la capacité d'exportation de produits raffinés.

Afin de mieux apprécier le poids de ces infrastructures dans l'économie nationale, il convient de présenter leurs capacités annuelles de traitement du pétrole brut.

1.2.2. La capacité totale de traitement du pétrole brut

La capacité totale de traitement du pétrole brut en Algérie est estimée à environ 41,6 millions de tonnes par an, répartie entre les six complexes de raffinage. Les principales raffineries et leurs capacités respectives sont détaillées ci-dessous.

- **Raffinerie de Skikda (RA1K et RA2K)** : il s'agit du plus grand complexe de raffinage du pays, avec une capacité combinée de 21,5 millions de tonnes par an, répartie entre RA1K (16,5 Mt/an) et RA2K (5 Mt/an).
- **Raffinerie d'Augusta (Italie)** : sa capacité est estimée à 10 millions de tonnes par an.
- **Raffinerie d'Arzew (RA1Z)** : cette unité dispose d'une capacité de 3,75 millions de tonnes par an.
- **Raffinerie d'Alger (RA1G)** : elle a une capacité de 3,65 millions de tonnes par an.
- **Raffinerie de Hassi Messaoud (RHM)** : elle traite 1,7 million de tonnes par an.
- **Raffinerie d'Adrar (RA1D)** : plus modeste, cette raffinerie a une capacité annuelle de 0,6 million de tonnes.

1.3. La Raffinerie d'Alger RA1G

1.3.1. Présentation et historique de la raffinerie d'Alger

La raffinerie d'Alger (RA1G), située à Sidi Arcine près d'El Harrach, a été mise en service en 1964 et s'étend sur 182 hectares. Elle produit plusieurs dérivés du pétrole brut : essence, gasoil, kérosène, fuel, naphta, ainsi que du GPL (propane et butane), dont 62 de la production % sont destinés à la région centre, le reste (naphta, fuel BTS) étant exporté [5].

Approvisionnée à l'origine par voie maritime depuis Béjaïa, elle est aujourd'hui reliée par pipeline à Hassi Messaoud. Sur le plan organisationnel, elle a connu plusieurs restructurations : rattachement à ERDP-NAFTAL en 1982, puis création de NAFTEC en 1988, devenue filiale du groupe Sonatrach [5].

En mai 2019, des unités modernes ont été mises en service, notamment pour le traitement des effluents, le stockage, la distillation atmosphérique et le traitement/séparation des GPL. Plus tard, en janvier 2020, la mise en service du MS Block (hydrotraitement du naphta, reforming CCR, isomérisation) et du RFCC Block (craquage catalytique, récupération du soufre, traitement des eaux acides et des GPL) a marqué une étape majeure de modernisation, renforçant la performance environnementale et la qualité des produits [6].

1.3.2. Description des unités de la raffinerie d'Alger

La raffinerie d'Alger comprend plusieurs unités clés, organisées selon les différentes étapes du processus de raffinage. Nous les présenterons ci-dessous en mettant en avant leur rôle et leur importance.

- **(U100) – Unité de distillation atmosphérique "Topping"** : sépare les fractions principales du pétrole brut, alimentant les unités aval comme le reforming et le craquage [6].
- **(U300) – Unité de séparation des gaz liquéfiés "gas plant"** : récupère le propane et le butane (LPG) à partir des produits issus de la distillation et du reforming [6].
- **MS Block** : Ensemble moderne dédié à la production d'essence aux normes Euro V [7]. Il comprend :
 - **U500 – Unité d'hydrotraitement de naphta NHT** : élimine les impuretés tels que l'eau, les halogènes, les sulfures, le nitrogène, les oléfines et dioléfines, le mercure, l'arsenic, etc. pour protéger les catalyseurs des unités suivantes [6].
 - **U510 – Unité d'isomérisation de naphta** : améliore l'indice d'octane des naphthas légers, c'est-à-dire à la transformation des C5 et C6 en leurs isomères, afin d'obtenir un produit à haut indice d'octane [6].
 - **U520 – Unité de reforming CCR** : le cœur du MS Block, cette unité remplace l'ancien reforming catalytique (U200) et produit un reformat à haut indice d'octane (≈ 102 RON), utilisé dans la formulation des essences commerciales. Elle fonctionne avec un catalyseur régénéré en continu (Continuous Catalyst Regeneration – CCR), ce qui améliore le rendement et la qualité du produit, conformément aux exigences des normes européennes euro V [6].

C'est à la sortie de cette unité que se trouve la colonne de stabilisation de reformat.

- **(U530) – Unité de craquage catalytique RFCC** : craquage catalytique du résidu atmosphérique [6].
- **Section Soufre** : traite les gaz acides et récupère le soufre à partir des effluents gazeux.
- **(U701 à U840) – Utilités** : comprennent la production d'eau (brute, déminéralisée, incendie), de vapeur, d'air, d'azote ainsi que les unités de traitement des condensats [6].
- **(U850) - Unité de traitement des eaux** : traitement des eaux usées.[6]

1.3.3. Autres installations de la raffinerie

En plus des unités de production, la raffinerie d'Alger dispose d'un parc de stockage comprenant 53 réservoirs cylindriques (474 500 m³) pour les produits liquides et 9 sphères (15 106 m³) pour le propane et le butane. Un laboratoire d'analyse assure le contrôle qualité des produits tout au long du processus de raffinage. Enfin, une salle de contrôle centralisé permet de surveiller en temps réel les paramètres opérationnels (température, pression, débit, etc.) pour garantir un fonctionnement sûr et optimal des installations [6].

Chapitre 2

Aspects théoriques du reformage catalytique et de la colonne de stabilisation

2.1. Introduction au procédé de reformage catalytique

Le reformage catalytique est un procédé essentiel dans le raffinage du pétrole, destiné à améliorer la qualité des essences, en particulier en augmentant leur indice d'octane, un paramètre clé qui reflète la résistance du carburant à l'auto-allumage dans un moteur.

Ce procédé s'effectue à haute température et implique le passage des hydrocarbures à travers plusieurs lits catalytiques solides (Figure 2.1). Ces catalyseurs sont généralement composés de métaux précieux, principalement du platine, associés à des additifs comme le rhénium ou l'iridium, qui renforcent leur activité et leur stabilité [8].

Parmi les principaux objectifs du reformage catalytique figure donc l'amélioration des propriétés anti-détonantes de l'essence, ce qui nous amène à étudier l'un de ses indicateurs fondamentaux : l'indice d'octane.

2.1.1. L'indice d'octane

L'indice d'octane mesure la résistance de l'essence utilisée dans un moteur à allumage commandé à l'auto-allumage (allumage sans intervention de la bougie). On parle assez souvent improprement de capacité antidétonante d'essence.

L'indice d'octane peut être mesuré selon deux méthodes complémentaires :

- **RON (Research Octane Number)** : mesure la performance du carburant dans des conditions de fonctionnement modérées, à faible charge, basse vitesse et température relativement basse.[9]
- **MON (Motor Octane Number)** : évalue le comportement du carburant dans des conditions plus sévères, à forte charge, haute vitesse et température élevée.[9]

Ces indices permettent de classer les essences en fonction de leur aptitude à éviter le cliquetis moteur. Or, au-delà de la résistance à l'auto-allumage, un autre paramètre joue un rôle crucial dans le comportement de l'essence dans les moteurs : sa volatilité, généralement évaluée par la tension de vapeur Reid.

En effet, la volatilité d'un carburant influence à la fois le démarrage à froid, l'évaporation dans le système d'alimentation, et les émissions. C'est pourquoi la tension de vapeur Reid (TVR) constitue un autre critère majeur de qualité des essences.

2.1.2. La tension de vapeur Reid

La pression de vapeur Reid (TVR) de l'essence constitue une caractéristique décisive en termes de qualité [10]. Cette tension de vapeur représente la pression exercée par la vapeur au-dessus d'un liquide saturé en équilibre avec la phase vapeur à une température spécifique. La volatilité d'un liquide est proportionnelle à sa pression de vapeur. La TVR, mesurée conformément à la norme ASTM D 323 pour les essences permet de déterminer la pression générée par les vapeurs des produits pétroliers contenues dans une bombe normalisée à une température précise de 37,8 °C (100 °F) les unités d'expression courantes incluent le g/cm^2 , kg/cm^2 ou le PSI.

2.2. Principe du reformage catalytique

Le reformage catalytique a pour objectif de transformer une coupe pétrolière légère, comme le naphta, qui possède un faible indice d'octane, en une essence de haute qualité, avec un indice d'octane élevé. Pour cela, plusieurs transformations chimiques sont effectuées en présence d'un catalyseur, généralement à base de platine, ce qui a donné le nom commercial : Platforming à ce procédé. Le reformage se déroule à une température d'environ 530 °C, soit plus élevée que celle du craquage, et sous une pression modérée (2,3 à 2,4 bars).

Le procédé produit :

- 75 à 80 % d'essence reformée à haut indice d'octane,
- Gaz de pétrole liquéfiés (GPL),
- Environ 1 % d'hydrogène. Ce dernier est précieux car il est utilisé pour d'autres étapes du raffinage, notamment la désulfuration.

- Des composés aromatiques tels que le benzène, le toluène et les xylènes, qui entrent dans la composition des essences mais servent aussi de matières premières pour l'industrie chimique.

La présence d'hydrogène dans le procédé permet également de limiter la formation de coke, ce qui prolonge la durée de vie des catalyseurs [11].

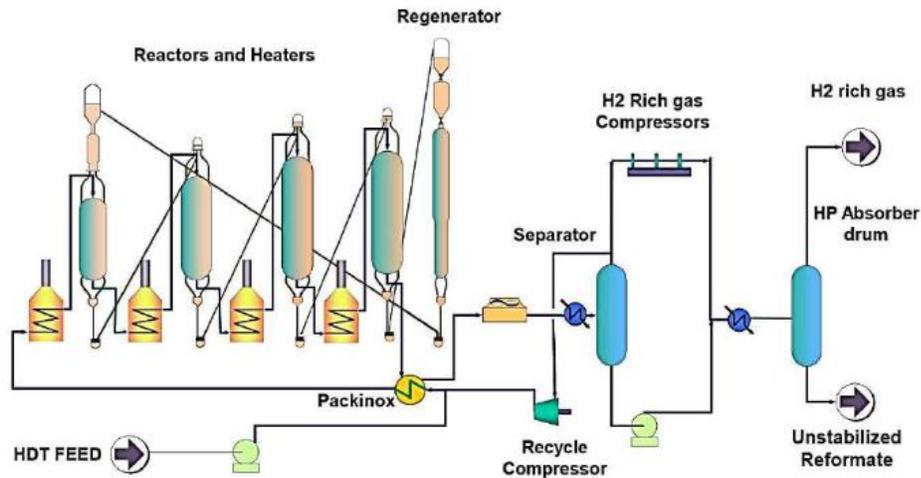


Figure 2.1. Principe du reformage catalytique [2].

2.3. Les principales réactions du reformage catalytique

Les matières premières généralement utilisées dans le reformage catalytique sont des naphthas, c'est-à-dire des essences légères issues de la distillation du pétrole brut. Leur composition varie en fonction de l'origine du brut, mais elles contiennent principalement des hydrocarbures à chaîne courte, composés de 6 à 10 atomes de carbone.

En général :

- La teneur en hydrocarbures aromatiques est toujours inférieure à 20 % en volume.
- La teneur en cyclanes (ou hydrocarbures naphthéniques) varie entre 10 et 70 %.
- Les paraffines (ou alcanes) peuvent représenter jusqu'à 60 % dans les naphthas provenant des bruts du Moyen-Orient.

Le reformage vise à augmenter la proportion de composés aromatiques, car ces derniers améliorent l'indice d'octane. Pour cela, plusieurs réactions chimiques sont mises en œuvre :

- Déshydrogénation des cyclanes en composés aromatiques.
- Déshydrocyclisation des paraffines linéaires et ramifiées en composés aromatiques. Ces deux réactions produisent également de grandes quantités d'hydrogène, ce qui fait du reformage une source importante de ce gaz.
- Isomérisation des paraffines et cyclanes, qui permet de former des structures intermédiaires plus favorables aux réactions précédentes.

Cependant, les conditions opératoires sévères (température élevée, catalyseurs spécifiques) favorisent aussi certaines réactions secondaires indésirables, notamment :

- Le craquage des paraffines et cyclanes, qui génère des sous-produits légers.
- L'hydrodésalkylation des aromatiques, notamment la déméthanation, qui enlève un groupe méthyle.
- La dismutation (échange de groupements alkyles) entre composés aromatiques.
- L'alkylation des aromatiques, qui modifie leur structure.

Enfin, la forte concentration en composés aromatiques, combinée aux températures élevées du procédé, favorise la formation de coke. Cette dernière représente l'une des réactions parasites les plus problématiques, car elle entraîne une désactivation progressive du catalyseur, réduisant ainsi son efficacité. Pour limiter ce phénomène, on maintient une pression d'hydrogène suffisante, ce qui oriente les réactions vers l'hydrocraquage. Toutefois, cette pression élevée a un effet thermodynamiquement défavorable sur la déshydrogénation [12].

a. Déshydrogénation des cyclanes en hydrocarbures aromatiques

La déshydrogénation des cyclanes est une réaction chimique au cours de laquelle un cyclane (ou cycloalcane), perd des atomes d'hydrogène pour se transformer en composé aromatique. Cette réaction est endothermique, c'est-à-dire qu'elle absorbe de la chaleur ($\Delta H = +210 \text{ kJ/mol}$). Un exemple typique est la conversion du cyclohexane en benzène (Figure 2.2). Cette réaction s'accompagne également d'une augmentation du nombre de moles de gaz, ce qui signifie qu'elle est favorisée par des températures élevées et des pressions relativement basses.

Il est important de noter que la vitesse de cette réaction diminue à mesure que le nombre d'atomes de carbone dans la molécule de départ augmente. Toutefois, elle reste nettement plus rapide que les autres réactions du reformage catalytique. Ces dernières (comme la déshydrocyclisation et l'isomérisation), au contraire, voient leur vitesse augmenter avec la taille de la molécule [12].

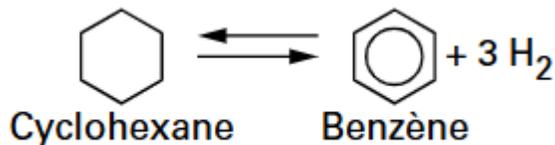
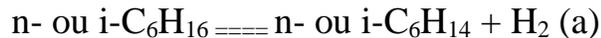


Figure 2.2. Conversion du cyclohexane en benzène [3].

b. Déshydrocyclisation des paraffines

La déshydrocyclisation est une réaction qui transforme des paraffines (ou alcanes) linéaires ou ramifiées en composés aromatiques par formation d'un cycle, suivie d'une déshydrogénation. Un exemple typique est la conversion de n-hexane en benzène (Figure 2.3). Cette réaction est très fortement endothermique, avec une enthalpie de réaction $\Delta H = +250 \text{ kJ/mol}$, ce qui signifie qu'elle nécessite beaucoup d'énergie thermique pour se produire. Comme elle entraîne également une augmentation du nombre de moles de gaz, elle est favorisée par des températures élevées et des pressions basses.

Cependant, contrairement à la déshydrogénation des cyclanes, cette réaction est beaucoup plus lente. En raison de cette faible vitesse de réaction, elle ne devient significative que si les conditions opératoires sont très sévères, c'est-à-dire à température très élevée et pression réduite [12].

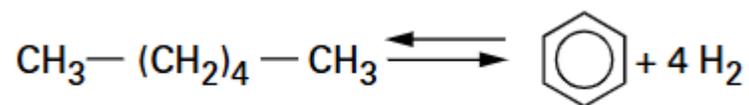


Figure 2.3. Conversion de n-hexane en benzène [3].

c. Isomérisation des n-paraffines en isoparaffines et des alkylcyclopentanes en alkylcyclohexanes

L'isomérisation est une réaction qui transforme des paraffines linéaires (comme le n-hexane) en paraffines ramifiées (comme l'iso hexane) (Figure 2.4), ce qui améliore leur indice d'octane. Cette réaction est faiblement exothermique, avec une enthalpie de réaction comprise entre -10 et -20 kJ/mol. Elle est très rapide dans les conditions usuelles de fonctionnement du reformage. En conséquence, l'isomérisation est peu influencée par la température et quasiment insensible à la pression.

Cependant, elle peut être inhibée (ralentie) par la présence de composés aromatiques, qui s'accumulent au cours du reformage catalytique. De plus, l'équilibre thermodynamique de cette réaction est constamment perturbé par les deux réactions principales du procédé : la déshydrogénation et la déshydrocyclisation, qui consomment les molécules isomérisées [12].

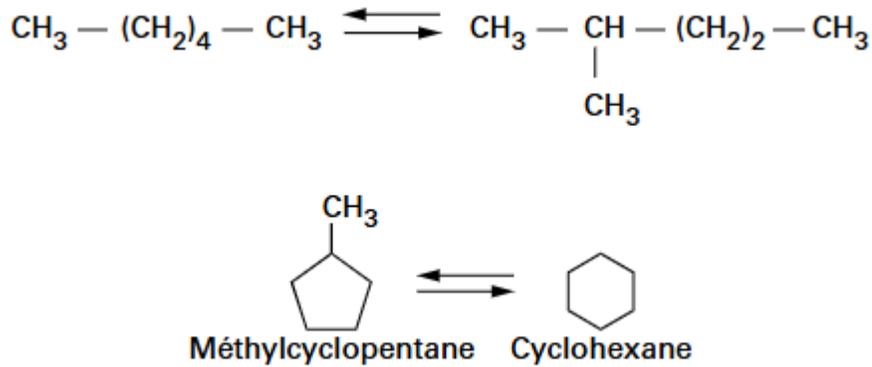


Figure 2.4. Conversion de n-hexane en iso hexane et de méthylcyclopentane en cyclohexane [3].

d. L'hydrocraquage

L'hydrocraquage est un procédé de raffinage au cours duquel les hydrocarbures lourds sont décomposés (craqués) en molécules plus légères, sous l'effet de l'hydrogène et en présence d'un catalyseur. Il s'agit d'une réaction exothermique ($\Delta H = -40 \text{ kJ/mol}$), considérée comme thermodynamiquement complète dans les conditions opératoires habituelles. Toutefois, sa progression est limitée par une cinétique lente, ce qui signifie que la réaction avance plus lentement que d'autres transformations.

À haute température, l'hydrocraquage peut devenir plus dominant que l'isomérisation ou la déshydrogénation. Son importance augmente également avec la concentration en composés aromatiques dans la charge [12].

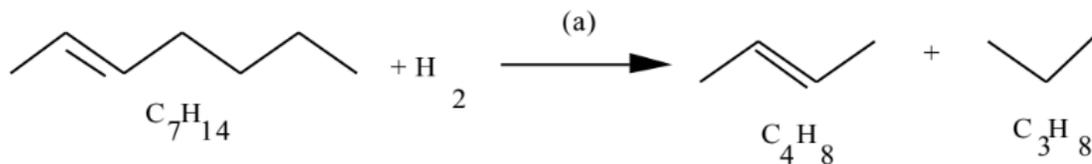


Figure 2.5. Hydrocraquage de l'heptane [4].

2.4. Les catalyseurs utilisés dans le reformage catalytique

Dans le reformage catalytique, les catalyseurs sont généralement des solides poreux en forme de billes ou de bâtonnets, capables d'accélérer les réactions chimiques sans être consommés. Ils agissent à la surface (et dans les pores) où se déposent les molécules de la charge, facilitant ainsi les

transformations souhaitées. La nature chimique du catalyseur est donc soigneusement adaptée aux réactions visées, expliquant la diversité des formulations [13].

Les catalyseurs sont placés dans plusieurs réacteurs où les conditions opératoires (température, pression, etc.) sont ajustées pour optimiser les réactions [14]. Un exemple spécifique est le CR 401, un catalyseur bimétallique (platine-étain sur alumine chlorée $\text{Pt-Sn/Al}_2\text{O}_3$) utilisé dans le procédé de reformage à régénération continue (procédé Axens). Il est réparti entre quatre réacteurs (10 % dans R1, 15 % dans R2, 25 % dans R3, 50 % dans R4) et permet d'obtenir une essence de haut indice d'octane (102) à partir de naphta lourd. Ce catalyseur, très coûteux (environ 70 tonnes pour une unité traitant 100 t/h) [14], est également sensible à certains poisons comme le soufre, l'azote, et le coke, qui doivent être éliminés pour maintenir son efficacité [15].

2.5. Paramètres influençant le procédé de reformage catalytique

Le rendement du reformat et la durée de vie du cycle de travail du processus dépendent fortement des paramètres opératoires utilisés, à savoir : la température, la pression totale, le temps de contact, le rapport H_2/HC , le rapport $\text{H}_2\text{O}/\text{Cl}$ et la nature de la charge [6].

a. Température

Étant donné que les réactions de reformage catalytique sont endothermiques, la température diminue naturellement au fur et à mesure que les hydrocarbures traversent les lits catalytiques. Il est donc nécessaire de réajuster la température à la valeur souhaitée avant l'entrée dans chaque réacteur afin de maintenir les performances du procédé. Cependant, une augmentation excessive de la température, dans le but de préserver un indice d'octane élevé, peut intensifier les réactions d'hydrocraquage et favoriser la formation de coke. Ce phénomène entraîne une baisse de l'activité catalytique et une réduction du rendement en reformat.

b. Vitesse spatiale

La vitesse spatiale (débit massique ou volumique de d'alimentation par masse de catalyseur) joue un rôle déterminant dans la qualité du reformat. Une vitesse spatiale plus faible (c'est-à-dire un temps de séjour plus long de la charge sur le catalyseur) favorise les réactions secondaires,

notamment l'hydrocraquage. Cela se traduit par une diminution de la production d'aromatiques et donc une baisse du rendement en reformat ainsi que de l'indice d'octane.

c. Pression totale

La pression totale influence l'équilibre entre les différentes réactions du reformage. Une basse pression limite les réactions d'hydrocraquage, augmente la production d'hydrogène, et favorise la formation d'hydrocarbures aromatiques, améliorant ainsi à la fois le rendement et la qualité du reformat.

d. Rapport H₂/HC

Le rapport molaire hydrogène / hydrocarbures (H₂/HC) est un paramètre clé pour la prévention du dépôt de coke. Une augmentation de la pression partielle en hydrogène permet une meilleure hydrogénation des intermédiaires réactifs, réduisant ainsi leur transformation en hydrocarbures aromatiques polycycliques susceptibles de former du coke. Ce rapport contribue donc à prolonger la durée de vie du catalyseur.

e. Rapport H₂O/Cl

L'équilibre entre l'eau et le chlore dans le système est essentiel pour maintenir la stabilité, l'activité et la sélectivité du catalyseur. Une teneur excessive en chlore favorise les réactions d'hydrocraquage et d'isomérisation au détriment de l'aromatization, ce qui conduit à une baisse de l'indice d'octane, une diminution de la pureté de l'hydrogène, et une augmentation des gaz légers (CH₄, C₂H₆, C₃H₈, C₄H₁₀). De plus, une quantité excessive d'eau, surtout à haute température, peut entraîner le frittage des particules catalytiques, réduisant ainsi l'efficacité du catalyseur.

f. Nature de la charge

La composition du naphta d'alimentation influe fortement sur l'indice d'octane du reformat obtenu.

- Les charges riches en naphènes sont converties en produits à indice d'octane élevé même dans des conditions de sévérité modérée.

- En revanche, les charges paraffiniques nécessitent des conditions plus sévères (température plus élevée et pression plus faible), car leur transformation en aromatiques implique des réactions de craquage et de cyclisation, plus exigeantes sur le plan énergétique.

2.6. Structure et fonctionnement d'une unité de reformage catalytique continu (CCR)

L'unité de reformage catalytique à régénération continue du catalyseur (CCR – *Continuous Catalytic reforming*) est composée de deux sections principales [6] :

- **La section réactionnelle**, où s'effectuent les transformations chimiques du naphta.
- **La section de régénération**, chargée de restaurer en continu l'activité du catalyseur.

2.6.1. Section réactionnelle

La section réactionnelle comprend plusieurs sous-unités fonctionnelles (veuillez consulter les annexes 1 et 2) :

1. Préchauffage de la charge et réactions catalytiques

Le naphta lourd, préalablement hydrotraité, est conditionné par injection d'eau, d'un agent chlorant et d'un agent sulfurant. Il est ensuite filtré pour éliminer les impuretés solides, puis mélangé à de l'hydrogène. Ce mélange est préchauffé avant d'être acheminé dans les quatre réacteurs en série, où il subit des réactions endothermiques de reformage. Le produit réactionnel, appelé reformat brut, est refroidi, séparé de l'hydrogène, puis dirigé vers la section d'absorption. L'hydrogène récupéré est compressé et recyclé en tête de l'unité.

