



وزارة التعليم العالي والبحث العلمي
Ministère de l'Enseignement Supérieur et de la Recherche Scientifique
جامعة عبد الحميد ابن باديس مستغانم
Université Abdelhamid Ibn Badis de Mostaganem
كلية العلوم و التكنولوجيا
Faculté des Sciences et de la Technologie



N° d'ordre : M2/GP/2019

MEMOIRE DE FIN D'ETUDES DE MASTER ACADEMIQUE

Filière : Génie Des Procédés

Spécialité : Génie chimique

Thème

**Distillation des mélanges complexes.
Approche par la méthode de
FENSKE-UNDERWOOD-GILLILAND**

Présenté par :

1. AZROUG Mohamed
2. ABDALLAH BEN SELLOUA Ibrahim

Soutenu le 18 / 07 / 2019 devant le jury composé de :

Présidente	: TERKHI Sabria	MCA	UMAB - Mostaganem
Examinatrice	: MENAD Karima	MCB	UMAB - Mostaganem
Encadrant	: SMAIL Bentaiba	MAA	UMAB - Mostaganem

Année Universitaire : 2018 / 2019

Remerciements

En premier lieu, nous tenons à remercier notre DIEU, notre Créateur pour nous avoir donné la force pour accomplir ce travail.

En guise de reconnaissance, nous tiens à témoigner nos sincères remerciements à toutes les personnes qui ont contribué de près ou de loin au bon déroulement de notre stage de fin d'étude et à l'élaboration de ce modeste travail.

Nous sincères gratitude notre encadreur Mr.Smail pour la qualité de son enseignement, ses conseils et son intérêt incontestable qu'il porte à tous les étudiants.

Je tiens à remercier l'ensemble du personnel de la raffinerie d'Arzew pour leur patience, leurs conseils pleins de sens et pour le suivi et l'intérêt qu'ils ont portaient à nos travaux,

Dans l'impossibilité de citer tous les noms, nos sincères remerciements vont à tous ceux et celles, qui de près ou de loin, ont permis par leurs conseils et leurs compétences la réalisation de ce mémoire.

Aussi, nous remercions vivement les membres du jury qui ont accepté de bien vouloir juger notre étude, particulièrement.

Enfin, je n'oserais oublier de remercier tout le corps professoral de la faculté ST pour le travail énorme qu'il effectue pour nous créer les conditions les plus favorables pour le déroulement de nos études.

Dédicaces

Toutes les lettres ne sauraient trouver les mots qu'il faut...

Tous les mots ne sauraient exprimer la gratitude, L'amour, le respect,

La reconnaissance... Aussi, c'est tout simplement que je dédie ce modeste travail

À MES CHERS PARENTS

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

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

Puisse Dieu, le Très Haut, vous accorder santé, bonheur et longue vie et faire en sorte que jamais je ne vous déçoive.

A MES CHERS ET ADORABLE FRERES ET SŒURS

Khaled le généreux, Amina, la prunelle de mes yeux, Khadidja, la douce, au cœur si grand, Soumia l'aimable, Chaimaa, que j'aime profondément.

A MES CHERS AMIS TOUJOURS: ISLAM, IBRAHIM, DJALAL, NADIA, WAHIBA.

Une spéciale dédicace a cette personne qui compte déjà énormément pour moi, et pour qui je porte BCP de tendresse et de respect. A toi Batoul.

En souvenir de notre sincère et profonde amitié et des moments agréables que nous avons passés ensemble.

Veillez trouver dans ce travail l'expression de mon respect le plus profond et mon affection la plus sincère.

À