2. Section d'absorption

Le gaz réactionnel, riche en hydrogène, subit une purification pour éliminer les chlorures (HCl) et les composés lourds. Ce traitement est réalisé à travers des étapes successives de compression, de refroidissement et d'absorption. Le mélange reformat-hydrogène est refroidi pour permettre la récupération des gaz de pétrole liquéfié (GPL), tandis que l'hydrogène purifié est réutilisé dans d'autres unités de la raffinerie (voir les annexes 3,4 et 5).

3. Stabilisation et récupération des GPL

Les GPL extraits au cours du procédé (depuis l'absorption, le ballon accumulateur et les flux non condensables) sont réchauffés, puis débarrassés des résidus chlorés. Ils sont ensuite dirigés vers la colonne de stabilisation (Figure 2.6).

Les gaz de tête (principalement les GPL) sont condensés, une partie étant renvoyée en reflux, l'autre dirigée vers les bacs de stockage. Le reformat final est refroidi puis envoyé en section de mélange pour formulation des essences commerciales (consulter les annexes 6 et 7).

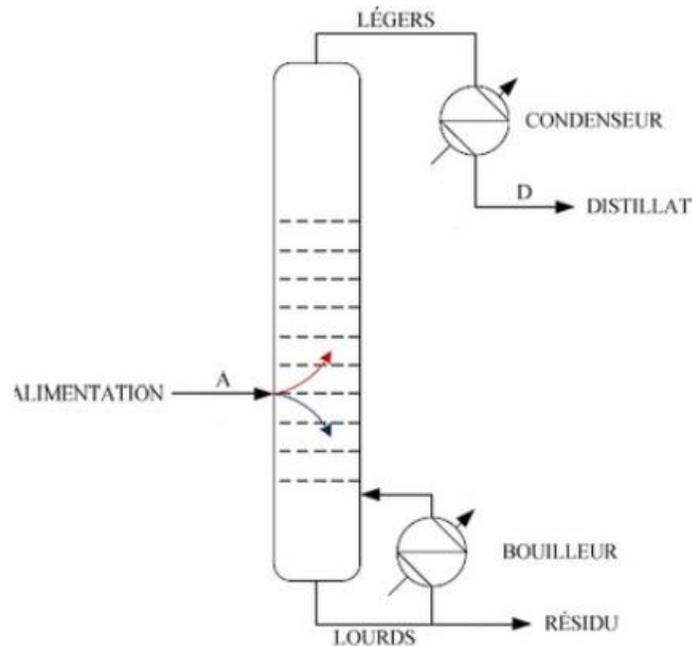


Figure 2.6. Schéma simplifié du circuit de stabilisation du reformat [5].

2.6.2. Régénération du catalyseur

Dans l'unité CCR, le catalyseur est régénéré en continu pour maintenir son activité, affectée par le dépôt de coke. Le processus comprend plusieurs étapes : un gaz inerte (CO_2/N_2) purifié sert à la régénération, suivie du chauffage du catalyseur dans les trémies. Le coke est ensuite brûlé dans des lits chauffés, puis le catalyseur subit une oxychlorination et une calcination pour restaurer ses propriétés acides.

Si le coke n'est pas totalement éliminé, une opération de blackburning est mise en œuvre, suspendant les autres traitements. Le catalyseur est ensuite réduit sous hydrogène dans une chambre dédiée pour réactiver les métaux actifs. Il circule ensuite gravitairement entre les réacteurs, aidé par l'injection de gaz (H_2 ou N_2). Enfin, le reformat stabilisé est dirigé vers les bacs de stockage pour son intégration dans les carburants finis.

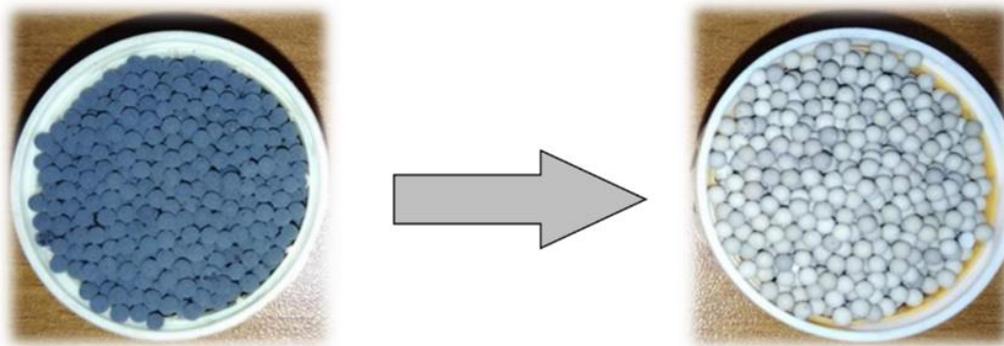


Figure 2.7. Catalyseur avant et après régénération [6].

2.7. Colonne de stabilisation

La colonne de stabilisation est une unité de distillation simple mais essentielle dans le traitement des produits pétroliers. Elle est utilisée pour éliminer les composants les plus volatils (généralement C1 à C4) d'un liquide issu d'une opération comme le reformage catalytique, l'hydrocraquage ou le craquage catalytique. Son objectif principal est de stabiliser le produit, c'est-à-dire d'enlever les gaz dissous afin que le liquide puisse être stocké ou transporté en toute sécurité à température et pression ambiantes.

2.7.1. Principe de fonctionnement d'une colonne de stabilisation (en générale)

Le principe de fonctionnement d'une colonne de stabilisation repose sur une opération de distillation fractionnée, utilisée pour séparer les composants légers (principalement les gaz et les composés très volatils) d'un mélange d'hydrocarbures liquides, comme ceux issus d'unités de reformage, de craquage ou de distillation.

2.7.2. Types de colonnes de stabilisation

Les colonnes de stabilisation se distinguent selon leur mode de contact entre les phases (liquide et vapeur), leur structure interne, ou encore leur configuration de fonctionnement. On peut les classer comme suit :

2.7.2.1. Selon l'équipement interne

— Colonnes à plateaux

Les colonnes à plateaux Utilise des plateaux (Figure 2.8) (à calottes, à clapet ou perforés) facilitent ainsi le transfert de matière entre les phases vapeur et liquide grâce à un contact discontinu sur des plateaux [16].

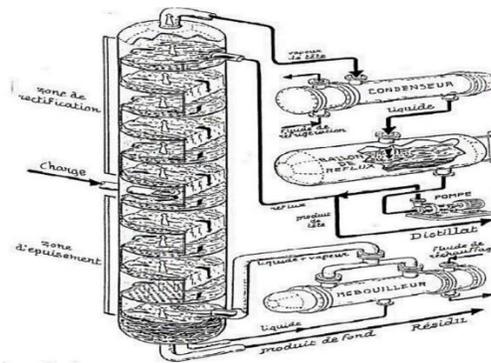


Figure 2.8. Schéma d'une colonne à plateau [7].

— Colonnes à garnissage

Ces colonnes réalisent un contre-courant continu, ce qui explique pourquoi elles sont remplies d'éléments solides (Figure 2.9). On utilise comme garnissage divers morceaux solides, Un garnissage efficace doit avoir une surface par unité de volume la plus grande possible, une bonne distribution du liquide et du gaz, et des faibles pertes de charge [16].

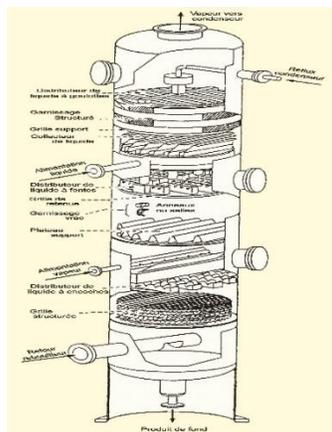


Figure 2.9. Schéma d'une Colonne à garnissage [8].

2.7.3. Point de coupe et ligne de séparation

Le point de coupe permet de déterminer quels composants doivent être séparés et guide le choix des conditions opératoires (température, pression, reflux, etc.). Il est défini comme la limite de séparation d'une coupe pétrolière est marquée la frontière entre ce qui va dans le distillat (en tête) et ce qui reste dans le résidu (en fond).

Dans ta colonne de stabilisation :

- Le point de coupe est souvent défini entre le n-butane ($n-C_4$) et l'isopentane ($i-C_5$).
- Cela signifie que les composés avec un point d'ébullition plus bas que le nC_4 iront en tête (LPG), tandis que ceux avec un point d'ébullition plus haut que l' iC_5 iront en fond (reformat C_5^+).

On note que le point coupe dépend de la température en bas de la colonne (Figure 2.10)

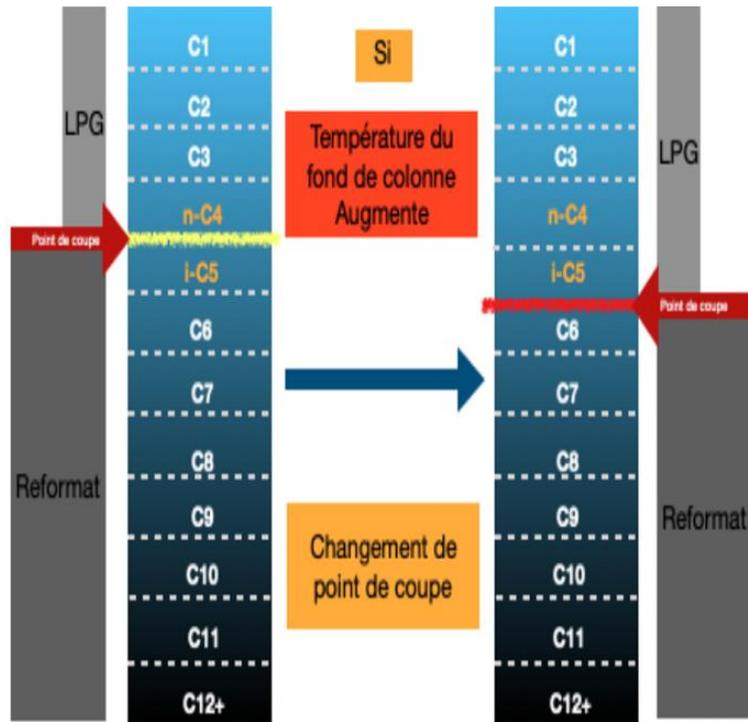


Figure 2.10. Schéma représentant le changement de point de la coupe [7].

De son côté, la ligne de séparation représente la position dans la colonne (souvent autour du plateau d'alimentation) où se fait la transition entre les composants allant vers le distillat et ceux restant dans le résidu. C'est autour de cette ligne que l'on observe une séparation nette entre les composés légers et les plus lourds.

La ligne de séparation est représentée par le schéma ci-dessous (Figure 2.11).

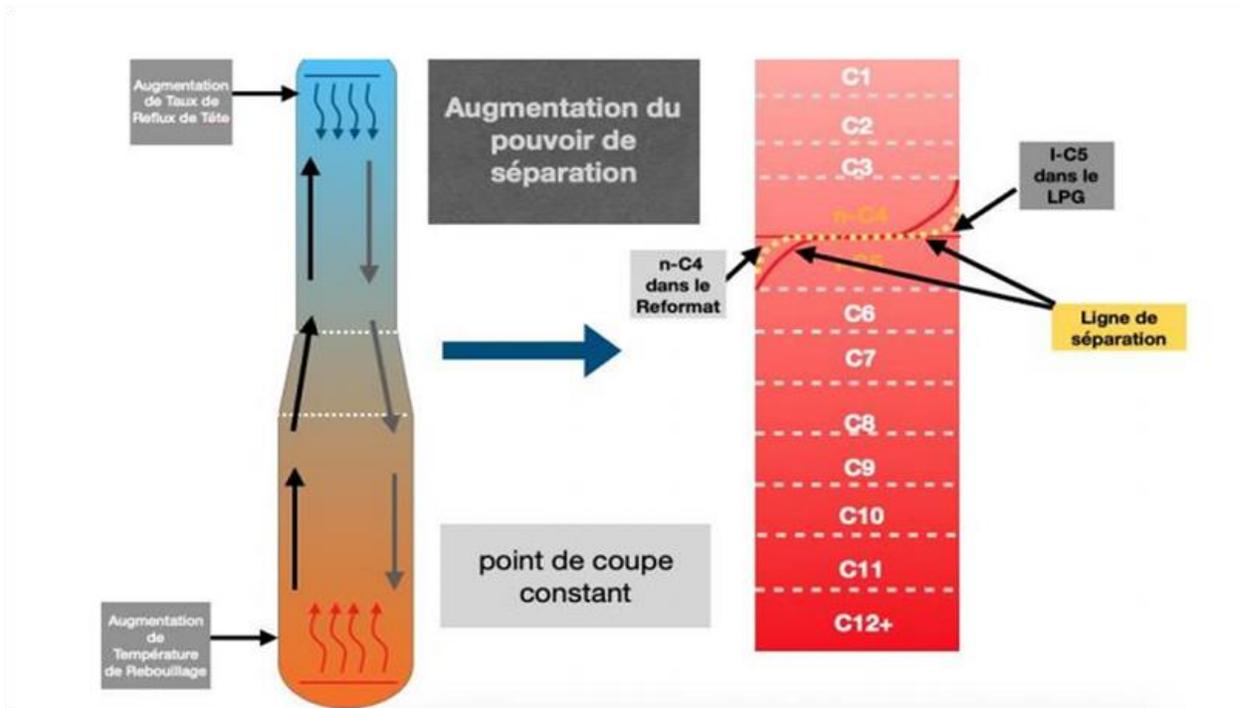


Figure 2.11. Schéma représentant de la ligne de séparation [7].

Chapitre 3

Méthodologie expérimentale et simulation du procédé

Dans cette partie, nous présentons l'approche expérimentale adoptée pour l'étude du procédé de stabilisation du reformat issu de l'unité de reformage catalytique. L'objectif principal est de caractériser le comportement du mélange au sein de la colonne de stabilisation, d'en analyser les performances et d'estimer les différents paramètres de fonctionnement.

Nous commencerons par une description détaillée de la colonne de stabilisation utilisée, en précisant ses caractéristiques techniques. Ensuite, nous présenterons la chromatographie en phase gazeuse (CPG), utilisée pour déterminer la composition du distillat et du résidu obtenus et la distillation selon la méthode ASTM.

Par la suite, une section sera consacrée à la présentation des équations utilisées pour l'évaluation de plusieurs paramètres essentiels de fonctionnement de la colonne, à partir des données expérimentales. Ces paramètres incluent :

- Les fractions molaires des composants ;
- Les débits massiques et molaires ;
- Les coefficients d'équilibre (K) et la volatilité relative ;
- Le taux d'évaporation ;
- Le nombre théorique de plateaux nécessaires à la séparation...etc.

Enfin, une section sera dédiée à la présentation et à la description du logiciel Aspen HYSYS, utilisé pour la simulation du procédé de stabilisation. Les étapes de la simulation pour la validation des résultats expérimentaux seront également mises en évidence.

3.1. Description de la colonne de stabilisation

La stabilisation du reformat instable issu du reformage catalytique est assurée par une colonne de stabilisation (Figure 3.1), dont la fonction principale est d'éliminer les composés légers, afin d'obtenir un produit final stable, conforme aux exigences de stockage et de formulation des essences.

Cette colonne traite un mélange complexe d'hydrocarbures allant de C_1 jusqu'à C_{12} . Deux coupes principales en sont issues :

- En tête, un distillat vapeur constitué principalement de gaz de pétrole liquéfiés (LPG, C_4^-)
- En fond, un liquide appelé reformat stabilisé ou essence stabilisée (C_5^+).

Le point d'alimentation se situe au milieu de la colonne, position stratégique qui permet un équilibrage optimal entre la vaporisation des légers et la condensation des plus lourds. Le reformat instable y entre sous forme liquide, contenant encore une fraction non négligeable de composés volatils.

Le fonctionnement de la colonne repose sur le principe du contre-courant :

- Les composants lourds descendent par gravité,
- Tandis que les vapeurs légères remontent en direction du sommet, stimulées par un apport de chaleur au bas de la colonne.

Cette vaporisation est assurée par un échangeur thermique couplé à un rebouilleur, situé en pied de colonne, qui chauffe le liquide de fond pour générer la phase vapeur ascendante.

En tête de colonne, les vapeurs sont condensées à l'aide d'un condenseur, séparant ainsi le LPG du fuel gaz. Une fraction du liquide condensé est réinjectée dans la colonne en tant que reflux, élément clé pour améliorer l'efficacité de la séparation. Ce reflux crée une zone d'enrichissement en tête, favorisant les échanges thermique et massique entre phases liquide et vapeur, et donc une meilleure séparation des composants volatils.

Le reformat stabilisé, débarrassé de ses composants les plus volatils, est collecté en fond de colonne. Ce produit final peut alors être dirigé vers les unités de mélange ou de stockage.

Sur le plan technique, la colonne de stabilisation utilisée dans notre unité comporte plus de 30 plateaux (35 plateaux cas design). Ce nombre élevé de plateaux traduit une volonté d'optimiser la séparation des composés légers (C_1 à C_4) du reformat.

Cette configuration permet :

- Une surface de contact accrue entre les phases,
- Un meilleur transfert de matière,
- Et une meilleure sélectivité dans la séparation.

Elle garantit ainsi une teneur minimale en composés volatils dans le produit final, tout en assurant un rendement optimal de récupération des gaz légers en tête.

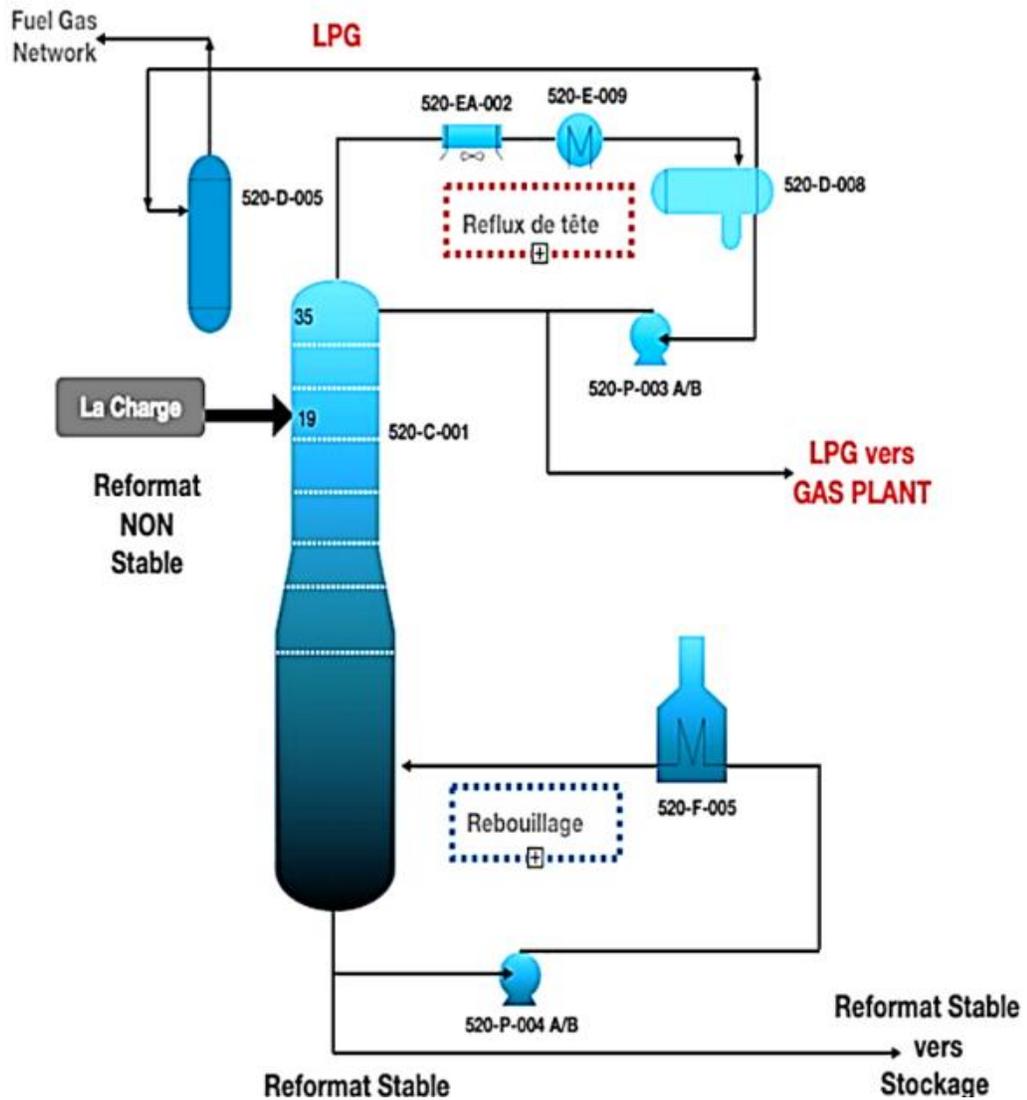


Figure 3.1. Schéma de la colonne de stabilisation [7].

Les paramètres de fonctionnement de la colonne de stabilisation selon le cas design sont regroupés dans le tableau 3.1.

Tableau 3.1. Les paramètres de fonctionnement de la colonne de stabilisation (cas design).

Equipement	Pression du design (kg/cm ²)	Température du 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

On note aussi :

- La charge d'alimentation : 78754 kg/h,
- Point final des LPG : varie de -2,5°C jusqu'à -5°C,
- Tension de vapeur du reformat stable : < 250 (g/cm²).

3.2. Analyse du reformat instable et des produits issus de la colonne de stabilisation

Le reformat instable issu du reformage catalytique, ainsi les produits de tête (LPG) et de fond (reformat stabilisé) issus de la colonne de stabilisation. Ont été analysés au moyen de chromatographie en phase gazeuse (CPG) avec colonne capillaire apolaire.

Un échantillon est injecté dans un four chauffé, où les composants sont vaporisés puis entraînés par un gaz vecteur à travers des colonnes. Selon leurs affinités avec la phase stationnaire, les composants s'éluent à des temps différents (temps de rétention), ce qui permet leur identification. L'analyse conduit à l'obtention d'un chromatogramme, dont un exemple est donné ci-dessous (Figure 3.2).

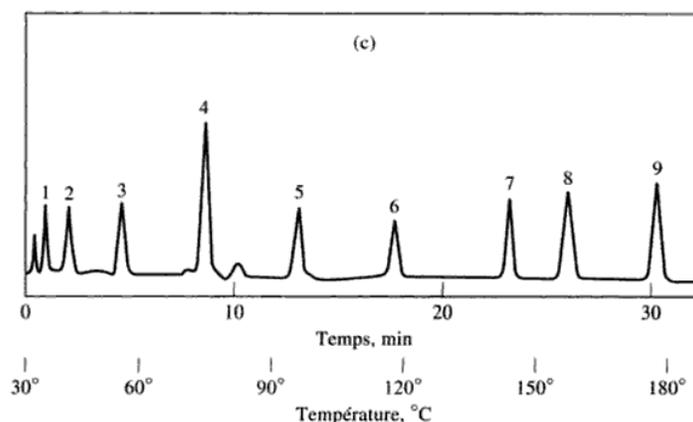


Figure 3.2. Chromatogramme d'un mélange d'alcane [9].

Les chiffres de 1 à 9 (du plus volatil au moins volatil) correspondent aux différents alcanes présents dans le mélange. Ils sont classés selon leur temps de rétention, c'est à dire le temps qu'ils mettent à sortir de la colonne du chromatographe.

La surface de chaque pic est proportionnelle à la quantité de cet alcane dans le mélange.

3.3. La Distillation ASTM

La distillation ASTM (American Society for Testing and Materials) est une méthode normalisée largement utilisée pour caractériser les coupes pétrolières, notamment les essences et naphthas. Elle permet d'obtenir une courbe de distillation qui donne une idée de la composition et du comportement à l'évaporation d'un mélange pétrolier [17]. Dans notre étude, cette méthode a été appliquée au reformat stabilisé afin d'évaluer ses propriétés de distillation (point initial PI et point final PF.)



Figure 3.3. Appareil de distillation ASTM [10].

L'opération consiste à chauffer dans un ballon normalisé 100 ml de produit et à recueillir après passage dans un condenseur les différentes fractions évaporées. Le mode opératoire prévoit des spécifications limite pour la vitesse de distillation 4 à 5 ml par minute afin que les résultats soient reproductibles avec une précision définie par la norme. Le point initial (PI) de distillation correspond à la température à laquelle la première goutte tombe dans l'éprouvette. On relève ensuite les températures pour les pourcentages de distillat recueillis (5%,10%,20%.....90%,95%). Enfin de distillation on suit uniquement la variation de température. Celle-ci passe par un maximum puis décroît par suite de cracking de la fraction résiduelle dans le ballon. Ce maximum est appelé point final (PF) de distillation. On mesure ensuite la fraction totale recueillie dans l'éprouvette, puis après refroidissement le résidu dans le ballon [18].

3.4. Aspen HYSYS

Aspen HYSYS, également connu sous le nom de HYSYS, est un logiciel de simulation de processus chimique développé par Aspen Tech. Il est utilisé pour modéliser de manière mathématique une gamme variée de processus chimiques, allant des opérations unitaires aux installations chimiques et raffineries complètes. HYSYS offre une multitude de fonctionnalités, telles que le calcul des bilans massique et énergétique, l'équilibre vapeur-liquide, le transfert de chaleur et de masse, la cinétique chimique, ainsi que la modélisation du fractionnement et de la perte de charge. Ce logiciel est largement employé dans l'industrie et le milieu académique pour

des applications telles que la simulation dynamique et statique, la conception de procédés, la modélisation des performances et l'optimisation [19].

Aspen HYSYS Petroleum Refining (anciennement appelé "RefSYS") est une extension basée sur les fonctionnalités de HYSYS. Les cas de simulation existants dans HYSYS peuvent être adaptés pour être utilisés dans Aspen HYSYS Refining en intégrant des informations sur les caractéristiques pétrolières ainsi que sur les opérations spécifiques des unités de raffinage. Les modèles d'Aspen HYSYS Petroleum Refining englobent toutes les principales unités de traitement du raffinage : le craquage catalytique fluide, le reformage du naphta, l'hydrotraitement (hydrocraquage et hydrotraitement du naphta), la cokéfaction, la viscoréduction et l'alkylation.

Les modèles de réacteurs sont conçus pour être ajustés en fonction des données de l'unité, puis utilisés en simulation afin de prédire les résultats dans diverses conditions de fonctionnement. Ainsi, deux principaux modes opérationnels sont distingués : le calibrage et la simulation. Lors du calibrage, les données de l'usine sont fixes et les paramètres du modèle sont ajustés pour correspondre à ces données. En revanche, lors de la simulation, les paramètres du modèle restent constants tandis que différentes données de l'installation sont prédites [19].

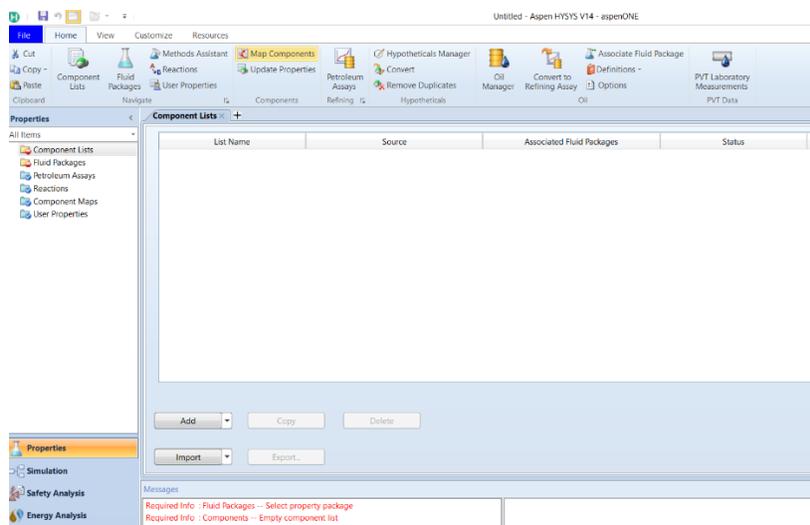


Figure 3.4. L'interface d'écran d'accueil du logiciel Aspen HYSYS

3.4.1. Les étapes de la simulation

La simulation d'un procédé commence par une série d'étapes essentielles qui permettent de définir le système à modéliser et de garantir la précision des résultats. Ces étapes sont les suivantes :

1. Sélection des compositions du mélange

La première étape consiste à identifier et à sélectionner les différents constituants présents dans le mélange à simuler. Il s'agit des composants principaux du reformat. Cette étape est cruciale, car la précision de la simulation dépend directement de la qualité des données d'entrée (Figure 3.5).

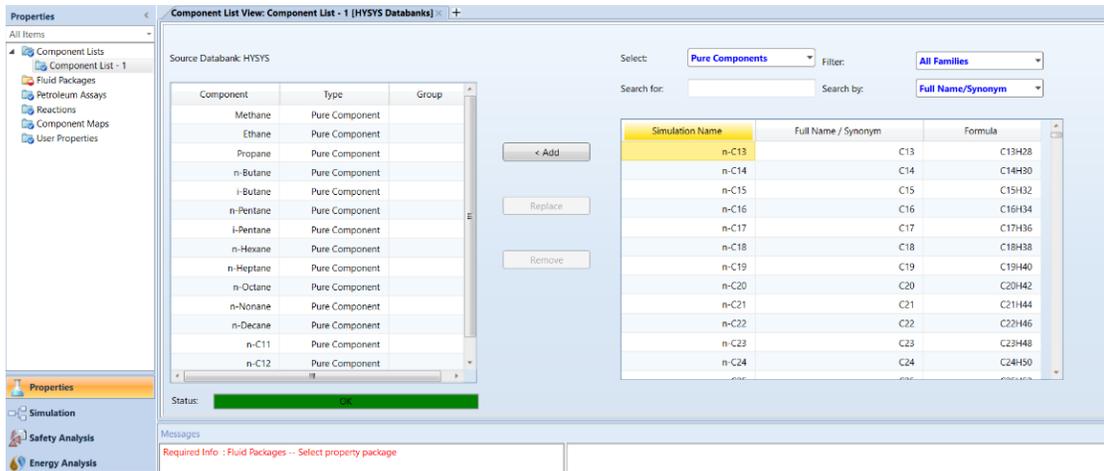


Figure 3.5. Sélection des composants.

2. Choix du modèle thermodynamique

Une fois les composants définis, il est nécessaire de choisir un modèle thermodynamique adapté au système étudié. Ce modèle permet de calculer les équilibres de phases (liquide-vapeur, liquide-liquide, etc.) ainsi que d'autres propriétés thermodynamiques. Dans notre cas, le modèle **Peng-Robinson** a été retenu pour sa capacité à modéliser correctement les mélanges d'hydrocarbures légers et ses performances éprouvées dans l'industrie du raffinage (Figure 3.6).

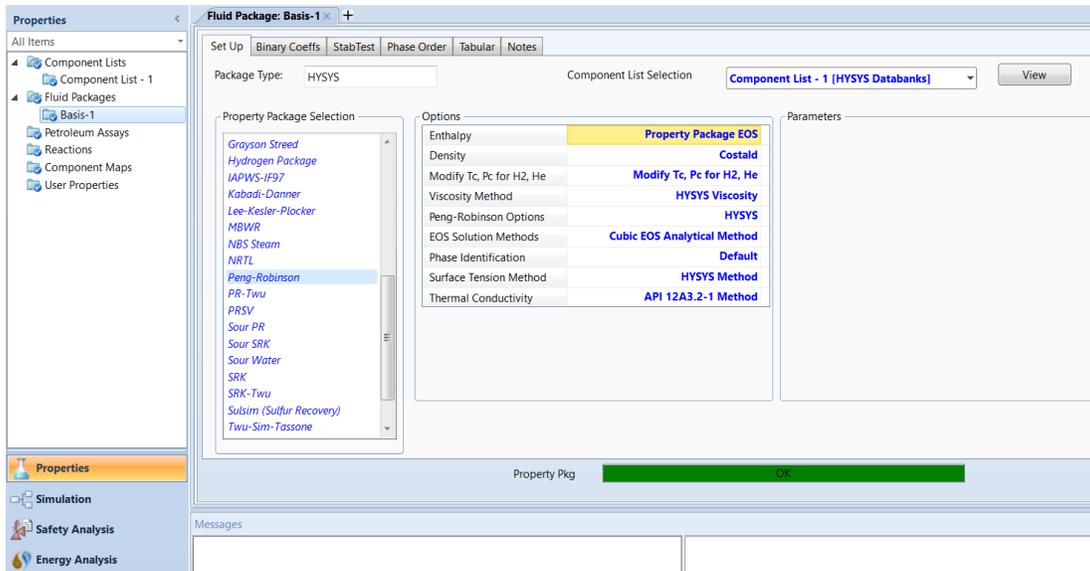


Figure 3.6. Choix du modèle thermodynamique (Peng-Robinson).

3. Définition du type de colonne et saisie des données de fonctionnement

Il s'agit ensuite de choisir le type d'équipement et de saisir les conditions opératoires de départ telles que la pression, la température, le débit des flux entrants, ainsi que le nombre de plateaux théoriques. Ces paramètres sont indispensables pour obtenir des résultats fiables et représentatifs du fonctionnement réel de l'unité. La colonne choisie dans notre cas est la T-100 (Figure 3.7).

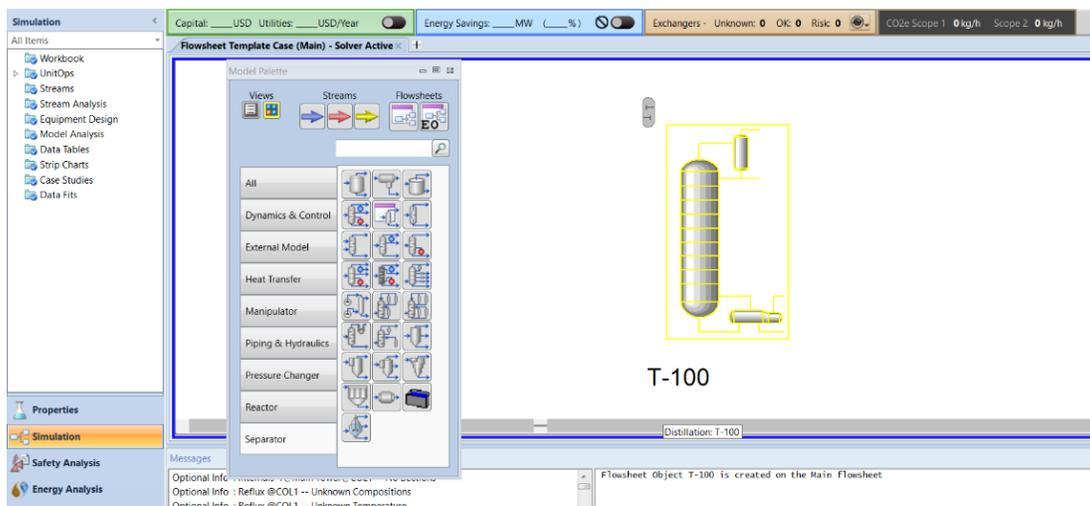


Figure 3.7. Choix du type de la colonne.

Chapitre 4

Résultats et discussion

Dans ce chapitre, nous présentons et discutons les résultats obtenus à travers notre étude. Tout d'abord, nous décrivons les paramètres de fonctionnement de la colonne de stabilisation, en détaillant les conditions opératoires ainsi que les caractéristiques techniques nécessaires à la compréhension des résultats.

Ensuite, nous procédons à l'analyse des fractions obtenues, en mettant en évidence leurs compositions et leurs propriétés spécifiques. Cette analyse englobe les constituants principaux, notamment la charge d'alimentation, le fuel gaz, les LPG, et le résidu.

La troisième partie du chapitre est consacrée aux calculs techniques. Nous déterminons les débits massiques et molaires des différentes fractions, ainsi que des paramètres thermodynamiques essentiels, tels que la volatilité, le taux de vaporisation, et les conditions de fonctionnement de la colonne, notamment le taux de reflux, le taux de rebouillage et le nombre de plateaux théoriques. De plus, nous abordons les bilans énergétiques, en calculant les quantités de chaleur, les enthalpies, et les données relatives à la température de vaporisation relative (TVR).

Par ailleurs, une simulation numérique a été réalisée à l'aide du logiciel Aspen HYSYS afin de valider le fonctionnement de la colonne de stabilisation. Cette démarche vise à vérifier la cohérence du modèle thermodynamique utilisé et à garantir la validité des hypothèses de départ.

Enfin, nous présentons et discutons les résultats obtenus, en analysant leurs implications et en évaluant les performances globales du procédé.

4.1. Présentation des paramètres de fonctionnement de la colonne de stabilisation

Dans le cadre de cette étude, il est essentiel de comprendre l'influence des paramètres de fonctionnement de la colonne de stabilisation sur les propriétés des produits obtenus, tels que le reformat stable et le GPL. En particulier, deux paramètres clés sont analysés :

1. **La tension de vapeur Reid (TVR)** du reformat stable, un indicateur important de la volatilité et de la stabilité du produit.

2. **Le point final (Pf)** du GPL, qui reflète les propriétés de légèreté et de pureté de cette fraction.

Ces paramètres sont étudiés en fonction des températures aux différents points de la colonne (fond et tête), tout en maintenant fixes certains paramètres opérationnels tels que la pression, le débit d'alimentation, et les températures des autres zones de la colonne.

Le Tableau 4.1 présente les principales données expérimentales obtenues pour la colonne de stabilisation durant la période 2024/2025. Ces données incluent les variations de la tension de vapeur Reid (TVR) du reformat stable et du point final (Pf) du GPL, en fonction des températures mesurées en haut et en bas de la colonne. Les paramètres tels que la pression de la colonne, la température du plateau sensible, la température de tête, la température de reflux, la température de fond, et la température de rebouillage, sont également présentés.

Tableau 4.1. Variations de la tension de vapeur Reid (TVR) du reformat stable et du point final (Pf) du GPL, en fonction des différentes températures mesurées.

Date	03/12/24	10/01/25	24/01/25	09/02/25	20/02/25	06/03/25	17/03/25	03/04/25
P colonne (kg/cm²)	15	15	15	15	15	15	15	15
T plateau sensible (°C)	198	198	197	198	198	198	198	200
T rebouillage (°C)	260	262	262	261	261	262	261	258
T reflux (°C)	24	25	24	24	24	27	24	22
T tête de colonne (°C)	52	54	53	52	51	52	55	59
Pf GPL à 15 kg/cm² (°C)	-4.5	-3.5	-3.5	-4	-5	-3.7	-3	-2.5
T fond de colonne (°C)	247	248	249.5	248	247.5	249	251	250
TVR reformat stable (g/cm²)	260	240	225	240	250	230	200	220

La colonne de stabilisation fonctionne à une pression constante de 15 kg/cm², typique pour la séparation des hydrocarbures légers. Les températures clés observées le long de la colonne reflètent le profil thermique nécessaire à une séparation efficace. En tête de colonne, la température varie entre 52 °C et 59 °C, favorisant la condensation des composés légers (C₁–C₄), tandis qu’au fond, elle s’élève entre 247 °C et 251 °C, ce qui permet la vaporisation des hydrocarbures. Le rebouilleur, quant à lui, maintient une température comprise entre 258 °C et 262 °C, fournissant l’apport énergétique indispensable au maintien de la séparation.

4.1.1. En bas de colonne

Dans cette partie, les paramètres suivants sont considérés constants : pression de la colonne, débit d’alimentation, température du plateau sensible, température de tête de colonne, et température de rebouillage. Le Tableau 4.2 présente la variation de la tension de vapeur Reid (TVR) du reformat stable en fonction de la température au fond de la colonne de stabilisation.

Tableau 4.2. Variation de la tension de vapeur Reid (TVR) du reformat stable en fonction de la température au fond de la colonne de stabilisation.

Température de fond (°C)	TVR (g/cm ²)
251	200
250	220
249,5	225
249	230
248	240
248	240
247,5	250
247	260

La figure 4.1. Illustre la variation de la TVR en fonction de la température au fond de la colonne de stabilisation.

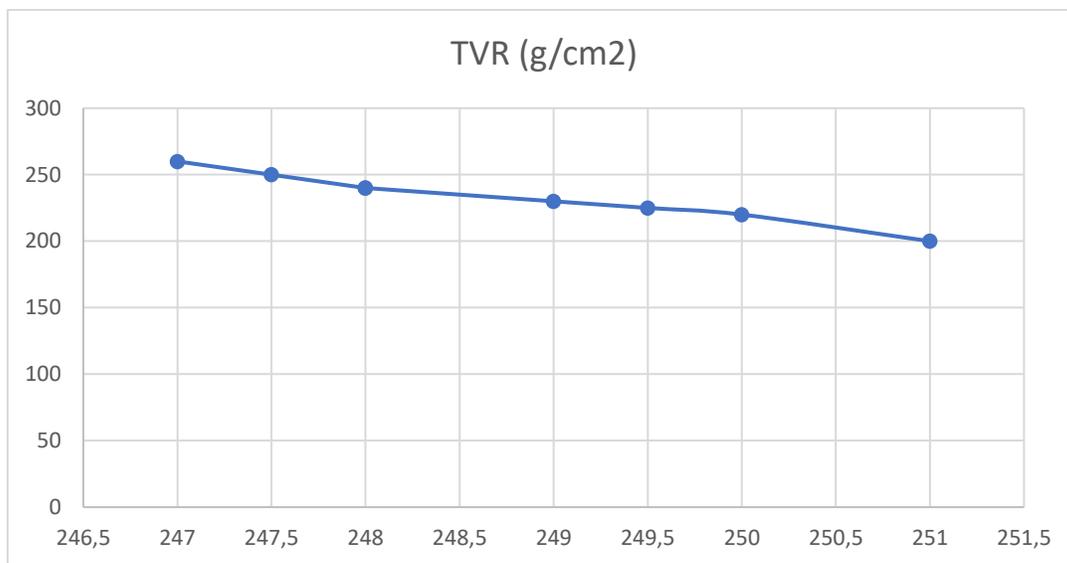


Figure 4.1. Variation de la tension de vapeur Reid (TVR) du reformat stable en fonction de la température au fond de la colonne de stabilisation.

La TVR présente une tendance décroissante lorsque la température au fond de la colonne augmente. Comme le montrent le tableau 4.2 et la figure 4.1, une élévation de la température de fond de 247 °C à 251 °C s'accompagne d'une diminution de la TVR, qui varie dans une plage comprise entre 260 et 200 g/cm². Cette diminution indique une plus grande facilité de vaporisation à une température donnée, (les composés lourds peuvent facilement entrer en phase vapeur), ce qui modifie l'équilibre liquide-vapeur dans le bas de la colonne.

4.1.2. En haut de la colonne

De même, pression de la colonne, débit d'alimentation, température du plateau sensible, température de tête de colonne, et température de rebouillage sont considérés constants. Les résultats de la variation du point final (Pf) du GPL en fonction de la température en tête de la colonne sont illustrés dans le tableau suivant.

Tableau 4.3. Variation du point final (Pf) du GPL en fonction de la température en tête de la colonne de stabilisation.

Température en haut de la colonne (°C)	Point final du GPL (°C) à 15(kg/cm ²)
51	-5
52	-4,5
54	-3,5
52	-3,7
53	-3,5
55	-3
59	-2,5
52	-4

Des résultats illustrés dans le tableau 4.3 on remarque que le point final du GPL diminue à mesure que la température de la tête de colonne augmente, En effet, lorsque la température de tête varie de 51 °C à 59 °C, le point final du GPL passe de -5 °C à -2,5 °C. Cette évolution indique que la coupe de GPL devient plus légère, c'est-à-dire qu'elle contient une proportion accrue de composés plus volatils. Une température de tête plus élevée favorise en effet la vaporisation des composants les plus légers présents dans le mélange, qui sont alors récupérés dans la phase vapeur ascendante. Par conséquent, le GPL obtenu contient moins de composants plus lourds, ce qui abaisse son point final. Cette observation met en évidence l'impact direct de la température de la tête de colonne sur la composition et la qualité des produits légers récupérés

4.2. Calculs techniques de la colonne de stabilisation

4.2.1. Paramètres opératoires et caractéristiques de l'alimentation

Afin de réaliser les bilans de matière et d'énergie relatifs au fonctionnement de la colonne de distillation, il est nécessaire de définir les conditions opératoires ainsi que les caractéristiques physico-chimiques des différents courants impliqués. Les conditions d'alimentation et les propriétés du flux entrant dans la colonne de distillation sont les suivantes :

- Indice d'octane : 100.9,
- Température d'alimentation : $T_a = 187^\circ\text{C}$,
- Débit d'alimentation de la colonne : $92 \text{ m}^3/\text{h}$,
- Masse volumique de la charge d'alimentation : $\rho_a = 0,670 \text{ kg/l} = 670 \text{ kg/m}^3$,
- Débit de fuel gaz : $170 \text{ Nm}^3/\text{h}$,
- La masse volumique de fuel gaz : $\rho_f = 0,2798 \text{ kg/m}^3$.

4.2.2. Bilan de matière de la colonne de stabilisation

La colonne de stabilisation a pour objectif de séparer les hydrocarbures légers des composés lourds (reformat stable) dans le reformat instable. Cette section détaille les calculs de bilans de matière, les compositions des flux, et les débits associés.

1) Charge d'alimentation (reformat instable)

Les tableaux 4.4 et 4.5 présentent les caractéristiques détaillées de la charge d'alimentation introduite dans la colonne de stabilisation. Le tableau 4.4 fournit la composition chimique du mélange sous forme de fractions molaires (X) et massiques (W), permettant ainsi de caractériser la nature des hydrocarbures présents. En complément, le tableau 4.5 indique les débits molaires (en kmol/h) et massiques (en kg/h) correspondants à chaque composé, calculés à partir des conditions opératoires précédemment définies (débit volumique et masse volumique de la charge, consulter l'annexe 8 pour les détails des calculs).

Tableau 4.4. La composition molaire et massique de la charge d'alimentation de la colonne

Constituants	M_i (kg/kmol)	X_{Fi}	W_{Fi}
CH₄	16,04	0,02	0,0032
C₂H₆	30,07	0,0464	0,0139
C₃H₈	44,09	0,0235	0,0103
iC₄H₁₀	58,12	0,0213	0,0123
nC₄H₁₀	58,12	0,028	0,0162
iC₅H₁₂	72,15	0,022	0,0158
nC₅H₁₂	72,15	0,0132	0,0095
C₆H₁₄	86,16	0,0948	0,0813
C₇H₁₆	100,2	0,2513	0,2507
C₈H₁₈	114,23	0,2581	0,2935
C₉H₂₀	128,26	0,1585	0,2024
C₁₀H₂₂	142,28	0,0525	0,0744
C₁₁H₂₄	156,31	0,0079	0,0123
C₁₂H₂₆	170,34	0,0025	0,0042
Σ		1	1

Tableau 4.5. Composition, débits molaires et massiques de la charge d'alimentation.

Constituants	M_i (kg/kmol)	Fraction molaire X_{Fi}	Fraction massique W_{Fi}	$M_i X_{Fi}$	Débit massique F_i (kg/h)	Débit molaire F_i' (kmol/h)
CH₄	16,04	0,02	0,0032	0,3208	197,248	12,2730291
C₂H₆	30,07	0,0464	0,0139	1,3952	856,796	28,4734275
C₃H₈	44,09	0,0235	0,0103	1,0361	634,892	14,4208092
iC₄H₁₀	58,12	0,0213	0,0123	1,238	998,568	17,1822407
nC₄H₁₀	58,12	0,028	0,0162	1,6274	758,172	13,070776
iC₅H₁₂	72,15	0,022	0,0158	1,5873	585,58	8,10019921
nC₅H₁₂	72,15	0,0132	0,0095	0,9524	973,912	13,500332
C₆H₁₄	86,16	0,0948	0,0813	8,168	5011,332	58,1741579
C₇H₁₆	100,2	0,2513	0,2507	25,1803	15453,148	154,210611
C₈H₁₈	114,23	0,2581	0,2935	29,4828	18091,34	158,383441
C₉H₂₀	128,26	0,1585	0,2024	20,3292	12475,936	97,2637556

C₁₀H₂₂	142,28	0,0525	0,0744	7,4697	4586,016	32,2167014
C₁₁H₂₄	156,31	0,0079	0,0123	1,2348	758,172	4,8478465
C₁₂H₂₆	170,34	0,0025	0,0042	0,4259	258,888	1,53412864
Σ		1	1	100,4479	61640	613,6515

L'analyse de la composition révèle une prédominance des hydrocarbures en C₇-C₉, caractéristique d'une charge riche en composés aromatiques. La masse molaire moyenne élevée (100,45 kg/kmol) et le débit important (61 640 kg/h) confirment la nature lourde de ce reformat instable, le rendant particulièrement adapté au procédé de reformage catalytique.

2) Fuel gaz

Le tableau 4.6 présente la composition, les débits molaires et massiques du fuel gaz en kg/h et kmol/h (Voir en annexe 9 les détails des calculs).

Tableau 4.6. Composition, débits molaires et massiques du fuel gaz.

Constituants	M_i (kg/kmol)	Fraction molaire Y_{fi}	Fraction massique W_{fi}	M_i.Y_{fi}	Débit massique f_i (kg/h)	Débit molaire f_i' (kmol/h)
H₂	2	0,6171	0,1005	1,2342	0,3656	0,1815
CH₄	16,04	0,1229	0,1593	1,9713	0,5794	0,0361
C₂H₄	28,05	0,0003	0,0007	0,0084	0,0025	0,0001
C₂H₆	30,07	0,1865	0,4529	5,6081	1,6474	0,0548
C₃H₈	44,09	0,0534	0,1902	2,3544	0,6918	0,0157
iC₄H₁₀	58,12	0,0097	0,0456	0,5638	0,1659	0,0029
nC₄H₁₀	58,12	0,0067	0,0316	0,3894	0,1149	0,0020
iC₅H₁₂	72,15	0,0023	0,0135	0,1659	0,0491	0,0007
nC₅H₁₂	72,15	0,001	0,0057	0,0722	0,0207	0,0003
Σ		0,9999	1	12,3677	3,6374	0,2941

Les résultats du tableau montrent le gaz combustible contient principalement le dihydrogène (H₂), représentant 60 % du volume total. La masse molaire moyenne de ce mélange est estimée à 12,37 kg/kmol. Cette composition indique que, bien que le dihydrogène soit majoritaire en volume, le mélange contient également d'autres gaz plus lourds, tels que le

méthane (CH₄), l'éthane (C₂H₆) et d'autres gaz qui contribuent à augmenter la masse molaire moyenne du mélange.

3) Produits de sortie

a. Les LPG (Distillat)

Tableau 4.7 présente de manière détaillée la composition d'un mélange de gaz de pétrole liquéfiés (GPL), en indiquant pour chaque constituant ses fractions molaires et fractions massiques, ainsi que leurs débits respectifs (Les calculs détaillés se trouvent en annexe 10).

Tableau 4.7. Composition et débits molaires et massiques du LPG.

Constituants	M _i (kg/kmol)	Fraction molaire X _{Di}	Fraction massique W _{Di}	M _i .X _{Di}	Débit massique D _i (kg/h)	Débit molaire D _i '(kmol/h)
CH ₄	16,04	0,024	0,0087	0,385	23,6001	1,7290
C ₂ H ₆	30,07	0,2401	0,1623	7,2198	440,2637	17,2974
C ₃ H ₈	44,09	0,3956	0,3922	17,442	1063,6316	28,4999
iC ₄ H ₁₀	58,12	0,2026	0,2648	11,7751	465,7627	9,4664
nC ₄ H ₁₀	58,12	0,1314	0,1717	7,637	718,3108	14,5958
nC ₅ H ₁₂	72,15	0,00003	0,0001	0,0022	0,2713	0,0022
Σ		1	1	44,4611	2712,6539	72,0423

Les résultats du tableau 4.7 indiquent une composition en gaz de pétrole liquéfié (GPL) avec 39,6 % de propane et 40 % de butane, accompagnée d'une faible teneur en méthane (C₁) et en pentane (C₅). Cette formulation est bien adaptée aux besoins commerciaux, offrant une efficacité énergétique optimale et une stabilité dans diverses conditions d'utilisation

b. Reformat stable (résidu)

Le Tableau 4.8 présente la composition détaillée du gaz reformat stable, incluant les fractions massiques et molaires de chaque composant, ainsi que leurs débits respectifs, tant en termes de débit molaire que massique (Détails des calculs disponibles en annexe 10).

Tableau 4.8. Compositions débits molaires et massiques du résidu.

Constituants	M_i (kg/kmol)	Fraction molaire X_{Ri}	Fraction massique W_{Ri}	$M_i X_{Ri}$	Débit massique R_i (kg/h)	Débit molaire R_i' (kmol/h)
iC₄H₁₀	58,12	0,0127	0,0068	0,7381	512,6363	8,7591
nC₄H₁₀	58,12	0,0162	0,0087	0,9415	400,6812	6,8667
iC₅H₁₂	72,15	0,021	0,014	1,5152	530,3134	7,2992
nC₅H₁₂	72,15	0,0135	0,009	0,9740	824,9319	11,3544
C₆H₁₄	86,16	0,049	0,0389	4,2218	2292,1323	26,4935
C₇H₁₆	100,2	0,3271	0,3022	32,7754	17806,7448	176,8579
C₈H₁₈	114,23	0,2826	0,2977	32,2814	17541,5881	152,7974
C₉H₂₀	128,26	0,1882	0,2226	24,1385	13116,4176	101,7568
C₁₀H₂₂	142,28	0,0681	0,0893	9,6893	5261,8872	36,8206
C₁₁H₂₄	156,31	0,0019	0,0028	0,2970	164,9864	1,0273
C₁₂H₂₆	170,34	0,0013	0,002	0,2214	117,8474	0,7029
Σ		1	0,9991	107,7937	58923,7087	540,6844

À partir des résultats présentés dans le tableau, il apparaît que le reformate stable est principalement constitué d'hydrocarbures dont la formule chimique varie entre C₇H₁₆ et C₉H₂₀. Cette prédominance d'hydrocarbures à chaîne moyenne correspond à la gamme idéale pour la production des essences qui confirme la pertinence du procédé employé.

De plus, les débits massiques et molaires, qui sont significativement élevés selon les données du tableau, indiquent une bonne efficacité du procédé industriel. Ces valeurs élevées témoignent d'un bon rendement en sortie, garantissant un volume important de produit conforme aux spécifications requises.

Par ailleurs, le tableau met également en évidence une faible proportion de composés légers (comme les C₅ et C₆) ainsi que de composés lourds (au-delà de C₉). Cette distribution équilibrée des fractions hydrocarbonées suggère que le procédé est bien contrôlé et optimisé, limitant la formation d'espèces indésirables qui pourraient nuire à la qualité du carburant ou nécessiter des étapes supplémentaires de raffinage.

4.2.3. Calcul des pressions du fonctionnement

Nous savons que la pression au sommet de la colonne, notée P_s , est de 15 bars ; ainsi, on obtient :

- 1) La pression au fond de la 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 bar.

On va prendre :

$$\Delta P_1 = 0,5 \text{ bar}$$

$$P_f = 15 + 0,5$$

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

- 2) La pression d'alimentation

$$P_a = \frac{(P_s + P_f)}{2}$$

$$P_a = \frac{(15 + 15,5)}{2}$$

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

- 3) 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.

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

$$P_b = 15 - 0,3$$

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

4.2.4. Calcul de la température de fonctionnement :

On rappelle que la température d'alimentation de la colonne de stabilisation : $T_a = 187^\circ\text{C}$

1) La température au sommet de la colonne

La température au sommet de la colonne, est déterminée à la pression du sommet $P_s = 15$ bars par un procédé d'approximation successive, en s'appuyant sur l'équation de l'isotherme de la phase vapeur.

L'équation de l'isotherme de la phase vapeur s'écrit comme suit :

$$\sum \left(\frac{Y_{si}}{K_i} \right) = 1$$

Tels que :

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

K_i : coefficient d'équilibre d'un constituant $\{i\}$ à la température T et à la pression du sommet de la colonne, il est déterminé par le diagramme de SCHEIBEL et JENNY (voir annexe 11).

La composition de la phase vapeur au sommet de la colonne est présentée dans le tableau 4.9. Ce tableau détaille la composition molaire et massique ainsi que la masse molaire moyenne de la phase vapeur au sommet.

Tableau 4.9. Composition de la phase vapeur au sommet de la colonne.

Constituants	M_i	Y_{si}	W_{si}	$M_i Y_{si}$
H_2	2	0,0282	0,0013	0,0564
CH_4	16,04	0,0318	0,0122	0,5110
C_2H_6	30,07	0,1786	0,1289	5,3723
C_3H_8	44,09	0,3240	0,3428	14,2854
iC_4H_{10}	58,12	0,1730	0,2413	10,0585
nC_4H_{10}	58,12	0,1958	0,2730	11,3794
nC_5H_{12}	72,15	0,0001	0,0002	0,0082
Σ		1	1	41,6715

L'analyse de la composition de la phase vapeur au sommet de la colonne révèle que le propane (C_3H_8) est le constituant le plus abondant. Il est suivi en concentration par le n-butane ($n-C_4H_{10}$) et l'éthane (C_2H_6), qui occupent respectivement la deuxième et troisième position en termes de proportions.

Le tableau 4.10 illustre les fractions molaires au sommet, les coefficients d'équilibres et le rapport entre les deux afin de déterminer la température au sommet de la colonne.

Tableau 4.10. Caractéristiques de la phase vapeur au sommet de la colonne.

Constituants	Y_{si}	K_i	Y_{si}/K_i
T=57°C, P= 15 bars			
CH₄	0,0318	14,5	0,0022
C₂H₆	0,1786	3,4	0,0525
C₃H₈	0,3240	1,25	0,2592
iC₄H₁₀	0,1730	0,61	0,2836
nC₄H₁₀	0,1958	0,5	0,3916
nC₅H₁₂	0,0001	0,18	0,0005
Σ	1		1

À la température du sommet de la colonne, fixée à 57 °C, l'analyse du rapport Y_{si}/K_i permet d'évaluer la tendance des différents composants à se retrouver dans la phase liquide à l'équilibre. Plus ce rapport est élevé, plus la proportion relative du composé dans la phase liquide augmente. Par ailleurs, les composés présentant les rapports Y_{si}/K_i les plus élevés sont le n-butane ($n-C_4H_{10}$), suivi de l'isobutane ($i-C_4H_{10}$), ce qui indique qu'ils ont une forte tendance à se condenser à cette température. À l'inverse, le méthane (CH_4) présente une valeur de Y_{si}/K_i très faible, traduisant une faible affinité pour la phase liquide et donc une présence quasi exclusive dans la phase vapeur.

Il est à noter que l'hydrogène (H_2) n'a pas été pris en considération dans cette analyse, sa concentration dans la phase vapeur étant négligeable à cette étape du procédé.

2) La température dans le ballon de reflux

La température dans le ballon de reflux à la pression du sommet $P_b=14,7$ bars est déterminée par approximations successives en utilisant l'équation de TREGOUBOV.

$$\Sigma = \frac{Y_{si}}{1 + e'_0(K_i - 1)} = 1$$

Tels que :

e'_0 : le taux de vaporisation de la charge dans le ballon et est déterminé selon la feuille de marche $e'_0 = 0,0001$

K_i : coefficient d'équilibre du constituant $\{i\}$ à la température T et à la pression du ballon, il est déterminé par le diagramme de SCHEIBEL et JENNY (voir annexe 11).

Les données de distribution en phase vapeur pour différents constituants présents dans le ballon de reflux 14,7 bars sont représentés dans le tableau 4.11.

Tableau 4.11. Composition et caractéristiques de la phase vapeur dans le ballon de reflux.

Constituants	Y_{si}	K_i	$\frac{Y_{si}}{1 + e'_0(K_i - 1)}$
		T= 30°C, P= 14,7 bars	
CH₄	0,0318	11,5	0,0318
C₂H₆	0,1786	2,3	0,1786
C₃H₈	0,3240	0,78	0,3240
iC₄H₁₀	0,1730	0,35	0,1730
nC₄H₁₀	0,1958	0,27	0,1958
nC₅H₁₂	0,0001	0,08	0,0001
Σ	1		1

Les résultats du tableau 4.11 montrent que les composés lourds, tels que le n-pentane (n-C₅H₁₂), possèdent un faible coefficient d'équilibre et donc restent donc majoritairement à l'état liquide. En revanche, les composés légers présentent des coefficients d'équilibres élevées,

s'évaporent facilement et quittent la colonne sous forme de vapeur. La température dans le ballon de reflux est égale à 30 °C

3) La température au fond de la colonne

La température au fond de la colonne à la pression $P_f = 15,5$ bars est déterminée 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 le diagramme de SCHEIBEL et JENNY (consulter annexe 11).

Les fraction molaire et les coefficients d'équilibres ($X_{Ri} \cdot K_i$) à 15.5 bars sont représentés dans le tableau ci-dessous.

Tableau 4.12. Composition et caractéristiques de la phase liquide au fond de la colonne.

Constituants	X_{Ri}	K_i	$X_{Ri} \cdot K_i$
T=225°C, P=15,5 bars			
iC₄H₁₀	0,0127	4,4	0,0559
nC₄H₁₀	0,0162	4	0,0648
iC₅H₁₂	0,021	2,7	0,0567
nC₅H₁₂	0,0135	2,7	0,0365
C₆H₁₄	0,049	1,75	0,0858
C₇H₁₆	0,3271	1,1	0,3598
C₈H₁₈	0,2826	0,75	0,2120
C₉H₂₀	0,1882	0,5	0,0941
C₁₀H₂₂	0,0681	0,38	0,0259
C₁₁H₂₄	0,0019	0,24	0,0005
C₁₂H₂₆	0,0013	0,19	0,00025
Σ	1		1

À partir des résultats présentés, on constate que les composants majoritaires dans la phase liquide sont le C₇H₁₆, le C₈H₁₈ et le C₉H₂₀, tandis que les composés légers tels que l'isobutane (i-

C₄H₁₀) et le n-butane (n-C₄H₁₀) sont très peu présents dans cette phase. Par ailleurs, plus le produit $X_{Ri} \times K_i$ est élevé, plus le constituant a tendance à se volatiliser et à passer en phase vapeur.

4.2.5. Calcul des paramètres thermodynamique

1) La volatilité relative

La volatilité relative est un indicateur de la facilité avec laquelle un mélange peut être séparé en ses constituants purs. Elle est définie comme le rapport entre le coefficient d'équilibre du constituant i et celui d'un constituant de référence r

Les volatilités relatives des différents constituants sont calculées aux différentes zones de la colonne à l'aide de l'équation suivante :

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

Dans notre cas d'étude, on admit le constituant clé lourd nC₅H₁₂ comme élément de référence.

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

$$\text{Zone de rectification : } \alpha_{Smi} = 0,5 (\alpha_{si} + \alpha_{Fi})$$

$$\text{Zone d'épuisement : } \alpha_{Rmi} = 0,5 (\alpha_{Ri} + \alpha_{Fi})$$

Avec :

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

Le tableau ci-dessous récapitule les résultats obtenus à l'issue des différents calculs effectués pour la détermination des volatilités relatives dans les différentes zones de la colonne.

Tableau 4.13. Volatilités relatives des constituants aux différentes zones de la colonne.

Constituants	Alimentation		Rectification			Epuisement		
	K_i	α_{Fi}	K_i	α_{si}	α_{Smi}	K_i	α_{Ri}	α_{Rmi}
CH₄	31	18,2353	14,5	80,5556	49,3954	-	-	-
C₂H₆	11,5	6,7647	3,4	18,8889	12,8268	-	-	-
C₃H₈	5,5	3,2353	1,25	6,9444	5,0899	-	-	-
iC₄H₁₀	3,1	1,8235	0,61	3,3889	2,6062	4,4	1,6296	1,7266
nC₄H₁₀	2,7	1,5882	0,5	2,7778	2,1830	4	1,4815	1,5349
iC₅H₁₂	1,8	1,0588	-	-	-	2,7	1	1,0294
nC₅H₁₂	1,7	1	0,18	1	1	2,7	1	1
C₆H₁₄	1,1	0,6471	-	-	-	1,75	0,6481	0,6476
C₇H₁₆	0,65	0,3824	-	-	-	1,1	0,4074	0,3949
C₈H₁₈	0,4	0,2353	-	-	-	0,75	0,2778	0,2565
C₉H₂₀	0,26	0,1529	-	-	-	0,5	0,1852	0,1691
C₁₀H₂₂	0,18	0,1059	-	-	-	0,38	0,1407	0,1233
C₁₁H₂₄	0,12	0,0706	-	-	-	0,24	0,0889	0,0797
C₁₂H₂₆	0,08	0,0471	-	-	-	0,19	0,0704	0,0587

D'après les résultats du tableau 4.13, on observe ce qui suit :

— Zone d'alimentation

Le méthane (CH₄) présente la plus grande valeur du coefficient de distribution avec $K_i = 31$, ce qui confirme sa forte volatilité. À mesure que l'on progresse vers les hydrocarbures plus lourds (de C₆ à C₁₂), la valeur de K_i diminue progressivement, traduisant une volatilité de plus en plus faible.

— Zone de rectification (tête de colonne)

Le méthane (CH₄) reste le composé le plus volatil dans cette zone, avec $K_i = 14,5$ et un $\alpha_{si} = 80,56$. Il est suivi par l'éthane (C₂H₆) et le propane (C₃H₈), qui présentent également une bonne capacité de vaporisation. En revanche, les hydrocarbures plus lourds ne sont pas détectés dans cette zone, ce qui indique qu'ils ne remontent pas dans la partie haute de la colonne.

— Zone d'épuisement (ou de rebouillage)

Seuls les hydrocarbures plus lourds apparaissent dans cette zone, ce qui confirme leur récupération en bas de la colonne. Les coefficients observés y sont en diminution constante,

traduisant une volatilité de plus en plus faible de ces composés. Cette tendance confirme leur concentration dans le résidu lourd.

2) Le 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 :

$$\sum X'_{oi} = \sum \frac{X_{Fi}}{1 + e'_0(K_i - 1)} = 1$$

On note :

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

X_{Fi} : fraction molaire du constituant « i » dans l'alimentation (inclut toutes les phases).

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 (voir annexe 11).

Les itérations ont permis de trouver que $e'_0=0,0001$.

Le tableau 4.14 présente les résultats des différents calculs et montre comment les constituants de l'alimentation se répartissent entre la phase liquide et la phase vapeur.

D'après les résultats illustrés dans le tableau ci-dessous, on observe une égalité entre X_{Fi} et X'_{oi} pour tous les constituants. Cela est cohérent avec la valeur très faible de $e'_0=0,0001$ indiquant qu'il n'y a pratiquement pas de vapeur dans l'alimentation. Par conséquent, la charge de l'alimentation est quasi totalement en phase liquide.

Les hydrocarbures légers (CH_4 , C_2H_6 , C_3H_8) présentent des valeurs élevées de K_i (respectivement 31, 11,5 et 5,5), ce qui témoigne de leur forte volatilité. Toutefois, dans les conditions de température et de pression appliquées, ces composés sont entièrement condensés.

À l'inverse, les composés lourds (de C_7 à C_{12}) affichent des valeurs de K_i très faibles (inférieures à 1), traduisant une faible tendance à la vaporisation. Malgré cela, ils sont présents en fractions molaires importantes, ce qui souligne leur contribution majoritaire à la composition du mélange.

Tableau 4.14. Répartition des constituants de l'alimentation entre la phase liquide et la phase vapeur.

Constituants	P= 187°C T=15,25 bars		e'₀=0,0001
	X _{Fi}	K _i	X'₀i
CH₄	0,0200	31	0,0199
C₂H₆	0,0464	11,5	0,0464
C₃H₈	0,0235	5,5	0,0235
iC₄H₁₀	0,0213	3,1	0,0213
nC₄H₁₀	0,0280	2,7	0,0280
iC₅H₁₂	0,0220	1,80	0,0220
nC₅H₁₂	0,0132	1,70	0,0132
C₆H₁₄	0,0948	1,1	0,0948
C₇H₁₆	0,2513	0,65	0,2513
C₈H₁₈	0,2581	0,4	0,2581
C₉H₂₀	0,1585	0,26	0,1585
C₁₀H₂₂	0,0525	0,18	0,0525
C₁₁H₂₄	0,0079	0,12	0,0079
C₁₂H₂₆	0,0025	0,08	0,0025
Σ	1		1

3) Le taux de reflux

a. **Calcul de taux de reflux minimal**

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

$$(r_f)_{\min} = \Phi \Sigma \frac{X_{Di}}{\alpha_{Fi} - \Phi}$$

Avec :

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

Le calcul de Φ se fait par le calcul approximatif à partir de l'équation suivante :

$$e'_0 = \Sigma \frac{\alpha_{Fi} \cdot X_{Fi}}{\alpha_{Fi} - \Phi}$$

Pour $e'_0=0,0001$ on trouve : $\Phi=1,3473$

Les résultats de la vérification du taux de vaporisation de la charge d'alimentation en se basant sur les volatilités relatives et les fractions molaires d'alimentation sont présentés dans le tableau 4.15

Tableau 4.15. Vérification du taux de vaporisation de la charge d'alimentation.

Constituants	X_{Fi}	α_{Fi}	$\alpha_{Fi} \cdot X_{Fi}$	$\frac{\alpha_{Fi} \cdot X_{Fi}}{\alpha_{Fi} - \Phi}$
CH₄	0,02	18,2353	0,3647	0,0216
C₂H₆	0,0464	6,7647	0,3139	0,0579
C₃H₈	0,0235	3,2353	0,0760	0,0403
iC₄H₁₀	0,0213	1,8235	0,0388	0,0816
nC₄H₁₀	0,028	1,5882	0,0445	0,1846
iC₅H₁₂	0,022	1,0588	0,0233	-0,0807
nC₅H₁₂	0,0132	1	0,0132	-0,0380
C₆H₁₄	0,0948	0,6471	0,0613	-0,0876
C₇H₁₆	0,2513	0,3824	0,0961	-0,0996
C₈H₁₈	0,2581	0,2353	0,0607	-0,0546
C₉H₂₀	0,1585	0,1529	0,0242	-0,0203
C₁₀H₂₂	0,0525	0,1059	0,0056	-0,0045
C₁₁H₂₄	0,0079	0,0706	0,0006	-0,0004
C₁₂H₂₆	0,0025	0,0471	0,0001	-0,0001
Σ	1			0,0001

À partir des résultats présentés dans le tableau 4.15, on obtient une somme finale égale à 0,0001, ce qui confirme que le calcul respecte les lois de l'équilibre liquide-vapeur aux conditions de température et de pression considérées.

A ce stade, pour déterminer le taux de reflux minimal en applique la formule d'UNDER WOOD. Les résultats obtenus sont résumés dans le tableau suivant.

Tableau 4.16. Résultats des calculs du taux de reflux minimal.

Constituants	X_{Di}	α_{Fi}	$\frac{X_{Di}}{\alpha_{Fi} - \Phi}$
CH ₄	0,024	18,2353	0,0014
C ₂ H ₆	0,2401	6,7647	0,0443
C ₃ H ₈	0,3956	3,2353	0,2095
iC ₄ H ₁₀	0,2026	1,8235	0,4254
nC ₄ H ₁₀	0,1314	1,5882	0,5454
iC ₅ H ₁₂	-	1,0588	-
nC ₅ H ₁₂	0,00003	1	-0,00009
C ₆ H ₁₄	-	0,6471	-
C ₇ H ₁₆	-	0,3824	-
C ₈ H ₁₈	-	0,2353	-
C ₉ H ₂₀	-	0,1529	-
C ₁₀ H ₂₂	-	0,1059	-
C ₁₁ H ₂₄	-	0,0706	-
C ₁₂ H ₂₆	-	0,0471	-
Σ	1		1,2260

Et donc le taux de reflux $(r_f)_{\min} = 1,6517$. Ce résultat indique que pour que la séparation soit théoriquement réalisable, il faut au minimum un reflux de 1,6517.

b. Détermination du taux de reflux optimal :

Le calcul du taux de reflux optimal $(r_f)_{\text{opt}}$ s'effectue à l'aide de la formule suivante :

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

Donc : $(r_f)_{\text{opt}} = 2,4472$

4) Le taux de rebouillage

a. Détermination du taux de rebouillage minimal

La formule d'UNDER WOOD donne le taux de rebouillage minimal $(r_b)_{min}$:

$$(r_b)_{min} = -\sum \frac{\alpha_{Fi} \cdot X_{Ri}}{\alpha_{Fi} - \Phi}$$

Avec :

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 illustrés sur le tableau ci-dessous.

Tableau 4.17. Résultats des calculs du taux de brouillage minimal.

Constituants	X_{Ri}	α_{Fi}	$\alpha_{Fi} \cdot X_{Ri}$	$\frac{\alpha_{Fi} \cdot X_{Ri}}{\alpha_{Fi} - \Phi}$
iC₄H₁₀	0,0127	1,8235	0,0232	0,0486
nC₄H₁₀	0,0162	1,5882	0,0257	0,1068
iC₅H₁₂	0,021	1,0588	0,0222	-0,0771
nC₅H₁₂	0,0135	1	0,0135	-0,0389
C₆H₁₄	0,049	0,6471	0,0317	-0,0453
C₇H₁₆	0,3271	0,3824	0,1251	-0,1296
C₈H₁₈	0,2826	0,2353	0,0665	-0,0598
C₉H₂₀	0,1882	0,1529	0,0288	-0,0241
C₁₀H₂₂	0,0681	0,1059	0,0072	-0,0058
C₁₁H₂₄	0,0019	0,0706	0,0001	-0,0001
C₁₂H₂₆	0,0013	0,0471	0,0001	-0,00005
Σ	1			-0,2253

Donc : $(r_b)_{min} = 0,2253$

b. Détermination du taux de rebouillage optimal :

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

$$(r_b)_{opt} = \left[\frac{D'}{R'} (r_f)_{min} + (1 - e'_{f0}) \cdot \frac{F'}{R'} \right] - 1$$

On trouve : $(r_b)_{opt} = 0,3549$

4.2.6. Détermination du nombre de plateaux dans la colonne

Pour la détermination du nombre de plateaux théoriques, la méthode approximative de Gilliland a été utilisée.

L'application de la formule de FENSKE aux deux constituant clé, iC_4 et nC_5 permet de calculer le nombre de plateaux théorique minimal (N_{\min}) :

$$N_{\min} = \frac{\ln \left[\left(\frac{X_{LK}}{X_{HK}} \right)_D \left(\frac{X_{HK}}{X_{LK}} \right)_R \right]}{\ln(\alpha)}$$

Pour le calcul de la volatilité on a :

$$\alpha_D = \left(\frac{\alpha_{LK}}{\alpha_{HK}} \right)_D \quad \alpha_R = \left(\frac{\alpha_{LK}}{\alpha_{HK}} \right)_R$$

$$\alpha_D = \left(\frac{0,61}{0,18} \right)_D = 3,39 \quad \alpha_R = \left(\frac{4,4}{2,7} \right)_R = 1,63$$

$$\alpha = \sqrt{(\alpha_D * \alpha_R)}$$

$$\alpha = \sqrt{(3,39 * 1,63)} = 2,35$$

$$N_{\min} = \frac{\ln \left[\left(\frac{0,2026}{0,00003} \right)_D \left(\frac{0,0135}{0,0127} \right)_R \right]}{\ln(2,35)}$$

$$N_{\min} = 10,39$$

Pour cette valeur nous avons :

$$\frac{r_f - r_{fm}}{r_f + 1} = 0,23$$

D'après le graphique de Gilliland nous obtenons (voir annexe 12) :

$$\frac{N - N_m}{N + 1} = 0,43$$

D'ou :

$$N = 18,98$$

En tenant compte de l'efficacité des plateaux à clapets $E=0,6$, alors le nombre de plateaux réel est :

$$N_{\text{réel}} = \frac{18,98}{0,6}$$

$$N_{\text{réel}} = 31,6 = 32 \text{ plateaux}$$

Le nombre théorique calculé est inférieur à celui du design (35 plateaux) ce qui indique que la colonne fonctionne efficacement et elle supporte la charge d'alimentation, (colonne surdimensionnée).

4.3. Bilan thermique de la colonne de stabilisation

L'établissement du bilan thermique de la colonne de stabilisation du reformat instable est essentiel pour vérifier le débit de reflux liquide issu du ballon de reflux, ainsi que le débit de rebouillage. Il permet également de quantifier la chaleur évacuée par le condenseur en tête de colonne Q_{cond} et celle apportée par le réchauffeur de fond Q_{reb} .

L'équation du bilan thermique appliquée à l'ensemble de la colonne s'exprime selon la relation suivante :

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

On note :

Q_F : charge thermique de l'alimentation en kcal/h ($Q_F = F.H_F$) ;

Q_D : charge thermique du distillat en kcal/h ($D.H_D$) ;

Q_R : charge thermique du résidu en kcal/h ($R.H_R$) ;

Q_f : charge thermique de fuel gaz en kcal/h ($f.H_f$)

Q_{Reb} : charge thermique fournie par le rebouilleur en kcal/h

Q_{Cond} : charge thermique du condenseur en kcal/h

4.3.1. Détermination des débits massiques de reflux froid Re_f' et du reflux chaud Re_{ch}'

1) Reflux froid Re_f'

Pour le calcul du débit massique de reflux froid Re_f' , on utilise l'équation suivante :

$$R_{ef} = (r_f)_{opt} * D$$

Tels que :

$(r_f)_{opt}$: le taux de reflux optimal ;

D : le débit massique du distillat

On trouve :

$$R_{ef} = 2,4472 * 2712,6539$$

$$R_{ef} = 6638,4066 \text{ kg/h}$$

2) Reflux chaud Re_{ch}'

Afin de déterminer le débit massique de reflux chaud Re_{ch}' , on applique la formule ci-dessous

$$Re_{ch} = (r_b)_{opt} * R$$

Tels que :

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

R : le débit massique de résidu.

Et donc :

$$Re_{ch} = 0,3549 * 58923,7087$$

$$Re_{ch} = 20912,024 \text{ kg/h}$$

4.3.2. Détermination de la quantité de chaleur de la charge d'alimentation Q_F

La quantité de chaleur apportée par la charge d'alimentation, notée Q_F est déterminée à l'aide de l'équation suivante :

$$Q_F = F \cdot H_F^{187}$$

Où :

F : le débit massique de la charge d'alimentation (kg/h) ;

H_F^{187} : l'enthalpie massique moyenne de la charge à 187 °C (kcal/kg).

L'enthalpie massique H_F^{187} est calculée par la relation :

$$H_F^{187} = \sum W_i \cdot h_i$$

Avec :

W_i : fraction massique du constituant i ;

h_i : enthalpie massique du constituant iii à 187 °C (kcal/kg).

Le tableau 4.18 présente les fractions et les enthalpies massiques des constituant de la charge d'alimentation à T=187°C.

Tableau 4.18. Les fractions et les enthalpies massiques de la charge d'alimentation.

Constituants	W_F	h_i^{187}	$W_F \cdot h_i^{187}$
CH ₄	0,0032	260	0,832
C ₂ H ₆	0,0139	245	3,4055
C ₃ H ₈	0,0103	230	2,369
iC ₄ H ₁₀	0,0123	220	2,706
nC ₄ H ₁₀	0,0162	230	3,726
iC ₅ H ₁₂	0,0158	220	3,476
nC ₅ H ₁₂	0,0095	225	2,1375
C ₆ H ₁₄	0,0813	218	17,7234
C ₇ H ₁₆	0,2507	214	53,6498
C ₈ H ₁₈	0,2935	210	61,635
C ₉ H ₂₀	0,2024	203	41,0872
C ₁₀ H ₂₂	0,0744	200	14,88
C ₁₁ H ₂₄	0,0123	193	2,3739
C ₁₂ H ₂₆	0,0042	190	0,798
Σ			210,7993

L'enthalpie :

$$H_F^{187} = 210,7993 \text{ kcal/h}$$

Débit massique :

$$F = 61640 \text{ kg/h}$$

À partir des calculs effectués et des résultats présentés en annexe 17, on obtient :

La quantité de chaleur de la charge d'alimentation $Q_F = 1,2994 * 10^7 \text{ kcal/h}$.

4.3.3. Détermination de la charge thermique du condenseur Q_{cond}

La capacité thermique du condenseur est déterminée à partir d'un bilan thermique effectué sur le condenseur, exprimé par l'équation suivante :

$$S \cdot H_S^{57} + Q_{\text{cond}} = f \cdot H_f^{30} + (D + R_{\text{ef}}) H_D^{30}$$

Avec :

S : débit massique des LPG, issus de tête de la colonne.

Pour pouvoir calculer la capacité thermique du condenseur, il est nécessaire de déterminer l'ensemble des paramètres thermodynamiques et des débits intervenant dans ce bilan.

1) L'enthalpie massique

L'enthalpie massique de la phase vapeur est calculée à l'aide de l'équation suivante :

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

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 (consulter annexes 13, 14 et 15);

Y_i : fraction massique de constituant i dans la phase vapeur, cette dernière est égale à :

$$Y_i = \frac{Y_i \cdot M_i}{\sum M_i Y_i}$$

Avec :

Y'_i : fraction, molaire de constituant i dans la phase vapeur ;

M_i : masse molaire du constituant i et dans la phase vapeur

2) Le débit massique

Pour calculer le débit massique de la phase vapeur, on utilise l'équation suivante :

$$D = D' * M_{\text{moy}}$$

On note :

M_{moy} : la masse molaire moyenne

D' : le débit molaire

Le Tableau 4.19 présente les résultats des différents calculs effectués. Il regroupe les fractions et les enthalpies massiques de chaque constituant à différentes températures à savoir 30 et 57°C, nécessaires au calcul de la charge thermique du condenseur Q_{cond} .

Tableau 4.19. Fractions et enthalpies des constituants pour le calcul de la charge thermique du condenseur Q_{cond} .

Constituants	W_{fi}	W_{Di}	W_{si}	h_i^{30}	h_i^{57}
CH₄	0,1594	0,0087	0,0122	161	179
C₂H₄	0,0007	-	-	154	-
C₂H₆	0,4534	0,1623	0,1289	162	175
C₃H₈	0,1904	0,3922	0,3428	146	162
iC₄H₁₀	0,0315	0,2648	0,2413	131	143
nC₄H₁₀	0,0456	0,1717	0,273	129	147
iC₅H₁₂	0,0058	-	-	125	141
nC₅H₁₂	0,0134	0,0001	0,0002	120	135
Σ	1	1	1		

On note :

Les enthalpies :

$$H_f^{30} = 139,3623 \text{ kcal/kg}$$

$$H_D^{30} = 141,8046 \text{ kcal/kg}$$

$$H_S^{57} = 154,9388 \text{ kcal/kg}$$

Les Débits massiques :

$$f = 3,6374 \text{ kg/h}$$

$$D = 2712,6539 \text{ kg/h}$$

$$R_{ef} = 6638,4066 \text{ kg/h}$$

$$S = 9351,0605 \text{ kg/h}$$

Avec :

$$\mathbf{S = D + R_{ef}}$$

À partir des calculs effectués et des résultats présentés en annexe 16, on obtient :

$$Q_{cond} = -1,2231 * 10^5 \text{ kcal/h}$$

4.3.4. Détermination de la charge thermique de rebouilleur Q_{reb} :

La capacité thermique du rebouilleur est déterminée à partir d'un bilan thermique établi sur ce dernier. Le bilan thermique du rebouilleur s'écrit comme suit :

$$\mathbf{F \cdot H_F + Q_{reb} = Q_{cond} + D \cdot H_D + R \cdot H_R + f \cdot H_f}$$

Le Tableau 4.20 présente les résultats des différents calculs réalisés. Il récapitule les fractions et les enthalpies massiques de chaque constituant à diverses températures, nécessaires au calcul de la charge thermique de rebouilleur Q_{reb} .

Tableau 4.20. Fractions et enthalpies des constituants pour le calcul de la charge thermique du rebouilleur Q_{reb} .

Constituants	W_{fi}	W_{Di}	W_{Fi}	W_{Ri}	h_i^{30}	h_i^{187}	h_i^{225}
CH₄	0,1594	0,0087	0,0032	-	161	260	-
C₂H₄	0,0007	-	-	-	154	-	-
C₂H₆	0,4534	0,1623	0,0139	-	162	245	-
C₃H₈	0,1904	0,3922	0,0103	-	146	230	-
iC₄H₁₀	0,0315	0,2648	0,0123	0,0066	131	220	243
nC₄H₁₀	0,0456	0,1717	0,0162	0,0085	129	230	252
iC₅H₁₂	0,0058	-	0,0158	0,014	125	220	243
nC₅H₁₂	0,0134	0,0001	0,0095	0,0092	120	225	245
C₆H₁₄	-	-	0,0813	0,0378		218	243
C₇H₁₆	-	-	0,2507	0,2938		214	239
C₈H₁₈	-	-	0,2935	0,2894		210	234
C₉H₂₀	-	-	0,2024	0,2164		203	226
C₁₀H₂₂	-	-	0,0744	0,0868		200	224
C₁₁H₂₄	-	-	0,0123	0,0027		193	218
C₁₂H₂₆	-	-	0,0042	0,0019		190	213

On remarque du tableau 4.20 que les composants légers (C₂–C₄) sont concentrés dans le distillat, tandis que le résidu est riche en C₇–C₉, idéal pour l'essence. Les enthalpies augmentent avec la température.

On note :

Les enthalpies :

$$H_f^{30} = 139,3623 \text{ kcal/kg}$$

$$H_D^{30} = 141,8046 \text{ kcal/kg}$$

$$H_F^{187} = 210,7993 \text{ kcal/kg}$$

$$H_R^{225} = 225,8679 \text{ kcal/kg}$$

Les débits massiques :

$$F = 61640 \text{ kg/h}$$

$$f = 3,6374 \text{ kg/h}$$

$$D = 2712,6539 \text{ kg/h}$$

$$R = 58923,7087 \text{ kg/h}$$

À partir des calculs effectués et des résultats présentés en annexe 17, on obtient :

$$Q_{\text{reb}} = 5,7817 * 10^5 \text{kcal/h.}$$

4.4. Calcul de la TVR du platformat stabilisée

En connaissant la composition des différents constituants au fond de la colonne de stabilisation, on peut déterminer la tension de vapeur vraie (TVV)_m du mélange à l'aide de la loi de Raoult, selon la relation suivante :

$$(\text{TVV})_m = \Sigma(\text{TVV})_i \cdot X_i$$

Avec :

(TVV)_m : tension de vapeur vraie du mélange à T(°C) en [kg/cm²] ;

(TVV)_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 (disponible en annexe 18), la tension de vapeur vraie de chaque constituant est déterminée en fonction de sa température d'ébullition à 37,8 °C. Le tableau ci-dessous présente les fractions molaires du résidu, les tensions de vapeur vraie de chaque constituant, ainsi que leurs températures d'ébullition correspondantes.

Tableau 4.21. Les fractions molaires du résidu, les tensions de vapeur vraie.

Constituants	X _{Ri}	(TVV) _i	T _{eb}	X _{Ri} ·(TVV) _i
iC ₄ H ₁₀	0,0127	5	-11,7	0,0635
nC ₄ H ₁₀	0,0162	3,5	-0,5	0,0567
iC ₅ H ₁₂	0,021	1,4	27,8	0,0294
nC ₅ H ₁₂	0,0135	1	36,06	0,0135
C ₆ H ₁₄	0,049	0,35	69	0,0172
C ₇ H ₁₆	0,3271	0,12	98,42	0,0393
C ₈ H ₁₈	0,2826	0,04	125,6	0,0113
C ₉ H ₂₀	0,1882	0,013	151	0,0024
C ₁₀ H ₂₂	0,0681	0,0041	174	0,0003
C ₁₁ H ₂₄	0,0019	0,0016	196	0,000003
C ₁₂ H ₂₆	0,0013	0,00055	216,2	0,0000007
Σ	1			0,2335

Sur la base des calculs effectués la TVV du mélange est évaluée à :

$$(TVV)_m = 0,2335 \text{ kg/cm}^2$$

Il ressort du Tableau 4.21 que les composés iC_4H_{10} , nC_4H_{10} et iC_5H_{12} présentent des tensions de vapeur vraie (TVV) élevées. Bien que leurs fractions molaires soient faibles, leur contribution à la TVV totale du mélange reste significative. En revanche, pour les constituants allant de C_8 à C_{12} , on observe une diminution marquée de la TVV.

Pour déterminer la tension de vapeur Reid (TVR), il est nécessaire de calculer au préalable la pente P, obtenue à partir des données de la distillation ASTM du résidu, selon la relation suivante

$$P = \frac{T_{15\%} - T_{5\%}}{10}$$

Le Tableau 4.22 présente les températures de distillation ASTM du résidu en fonction des pourcentages volumiques distillés.

Tableau 4.22. Distillation ASTM du résidu.

% volumique	PI	5	10	15	30	50	70	90	95	PF
T (°C)	50	83	98	105	120	130	146	168	180	216

On observe une augmentation progressive de la température de distillation, traduisant la présence de différents constituants dans le mélange. Les faibles pourcentages distillés (5 à 15 %) s'évaporent à des températures relativement basses, tandis que les fractions les plus lourdes (90 à 95 %) nécessitent des températures supérieures à 160 °C pour se vaporiser. Ainsi, on obtient : $P = 2,2$

On peut donc maintenant déterminer la TVR du mélange à partir du diagramme de corrélation entre la tension de vapeur Reid (TVR) et la tension de vapeur vraie (TVV) (sur annexe 19).

Donc la TVR du mélange est : $TVR = 0,220 \text{ kg/cm}^2$

Une TVR de 220 g/cm² signifie que notre reformat stable est suffisamment volatile pour assurer une bonne combustion et un bon démarrage, et réduire les risques de formation de vapeurs excessives dans le réservoir.

4.5. Discussion

L'analyse des paramètres de fonctionnement de la colonne de stabilisation permet de mieux comprendre le comportement du procédé en conditions réelles, sur la base de résultats obtenus par calculs manuels à l'aide d'abaques thermodynamiques, et ce, en comparaison aux valeurs de conception (Tableau 4.23).

Tableau 4.23. Paramètre de fonctionnement de la colonne de stabilisation, cas réel et cas design.

Paramètres	Cas réel		Cas design	
	Pression (bar)	Température (°C)	Pression (bar)	Température (°C)
Sommet de la colonne	15	57	17	100
Fond de la colonne	15,5	224	17,5	275
Ballon de reflux	14,7	30	17	80
Taux de reflux	2,4472		6,9689	
Taux de rebouillage	0,3549		2,1634	
Position de plateau d'alimentation	17		19	
Q_{cond} (kcal/h)	1,2231 * 10 ⁵		5,7480*10 ⁵	
Q_{reb} (kcal/h)	5,7817 * 10 ⁵		6,964*10 ⁶	

Les températures et pressions relevées aux différents points clés de la colonne : sommet, fond et ballon de reflux restent globalement cohérentes avec les tendances attendues, bien qu'elles soient légèrement inférieures aux conditions de design. Ces écarts peuvent être liés à des choix opérationnels adaptés aux caractéristiques réelles de la charge ou à une volonté d'optimiser la consommation énergétique. Les taux de reflux et de rebouillage calculés pour le cas réel reflètent une configuration de fonctionnement ajustée, mais qui reste en accord avec les objectifs de stabilisation du reformat.

De plus, l'évaluation énergétique de la colonne repose sur le calcul des charges thermiques du condenseur et du rebouilleur, déterminées à partir des données manuelles. Dans le cas réel, la charge thermique du condenseur Q_{cond} est estimée à $-1,2231 \cdot 10^5$ kcal/h Contre $-5,7480 \cdot 10^5$ kcal/h dans le cas design. Cette différence traduit une condensation moins importante, probablement due à une récupération limitée des gaz légers, liée à un taux de reflux réduit ou à une température de tête plus basse.

Quant au rebouilleur, la charge thermique calculée dans le cas réel est de $5,7817 \cdot 10^5$ kcal/h, bien inférieure à celle du design qui s'élève à $6,964 \cdot 10^6$ kcal/h. Ce fonctionnement à plus faible apport thermique peut s'expliquer par un objectif d'économie d'énergie ou une adaptation aux spécificités de la charge réelle. Toutefois, un apport thermique trop réduit peut compromettre l'évaporation des composants intermédiaires, et donc limiter l'efficacité de la séparation au sein de la colonne.

Dans l'ensemble, l'étude du cas réel met en évidence une séparation globalement efficace et une qualité satisfaisante du reformat stabilisé. Toutefois, des marges d'optimisation subsistent, notamment par l'ajustement de certains paramètres tels que le taux de reflux ou la température au bas de la colonne, afin d'améliorer la séparation sans compromettre l'équilibre énergétique du procédé.

Les calculs manuels, corroborés par l'utilisation d'abaques, confirment un fonctionnement en régime énergétique réduit, mais sous contrôle. Il reste cependant essentiel de vérifier la conformité du produit final aux spécifications industrielles et de viser un juste équilibre entre performance énergétique et efficacité de séparation, en affinant les réglages opératoires de manière ciblée.

4.6. Partie simulation

Dans cette partie, nous allons présenter et analyser les résultats obtenus à l'issue de la simulation du procédé. L'objectif principal est de vérifier la cohérence des résultats des calculs, de valider le choix des paramètres opératoires et, si nécessaire, de proposer des ajustements en vue d'optimiser le fonctionnement global de l'unité.

Nous mettrons en évidence les profils de température, de pression et de composition au sein du procédé. Ces paramètres sont essentiels pour évaluer le comportement thermodynamique du système, détecter d'éventuelles anomalies.

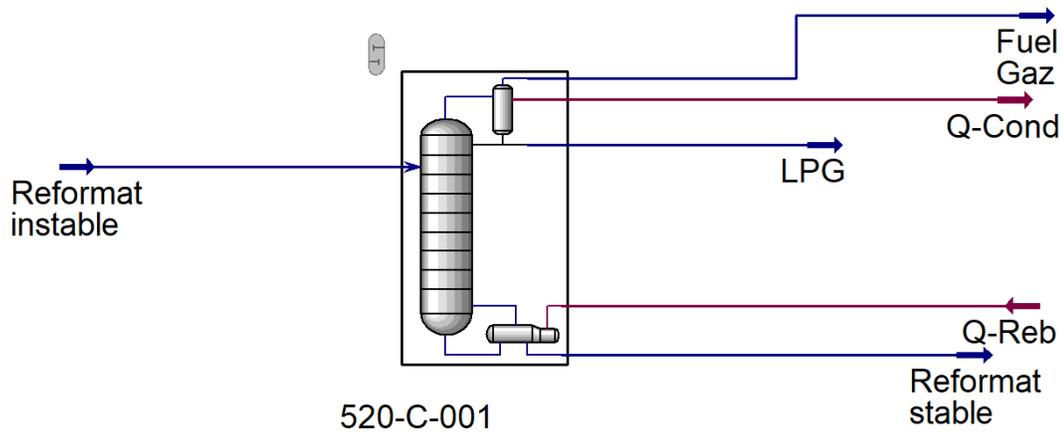


Figure 4.2. La colonne de stabilisation par le logiciel HYSYS-V14.

4.6.1. Profil de température

La figure 4.3 montre le profil de température au niveau de chaque plateau le long de la colonne de stabilisation.

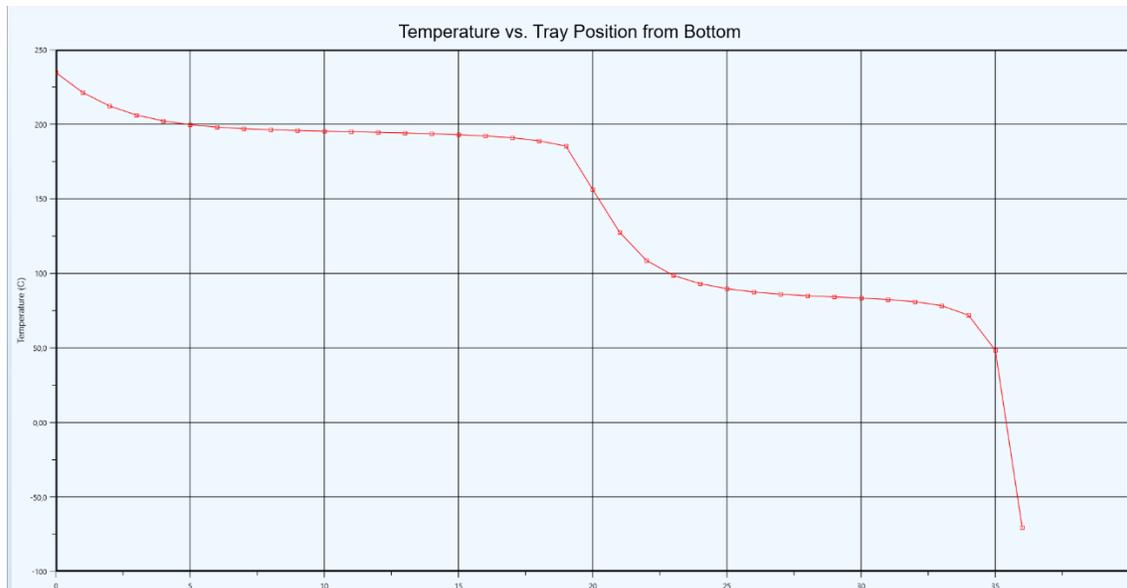


Figure 4.3. Profil de température au niveau de chaque plateau de la colonne.

La figure ci-dessus montre que le profil de température dans la colonne de stabilisation suit une évolution globalement régulière le long de la hauteur de la colonne. Toutefois, on observe la présence d'un pic au niveau des plateaux d'alimentation, plus précisément autour du 19^{ème} et du 35^{ème} plateau du résidu. Ce pic de température peut être expliqué par la différence significative entre la température du flux d'alimentation et celle du plateau concerné. Ce phénomène est typique lorsqu'il y a un écart thermique important entre le courant introduit et les conditions locales à l'intérieur de la colonne, provoquant une perturbation momentanée du profil thermique.

4.6.2. Profil de pression

La figure 4.4 illustre l'évolution de la pression à l'intérieur de la colonne de stabilisation.

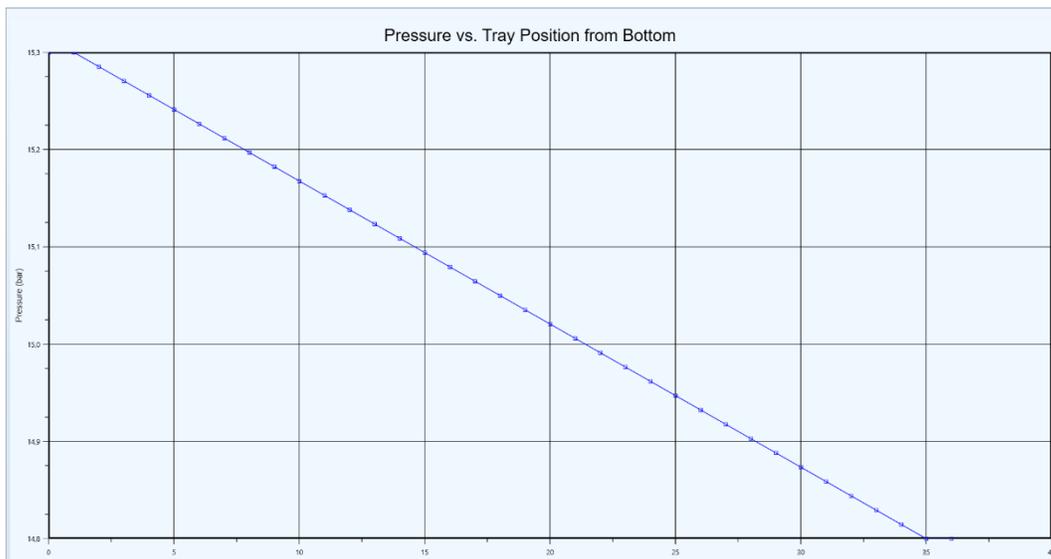


Figure 4.4. Profil de pression à l'intérieur de la colonne.

La figure 4.3 montre que le profil de pression est une diminution progressive de la pression depuis le premier plateau en tête jusqu'au dernier plateau en bas de colonne. Cette tendance est conforme au fonctionnement attendu d'une colonne de distillation, où la pression décroît généralement du bas vers le haut en raison des pertes de charge successives.

4.6.3. Profils des débits molaires des phases liquides et vapeurs

La figure ci-après présente l'évolution des débits molaires des phases liquides et vapeur le long de la colonne de stabilisation.

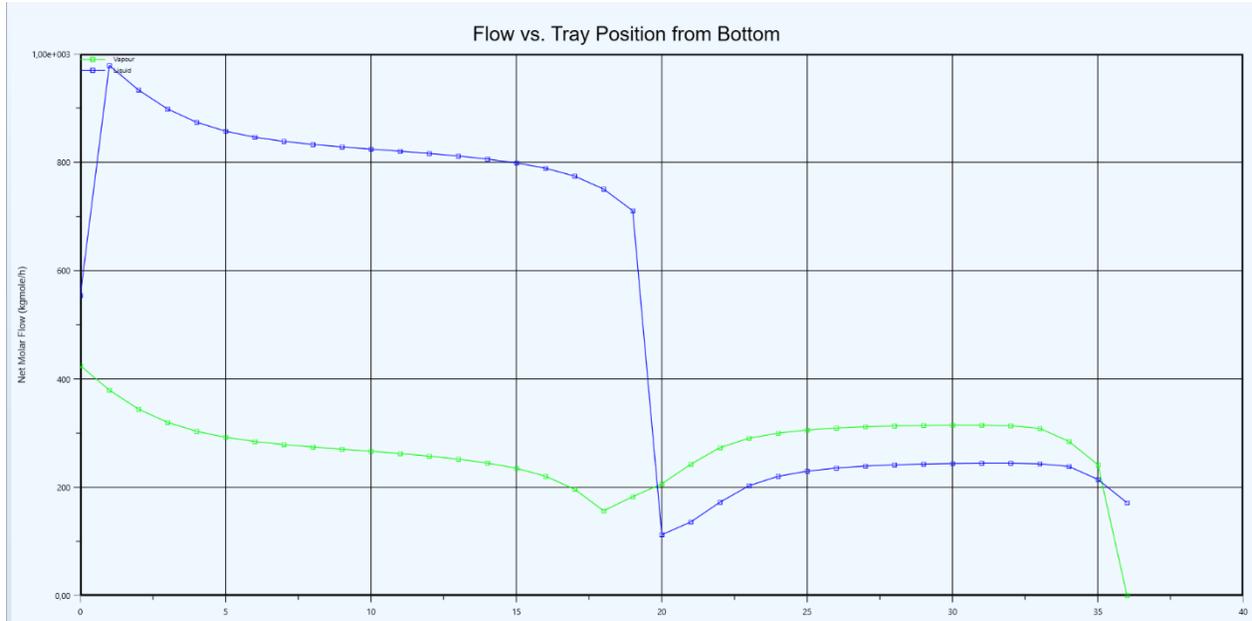


Figure 4.5. Profil des débits molaires des phases liquides et vapeurs au niveau de chaque plateau.
Bleu : liquide, vert : vapeur

Les graphiques des débits molaires des liquides et vapeurs mettent en évidence la présence de deux sections distinctes au sein de la colonne de stabilisation :

- La première section, qui s'étend du 1^{er} au 13^{ème} plateau, montre une tendance à la stabilisation des débits. À ce niveau, le système retrouve un certain équilibre, indiquant que les effets de la perturbation initiale (liée à l'alimentation) s'atténuent progressivement à mesure que les échanges thermiques et de matière se régulent.
- La deuxième section, située entre le 19^{ème} et le 35^{ème} plateau, présente une évolution uniforme et parallèle des débits liquides et vapeurs. Cette stabilité est attribuée à l'absence de perturbation dans cette zone. Toutefois, au niveau du 19^{ème} plateau on observe une diminution du débit de liquide.

4.6.4. Discussion

Le Tableau 4.24 présente une comparaison entre les paramètres opératoires réels calculés à partir des modèles thermodynamiques et ceux obtenus à partir de la simulation du procédé. Les paramètres analysés incluent les températures (d'alimentation, du condenseur et du rebouilleur) ainsi que les pressions correspondantes.

Tableau 4.24. Comparaison de paramètres opératoires, température et pression entre les résultats réels et simulé.

Paramètre	Cas réel	Cas simulé
Température d'alimentation	187 °C	187 °C
Température de condenseur	57 °C	70,46 °C
Température de rebouilleur	225 °C	234,7 °C
Pression d'alimentation	15,25 bar	15,2 bar
Pression de condenseur	14,7 bar	14,8 bar
Pression de rebouilleur	15,5 bar	15,3 bar

La comparaison des températures et pressions révèle une bonne cohérence entre les résultats réels et simulés, à l'exception de quelques écarts notables :

- Température d'alimentation : parfaitement identique (187 °C), ce qui garantit des conditions initiales équivalentes pour la simulation.
- Température du condenseur : une différence significative est observée (57 °C réel et 70,46 °C simulé) qui pourrait indiquer une limite du modèle thermodynamique.

- Température du rebouilleur : légèrement plus élevée dans la simulation (234,7 °C et 225 °C), ce qui peut indiquer une surcompensation thermique pour optimiser la séparation du résidu.
- Pressions : les écarts restent faibles ($\pm 0,1$ à $0,2$ bar), ce qui est acceptable et n'affecte pas significativement les résultats thermodynamiques globaux.

En ce qui concerne les débits molaires et massiques, les tableaux 4.25 et 4.26 présentent une comparaison entre les résultats issus de la simulation et ceux calculés.

Tableau 4.25. Comparaison des débits molaires entre les résultats réels et simulé.

Paramètre Débit molaire (kmol/h)	Cas réel	Cas simulé
Débit d'alimentation	613,6515	624,3
Débit de Fuel gaz	0,2941	0,5439
Débit de Distillat	72,0423	69,75
Débit De Résidu	540,6844	554

Tableau 4.26. Comparaison des débits massiques entre les résultats réels et simulé.

Paramètre Débit massique (kg/h)	Cas réel	Cas simulé
Débit d'alimentation	$6,1640 \cdot 10^4$	$6,2830 \cdot 10^4$
Débit de Fuel gaz	3,6374	9,188
Débit de Distillat	2712,6539	2734
Débit De Résidu	$5,8923 \cdot 10^4$	$6,009 \cdot 10^4$

La comparaison des débits molaires et massiques, présentée dans les tableaux 4.25 et 4.26, montre une bonne cohérence globale entre les résultats réels et ceux de la simulation. Le débit d'alimentation est très proche dans les deux cas, ce qui témoigne de la justesse des conditions de base utilisées dans le modèle. On note toutefois une surestimation du débit de fuel gaz dans la simulation (0,54 kmol/h et 9,188 kg/h contre 0,29 kmol/h et 3,6374 kg/h en réel), ce qui suggère une quantité excessive de composants légers en tête de colonne, probablement liée à un modèle de séparation trop poussé. Les débits de distillat et de résidu présentent de légers écarts, bien équilibrés entre eux, tant en valeurs molaires que massiques. Dans l'ensemble, la simulation reproduit fidèlement les tendances, malgré quelques divergences locales.

CONCLUSION

Au terme de ce travail, nous avons pu approfondir notre compréhension du rôle stratégique de la colonne de stabilisation 520-C-001 au sein de l'unité de reformage catalytique CCR de la raffinerie d'Alger.

L'étude bibliographique a mis en évidence que cette colonne joue un rôle essentiel dans la séparation et la stabilisation des produits reformés, en éliminant les composés légers afin de garantir la qualité du produit final et de satisfaire aux spécifications requises.

L'objectif principal de ce mémoire a été l'étude du fonctionnement de la colonne de stabilisation 520-C-001, intégrée à l'unité CCR-520 de la raffinerie. Pour ce faire, nous avons mené une analyse qualitative et quantitative du procédé, complétée par une simulation numérique à l'aide du logiciel Aspen HYSYS, dans le but de valider les résultats expérimentaux.

À la lumière des résultats obtenus, il a été établi qu'une modulation des paramètres de fonctionnement de la colonne permet d'obtenir des résultats fiables, comparables à ceux issus de la simulation.

L'analyse des différentes fractions a permis d'identifier les principaux constituants, à savoir la charge d'alimentation, le fuel gaz, les LPG et le résidu.

Par la suite, les calculs techniques ont permis de déterminer les débits massiques et molaires de ces fractions, ainsi que plusieurs paramètres thermodynamiques clés, tels que la volatilité, le taux de vaporisation, le taux de reflux, le taux de rebouillage, le nombre de plateaux théoriques, les bilans énergétiques, les enthalpies, et la température de vaporisation relative (TVR).

Enfin, la simulation numérique réalisée avec Aspen HYSYS a permis de valider le fonctionnement de la colonne de stabilisation, de vérifier la cohérence du modèle thermodynamique utilisé, et de confirmer la validité des hypothèses de départ.

L'ensemble des résultats montre que la colonne de stabilisation fonctionne de manière efficace pour le traitement du reformat instable issu du reformage catalytique. Les calculs techniques ont révélé des débits massiques de 2712,65 kg/h pour le distillat et 58923,78 kg/h pour le résidu, ainsi

que les débits molaires correspondants de 72,04 kmol/h et 540,68 kmol/h. La température de vaporisation relative (TVR) a été estimée à 220 g/cm².

Ces résultats nous ont permis d'avoir une vision claire des conditions de fonctionnement de la colonne. Ils confirment qu'un suivi rigoureux des paramètres opérationnels est indispensable pour garantir un rendement optimal, limiter les pertes énergétiques, prévenir les incidents techniques et assurer la qualité du produit fini.

Références bibliographiques

- [1] Kharoun Ilyas Berredem, Aleksandr Andryushin, Algeria's Fuel and Energy Complex Structure, 2024.
- [2] Mustafa Yasir Kurt, Mürsel Bayram, The Locomotives of the Algerian Hydrocarbon Industry, 2023.
- [3] Assessing the relative importance of methane super-emitters and diffuse area sources in quantifying total emissions for oil and gas production areas in Algeria, 2023.
- [4] WAUQUIER, J.P., Le Raffinage du Pétrole Brut, Procédés de Séparation, Édition Technique, Tome II, 1998.
- [5] MAZARI Tiziri, Utilisation des géomatériaux pour le traitement des rejets liquides de la raffinerie d'Alger : étude comparative entre le sable, le foin et l'Anthracite, 2024.
- [6] Documentation de la raffinerie d'Alger.
- [7] slamani B, Bougjelida M., Installation d'une colonne de pré-flash au niveau du topping de la raffinerie d'Alger, Mémoire de mis en situation professionnelle, Institut algérien de pétrole, (2017)
- [8] Jean-Pierre Favennec, le raffinage du pétrole Tome 5, exploitation et gestion de la raffinerie, édition Technip ,163.
- [9] 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
- [10] BAHADJI Brahim, SENNAOUI Bilel, Amélioration De L'indice D'octane par Reformage Catalytique U202 De La Raffinerie D'ADRER (RA1D), Mémoire de fin d'étude en vue de l'obtention du diplôme de Master en Industrie pétrochimique Université du 20 Août 1955-Skikda, 2016/2017.
- [11] Exposé de chimie, pétrole, république de côte d'ivoire
- [12] Opération unitaires, génie de la réaction chimique, reformage catalytique par Gilles FOURNIER, Jean-François JOLY

- [13] BRUNELLE J.P. "Catalyst support and supported catalyst", livre, Butterworth Publishers, 1987.
- [14] MARCILLY Christian, Catalyse acido-basique, Application au raffinage et à la Pétrochimie, Volume 2, (2003).
- [15] NDHT-Octanizing Training Sonatrach Algiers Refinery, Edition: Axens solution, 2019.
- [16] Jean-Pierre Wauquier, Raffinage du Pétrole, tome2-Procédés de séparation. Edition TECHNIP, (1998)
- [17] ASTM International, *ASTM D86-22 – Méthode normalisée pour la distillation des produits pétroliers à pression atmosphérique*, ASTM International, West Conshohocken, PA, 2022.
- [18] documentation de la raffinerie de Hassi Messaoud.
- [19] Xavier JOULIA, Simulateur de Procédés, Technique de l'ingénieur, 2008.

Images

- [1] site de ministère de l'énergie, des mines et des énergies renouvelables.
- [2] NDHT-octanizing training-Algeirs refinery 2019 (Axens).
- [3] Opération unitaires, génie de la réaction chimique, reformage catalytique par Gilles FOURNIER, Jean-François JOLY
- [4] Documentation de la raffinerie d'Alger.
- [5] H. Smith, Procédés de séparation dans l'industrie pétrolière, Éditions Technip, Paris, 2010.
- [6] MAHIEDDINE Abderrahim, CHABOUNI Mahdi, BRENKIA Mohamed étude de la régénération en continu du catalyseur CR-401 dans l'unité de reformage catalytique CCR-520 De La Raffinerie D'ALGER, Mémoire de fin d'étude en vue de l'obtention du diplôme de Master en génie des procédés des matériaux Université du Saad Dahleb Blida 1 2022/2023.
- [7] AMIRI Samira, DAHMANE Ahlem Etude du fonctionnement de la colonne de stabilisation du platformat 520-C-001 au niveau de la raffinerie d'Alger, Mémoire de fin d'étude en vue de

l'obtention du diplôme de Master en génie des procédés en Raffinage, UNIVERSITE
M'HAMED BOUGARA-BOUMERDES 2023/2024

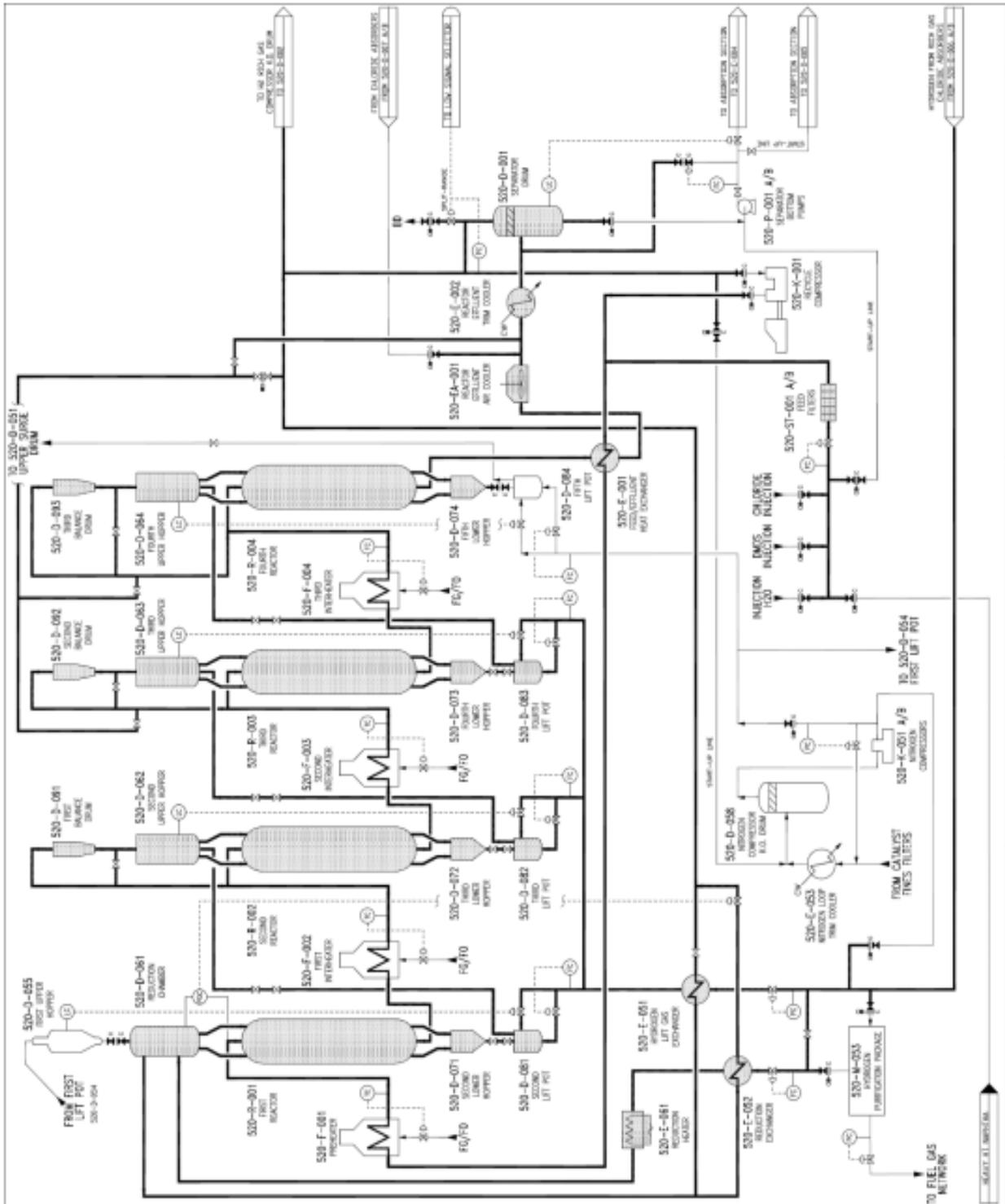
[8] <http://www.techim.fr/fr/index.html>

[9] culture science-chimie (des ressources pour enseigner la chimie).

[10] <https://www.indiamart.com/proddetail/astm-solvent-distillation-apparatus-3700149691.html>

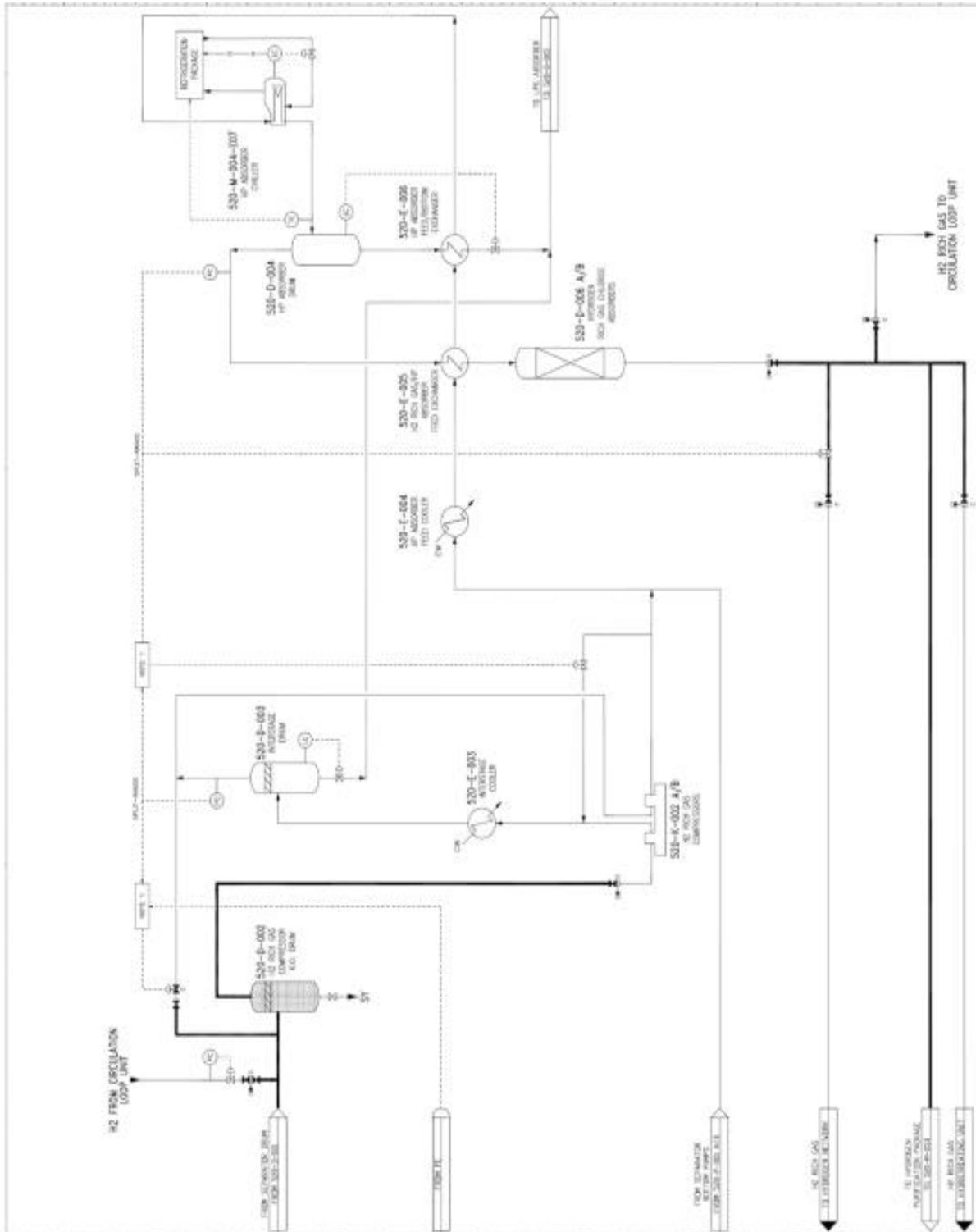
Annexe 1

Section de réaction (1/2)



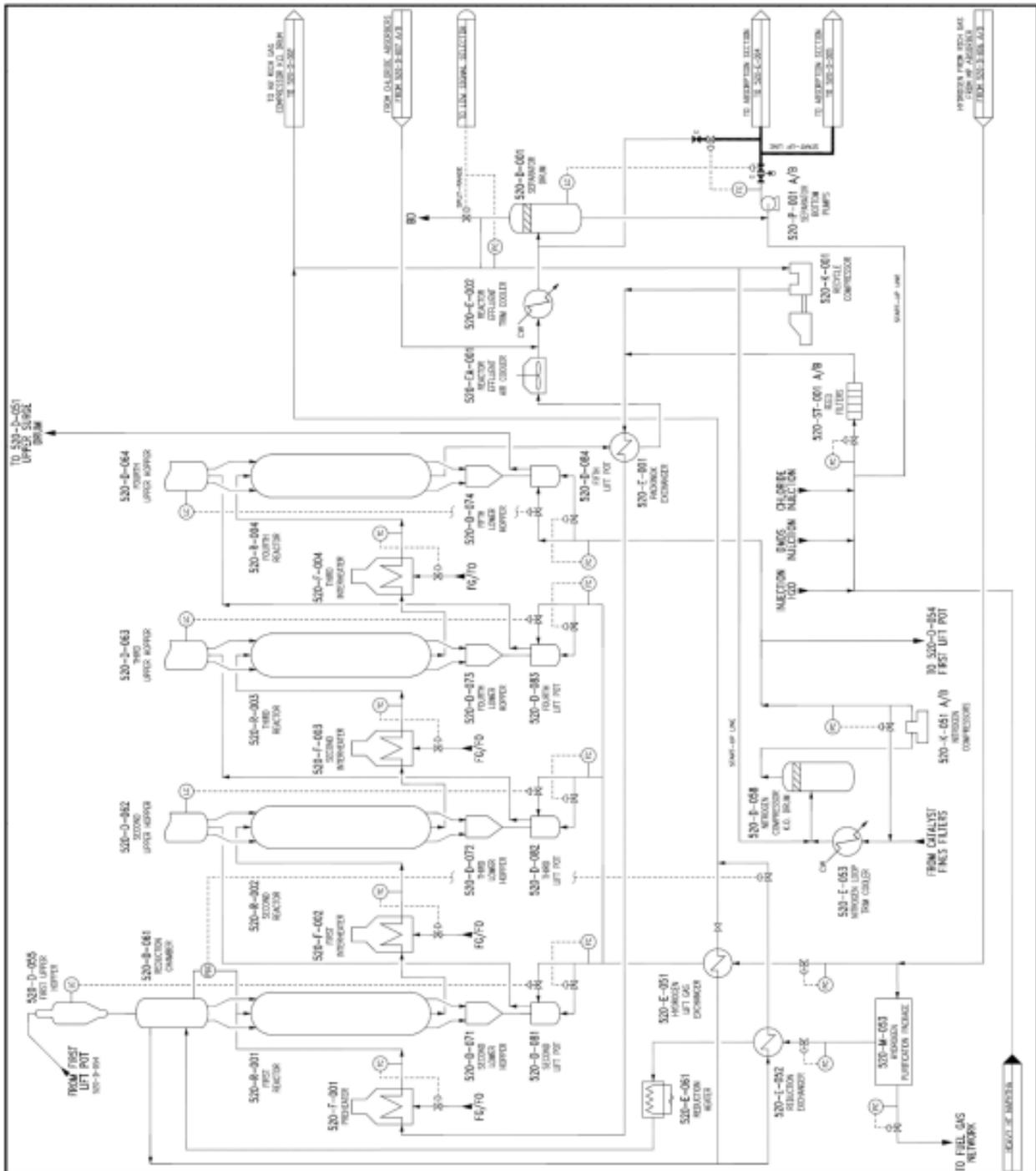
Annexe 2

Section de réaction (2/2)



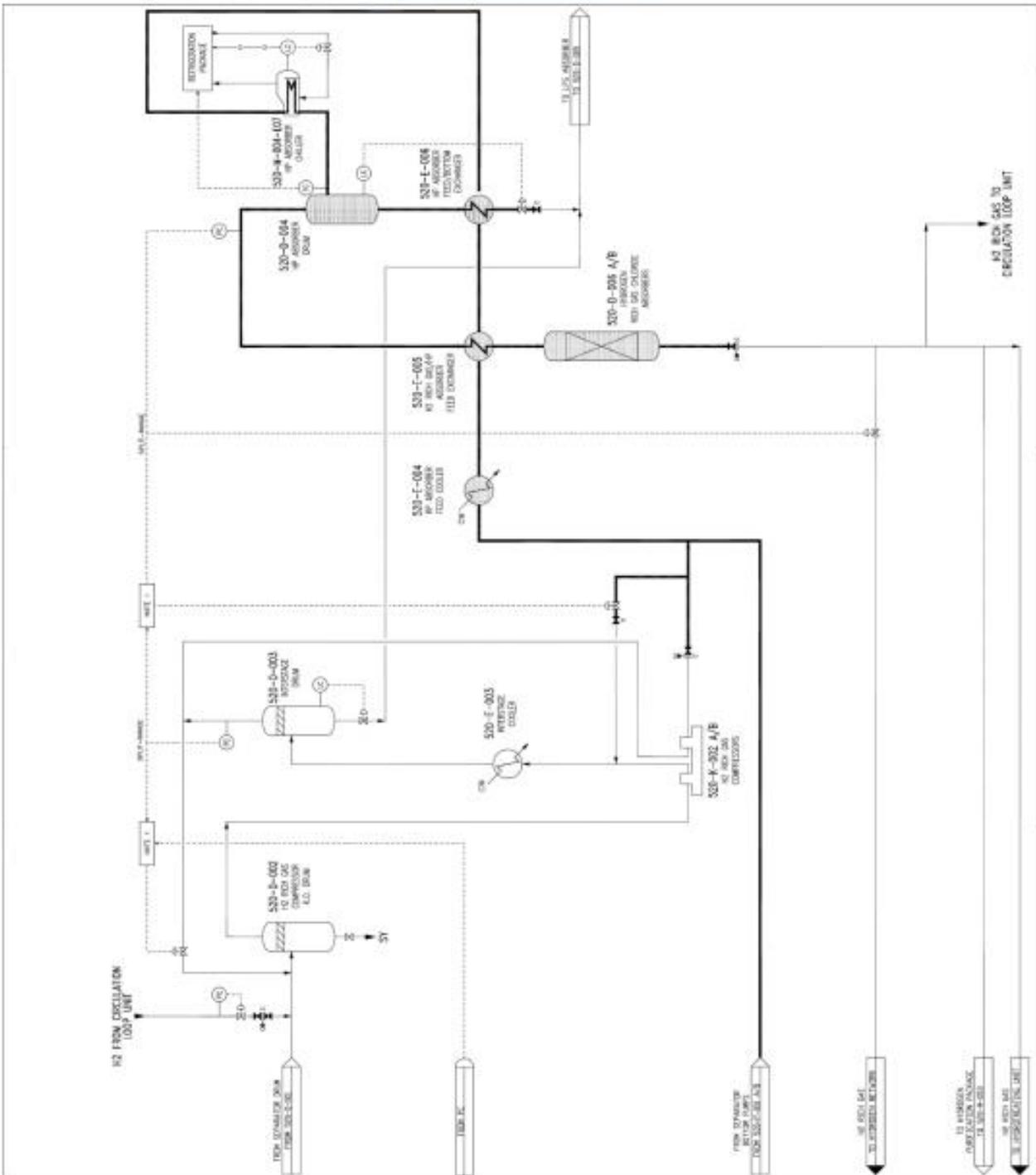
Annexe 3

Section de l'absorbeur (1/3)



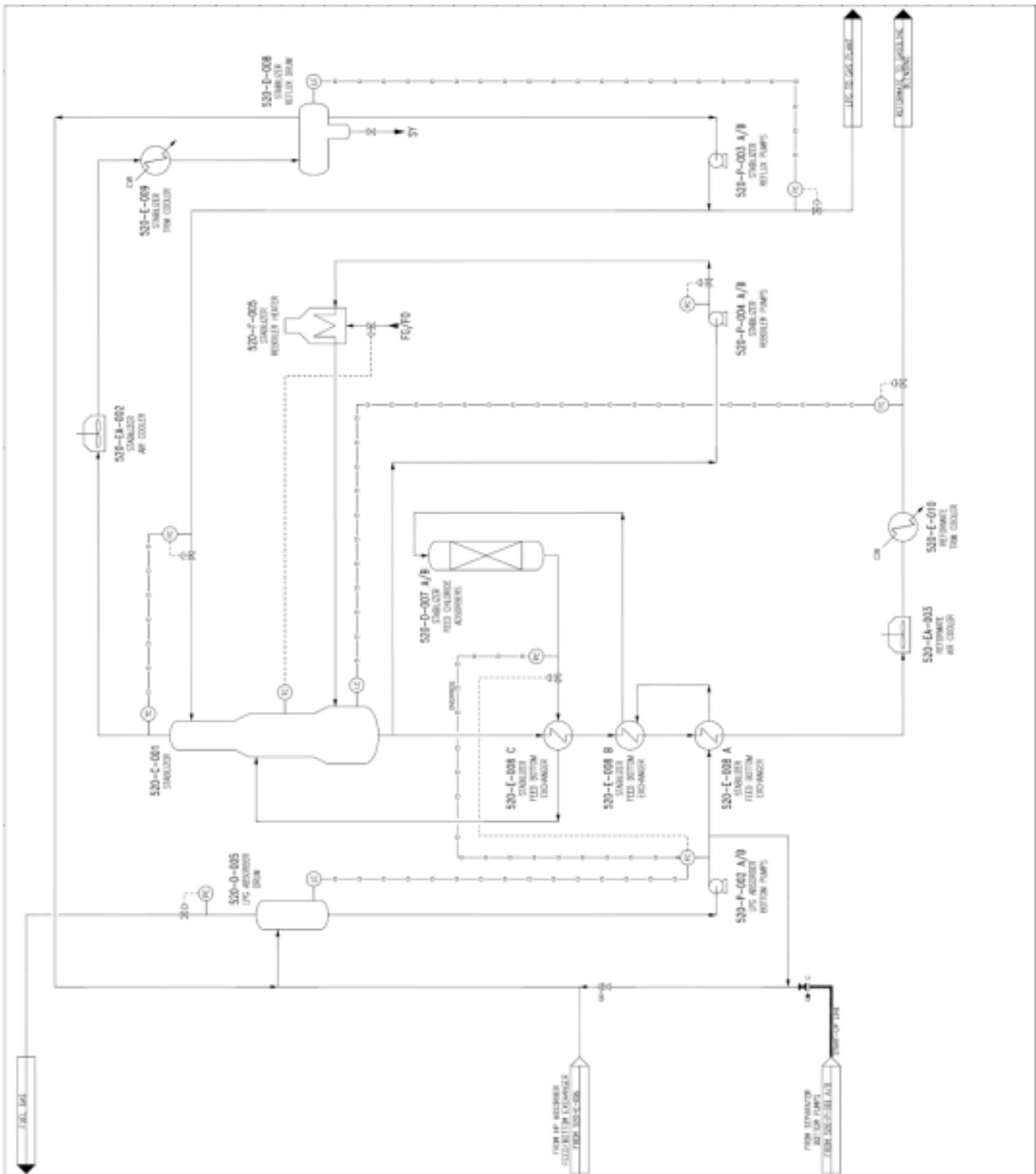
Annexe 4

Section de l'absorbeur (2/3)



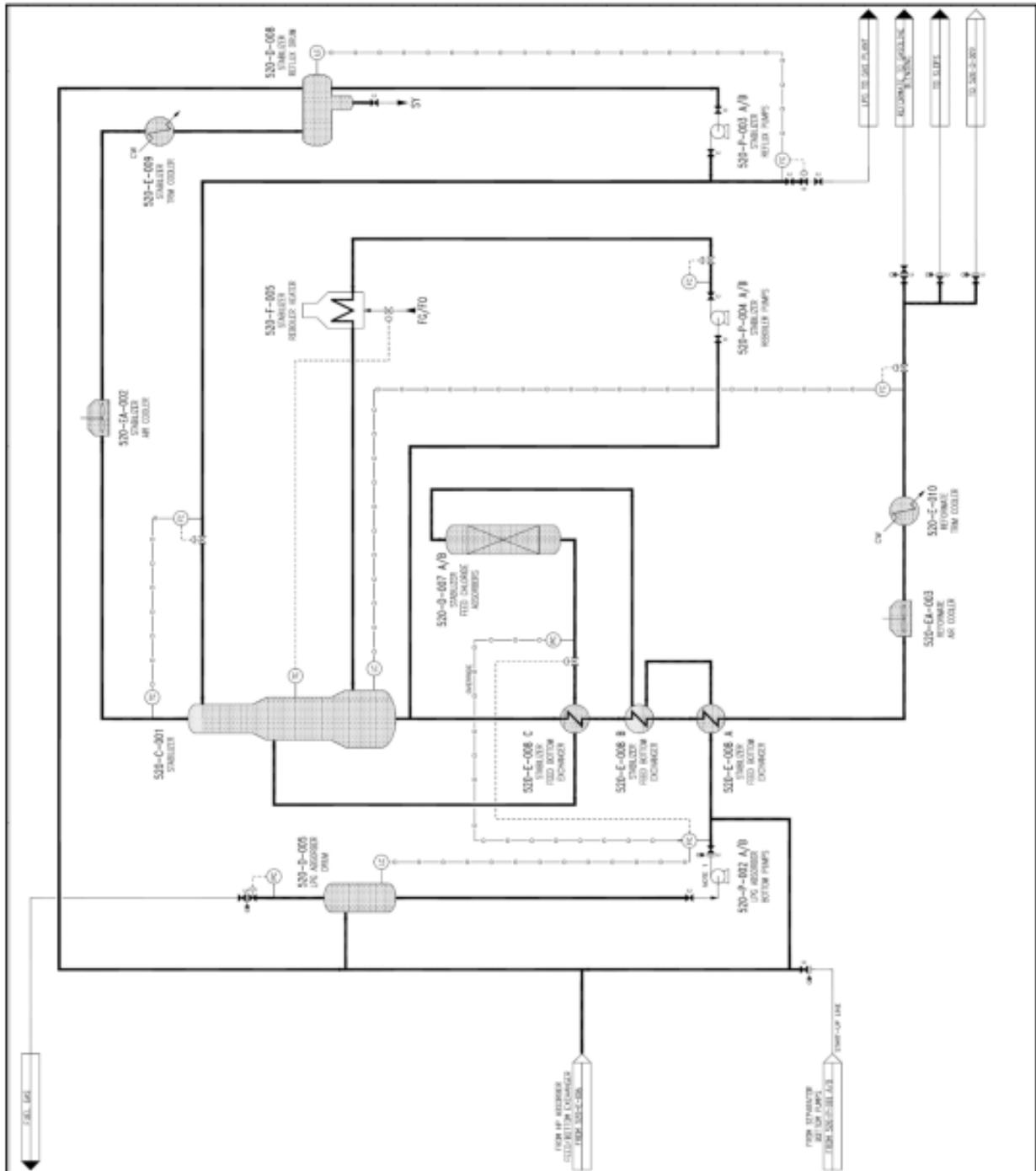
Annexe 5

Section de l'absorbeur (3/3)



Annexe 7

Section de stabilisation (2/2)



Annexes 8

Calcul de la masse molaire moyenne et le débit massique et molaire du reformat instable

La masse moléculaire moyenne du reformat instable :

$$M_{\text{moy}} = \sum M_i X_i' = 100,4479 \text{ kg/kmol}$$

$$X_{\text{Fi}} M_i = W_{\text{Fi}} M_{\text{moy}} \text{ donc } W_{\text{Fi}} = \frac{X_{\text{Fi}} M_i}{M_{\text{moy}}}$$

Le débit massique de la charge :

$$F = F_a * \rho_a$$

$$F = 92 * 670 = 61640 \text{ kg/h}$$

Le débit molaire de la charge :

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

$$F' = \frac{61640}{100,4479}$$

$$F' = 613,6515 \text{ kmole/h}$$

Annexe 9

Calcul de la masse molaire moyenne et le débit massique et molaire du fuel gaz

Débit volumique du fuel gaz :

$$f_v = 170 \text{ Nm}^3/\text{h}$$

La masse volumique de fuel gaz :

$$\rho_f = 0,2798 \text{ kg/m}^3$$

La masse moléculaire moyenne du fuel gaz :

$$M_{\text{moy}} = \sum M_i Y_{fi}$$

$$M_{\text{moy}} = 12,3677 \text{ kg/kmol}$$

Le débit massique du fuel gaz :

$$f = f_v * \rho_f$$

$$f = 13 * 0,2798$$

$$f = 3,6374 \text{ kg/h}$$

Le débit molaire du fuel gaz :

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

$$f' = \frac{3,6374}{12,3677}$$

$$f' = 0,2941 \text{ kmol/h}$$

Annexe 10

Bilan de matière pour le calcul du débit massique et molaire des LPG et reformat stable.

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

$$F' = D' + f' + R'$$

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

$$F'.X_{Fi} = D'.X_{Di} + f'.Y_{Fi} + R'.X_{Ri}$$

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

$$F'.X'_{FH2} = D'.X'_{DH2} + f'.Y'_{fH2} + R'.X'_{RH2} \quad (1)$$

$$F'.X'_{FCH4} = D'.X'_{DCH4} + f'.Y'_{fCH4} + R'.X'_{RCH4} \quad (2)$$

$$F'.X'_{FC2H4} = D'.X'_{DC2H4} + f'.Y'_{fC2H4} + R'.X'_{RC2H4} \quad (3)$$

$$F'.X'_{FC2H6} = D'.X'_{DC2H6} + f'.Y'_{fC2H6} + R'.X'_{RC2H6} \quad (4)$$

$$F'.X'_{FC3H8} = D'.X'_{DC3H8} + f'.Y'_{fC3H8} + R'.X'_{RC3H8} \quad (5)$$

$$F'.X'_{FnC4H10} = D'.X'_{DnC4H10} + f'.Y'_{fnC4H10} + R'.X'_{RnC4H10} \quad (6)$$

$$F'.X'_{FiC4H10} = D'.X'_{DiC4H10} + f'.Y'_{fiC4H10} + R'.X'_{RiC4H10} \quad (7)$$

$$F'.X'_{FnC5H12} = D'.X'_{DnC5H12} + f'.Y'_{fnC5H12} + R'.X'_{RnC5H12} \quad (8)$$

$$F'.X'_{FiC5H12} = D'.X'_{DiC5H12} + f'.Y'_{fiC5H12} + R'.X'_{RiC5H12} \quad (9)$$

$$F'.X'_{FC6H14} = D'.X'_{DC6H14} + f'.Y'_{fC6H14} + R'.X'_{RC6H14} \quad (10)$$

$$F'.X'_{FC7H16} = D'.X'_{DC7H16} + f'.Y'_{fC7H16} + R'.X'_{RC7H16} \quad (11)$$

$$F'.X'_{FC8H18} = D'.X'_{DC8H18} + f'.Y'_{fC8H18} + R'.X'_{RC8H18} \quad (12)$$

$$F'.X'_{FC9H20} = D'.X'_{DC9H20} + f'.Y'_{fC9H20} + R'.X'_{RC9H20} \quad (13)$$

$$F'.X'_{FC10H22} = D'.X'_{DC10H22} + f'.Y'_{fC10H22} + R'.X'_{RC10H22} \quad (14)$$

$$F'.X'_{FC11H24} = D'.X'_{DC11H24} + f'.Y'_{fC11H24} + R'.X'_{RC11H24} \quad (15)$$

$$F'.X'_{FC12H26} = D'.X'_{DC12H26} + f'.Y'_{fC12H26} + R'.X'_{RC12H26} \quad (16)$$

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

$$12,2730 = D'(0,024) + 0,1229 + 0$$

$$28,4734 = D'(0,2401) + 0,1865 + 0$$

- On additionne les équations de (1) (2) (3) (4) (5) (6) (7) (8) (9) :

$$107,0208 = D'(0,9937) + 0,2941 + R' (0,0634)$$

- On additionne les équations (8) (9) (10) (11) (12) (13) (14) (15) (16) :

$$528,2312 = D' \cdot 0,00003 + 0,0010 + R' (0,9527)$$

Après la résolution de ces équations on obtient :

Le débit de distillat est : $D' = 72,0423$ kmol/h

Le débit de résidu est : $R' = 540,6844$ kmol/h

- a) La masse moléculaire moyenne du LPG :

$$M_{\text{moy}} = \sum M_i X_{Di} = 44,46 \text{ kg/kmol}$$

Le débit massique du LPG :

$$D = 2712,6539 \text{ kg/h}$$

Le débit molaire du LPG :

$$D' = 72,0423 \text{ kmol/h}$$

- b) La masse moléculaire moyenne du résidu :

$$M_{\text{moy}} = \sum M_i X_{Ri} = 107,7937 \text{ kg/kmol}$$

Le débit massique du résidu :

$$R = 58923,7087 \text{ kg/h}$$

Le débit molaire du résidu :

$$R' = 540,6844 \text{ kmol/h}$$

Annexe 11

Coefficient d'équilibre des hydrocarbures (Scheibel & Jenny)

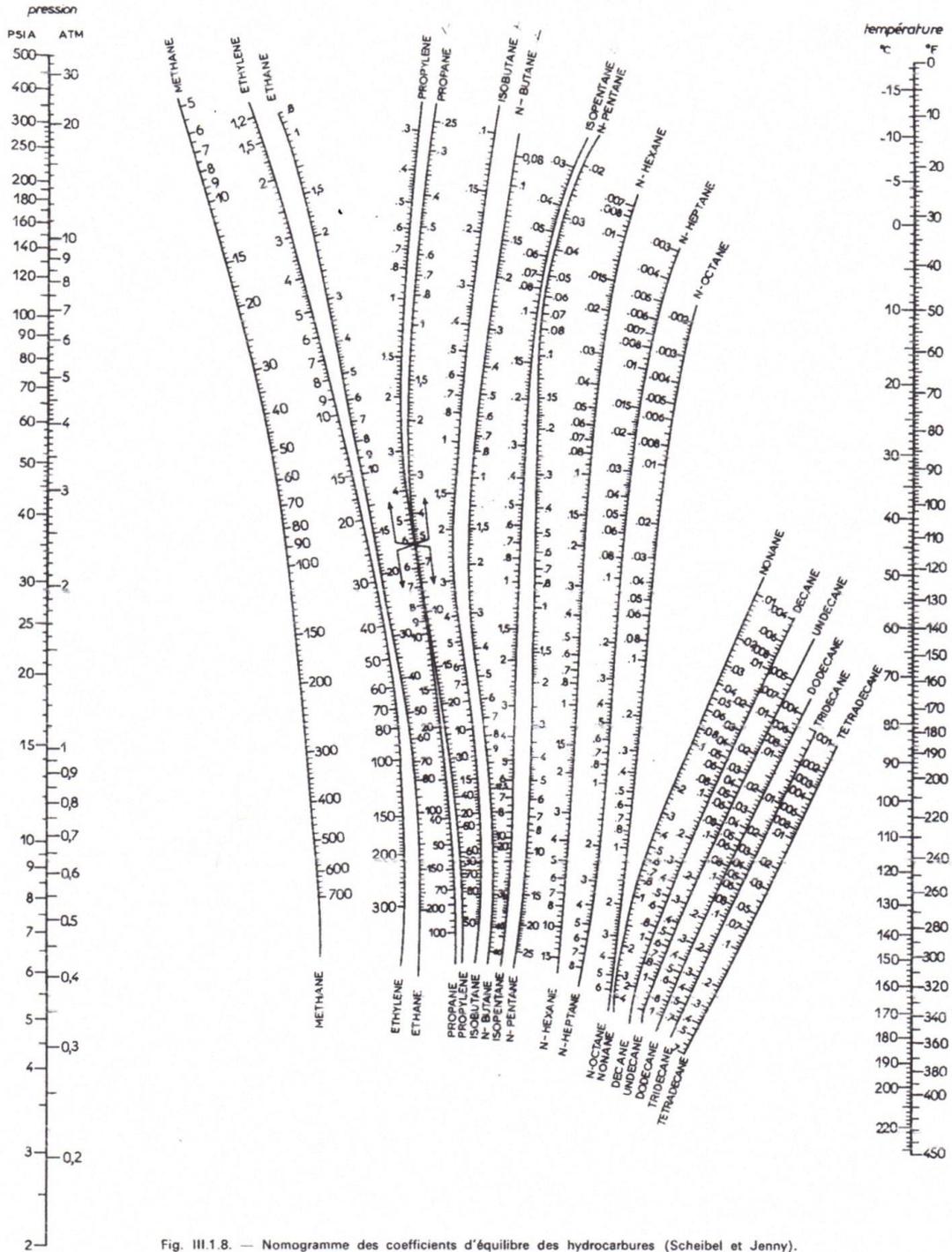


Fig. III.1.8. — Nomogramme des coefficients d'équilibre des hydrocarbures (Scheibel et Jenny).

Annexe 12

Nombre d'étages théoriques N en fonction du taux de reflux.

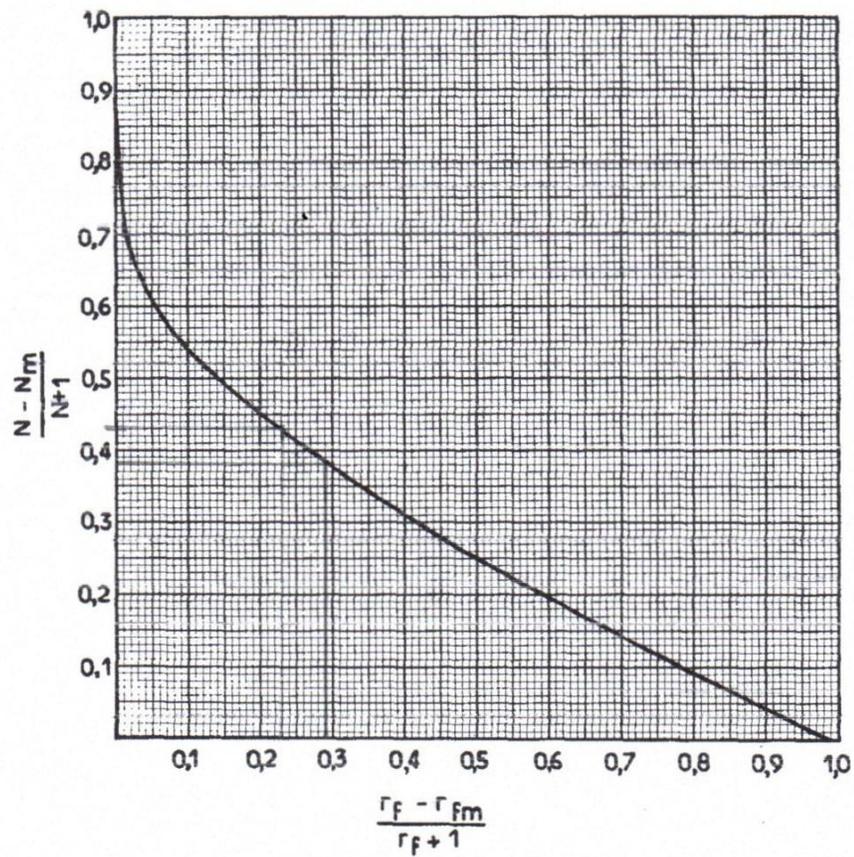


Fig. III.1.95. — Nombre d'étages théoriques N en fonction du taux de reflux r_f dans la distillation des mélanges complexes.

Annexe 13

Enthalpie du méthane, éthane et propane

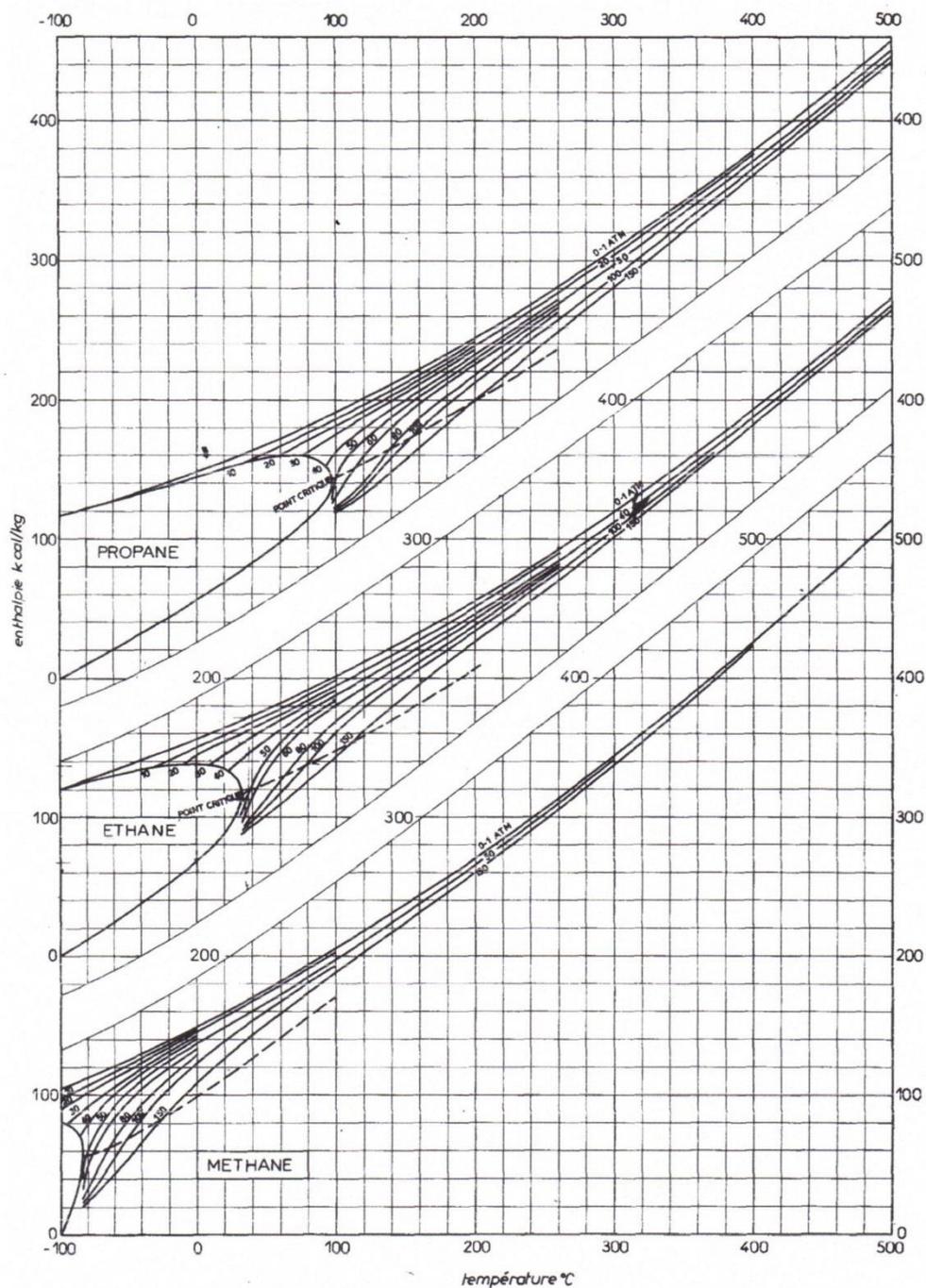


Fig. 1.57. — Enthalpie du méthane, de l'éthane et du propane
(pour les gaz en solution au-dessus de leur point critique, lire l'enthalpie sur la courbe en tirets).

Annexe 14

Enthalpie de l'isobutane, n-butane et isopentane.

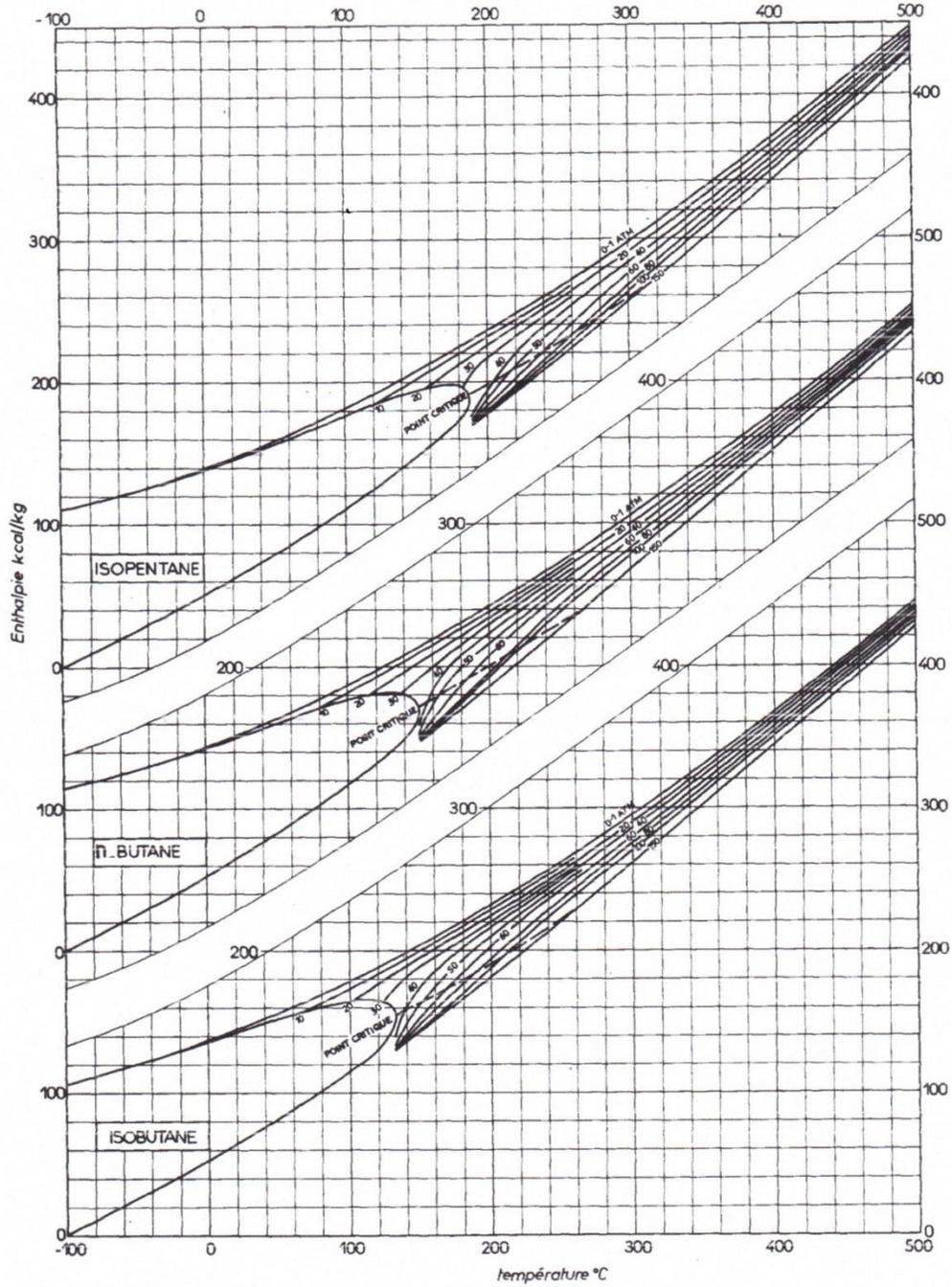


Fig. 1.58. — Enthalpie de l'iso-butane, du n-butane et de l'isopentane
(pour les gaz en solution au-dessus de leur point critique, lire l'enthalpie sur la courbe en tirets).

Annexe 15

Enthalpie du pentane, hexane et heptane.

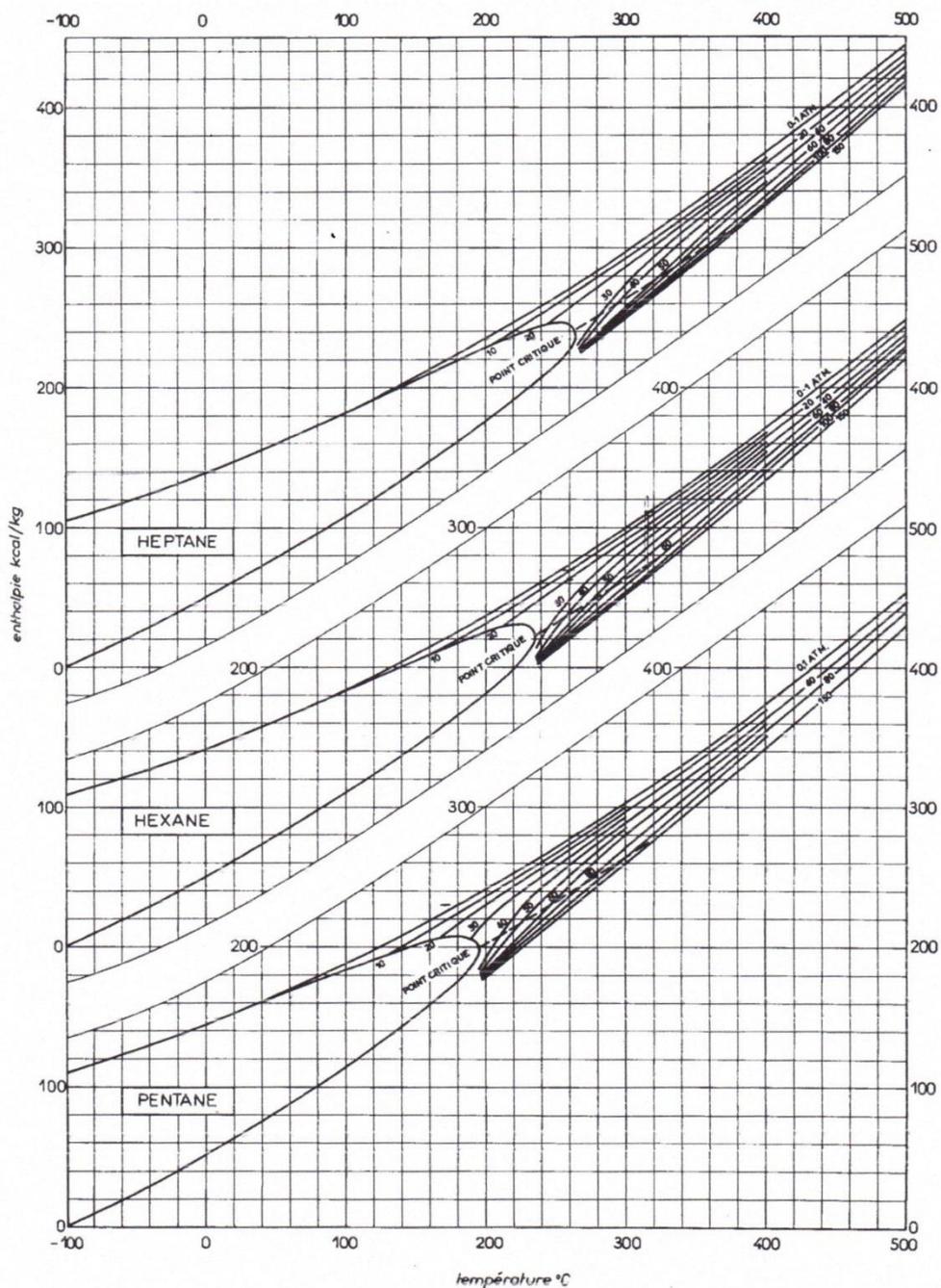


Fig. 159. — Enthalpie du pentane, de l'hexane et de l'heptane
(pour les gaz en solution au-dessus de leur point critique, lire l'enthalpie sur la courbe en tirets).

Annexe 16

La quantité de chaleur de Fuel gaz :

$$Q_f = f * H_f^{30}$$

$$Q_f = 3,6374 * 139,3623$$

$$Q_f = 506,9164 \text{ kcal/h}$$

La quantité de chaleur de Distillat :

$$Q_D = D * H_D^{30}$$

$$Q_D = 2712,6539 * 141,8046$$

$$Q_D = 3,8467 * 10^5 \text{ kcal/h}$$

La quantité de chaleur de reflux froid :

$$Q_{Ref} = Re_f * H_D^{30}$$

$$Q_{Ref} = 6638,4066 * 141,8046$$

$$Q_{Ref} = 9,4136 * 10^5 \text{ kcal/h}$$

La quantité de chaleur de sommet :

$$Q_S = S * H_S^{57}$$

$$Q_S = 9351,0605 * 154,9388$$

$$Q_S = 1,4488 * 10^6 \text{ kcal/h}$$

la charge thermique du condenseur Q_{cond} :

$$Q_{cond} = f \cdot H_f^{30} + (D + Re)H_D^{30} - S \cdot H_S^{57}$$

$$Q_{cond} = 506,9164 + 3,8467 * 10^5 + 9,4136 * 10^5 - 1,4488 * 10^6$$

$$Q_{cond} = -1,2231 * 10^5 \text{ kcal/h}$$

Annexe 17

La quantité de chaleur de Fuel gaz :

$$Q_f = f * H_f^{30}$$

$$Q_f = 3,6374 * 139,3623$$

$$Q_f = 506,9164 \text{ kcal/h}$$

La quantité de chaleur de Distillat :

$$Q_D = D * H_D^{30}$$

$$Q_D = 2712,6539 * 141,8046$$

$$Q_D = 3,8467 * 10^5 \text{ kcal/h}$$

La quantité de chaleur de la charge d'alimentation :

$$Q_F = F * H_F^{187}$$

$$Q_F = 61640 * 210,7993$$

$$Q_F = 1,2994 * 10^7 \text{ kcal/h.}$$

La quantité de chaleur de résidu :

$$Q_R = R * H_R^{225}$$

$$Q_R = 58923,7087 * 225,8679$$

$$Q_R = 1,3309 * 10^7 \text{ kcal/h}$$

la charge thermique de rebouilleur Q_{reb} :

$$Q_{reb} = Q_{cond} + D \cdot H_D + R \cdot H_R + f \cdot H_f - F \cdot H_F$$

$$Q_{reb} = -1,2231 * 10^5 + 3,8467 * 10^5 + 1,3309 * 10^7 + 506,9164 - 1,2994 * 10^7$$

$$Q_{reb} = 5,7817 * 10^5 \text{ kcal/h.}$$

Annexe 18

Courbe de tension de vapeur des hydrocarbures (Cox-Chart).

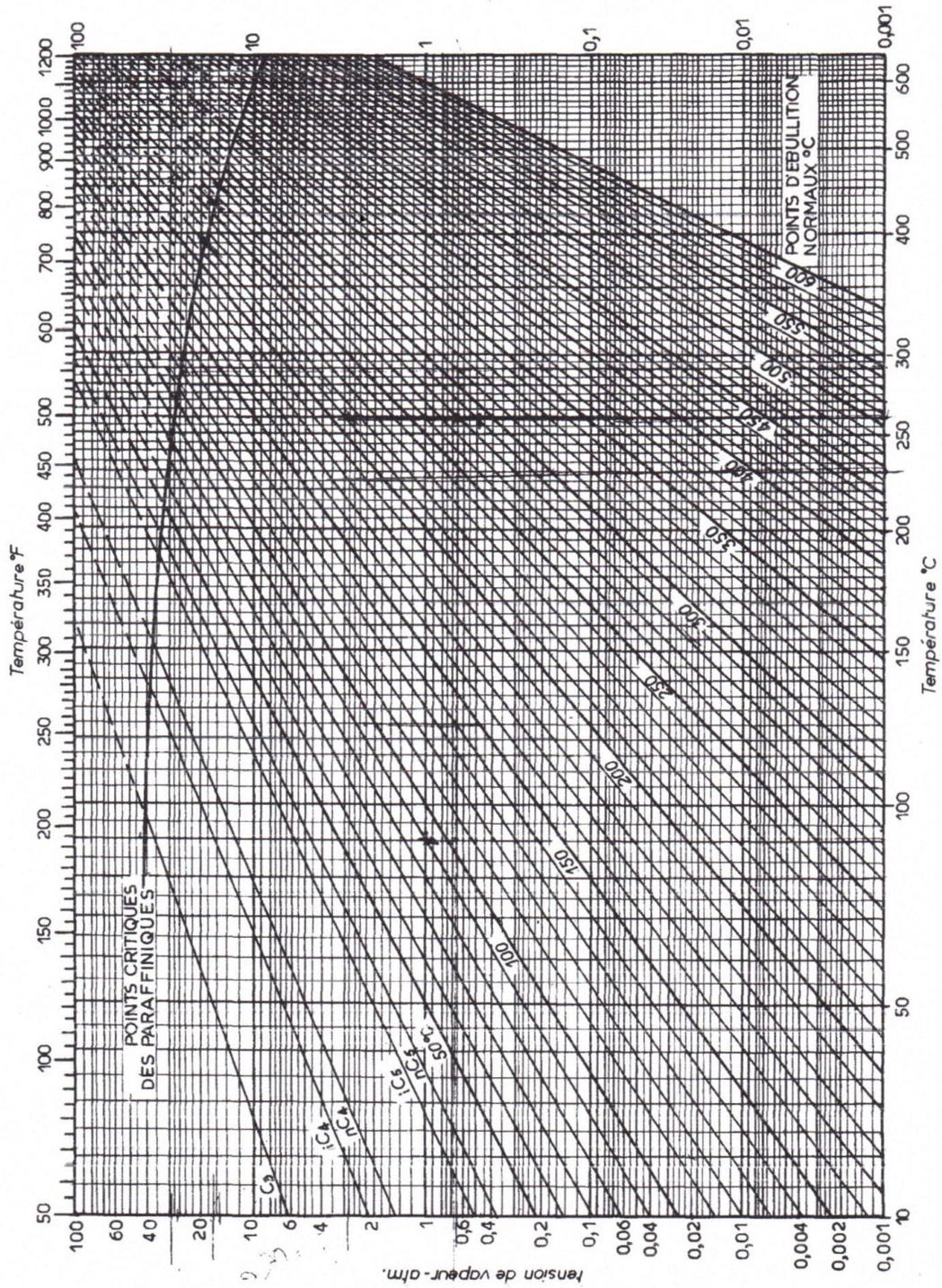


Fig. 1.39. — Courbes de tension de vapeur des hydrocarbures paraffiniques (Cox chart).

Annexe 19

Corrélation entre la tension de vapeur Reid (TVR) et tension de vapeur vraie (TVV).

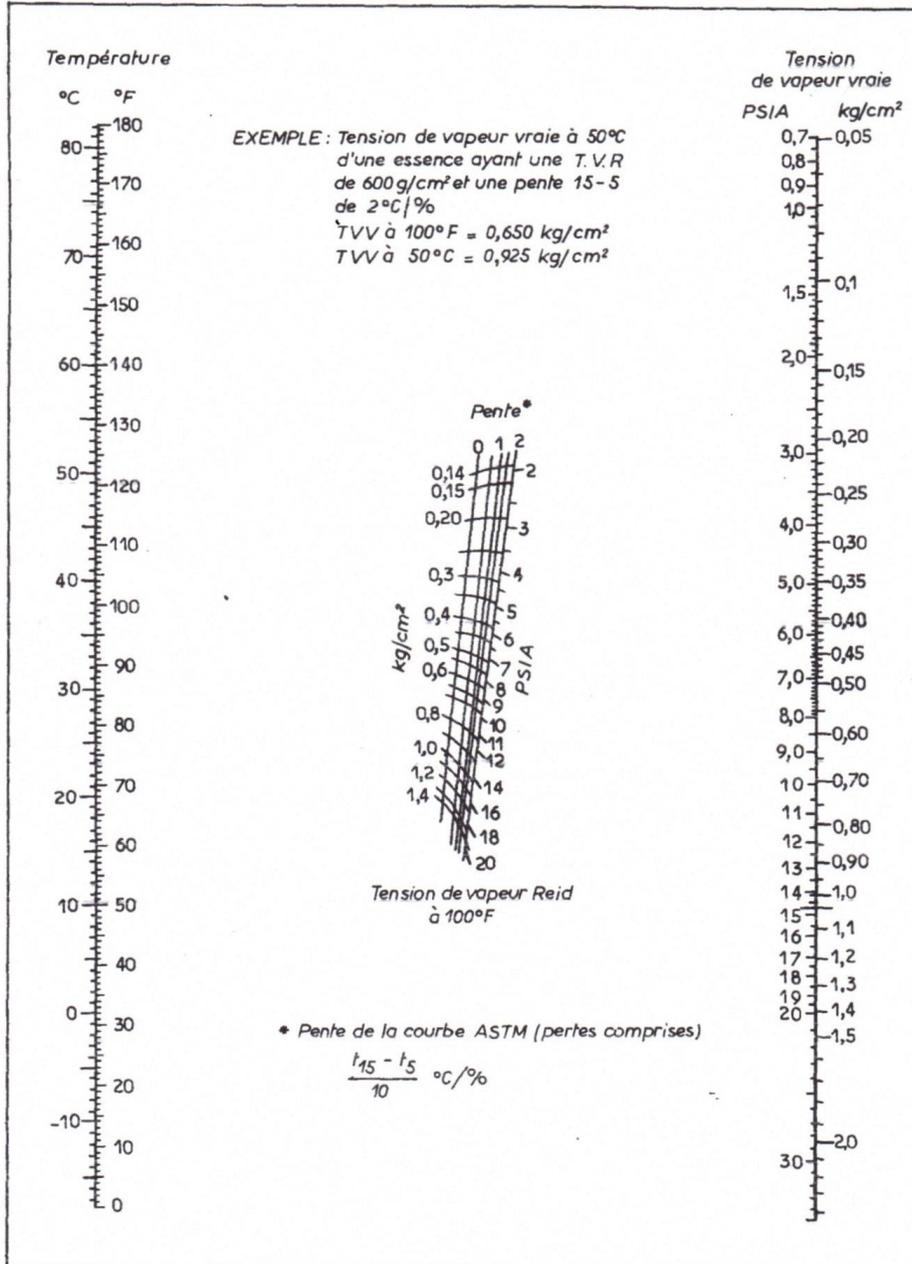


Fig. I.41. — Corrélation entre tension de vapeur Reid (T.V.R.) et tension de vapeur vraie (T.V.V.).

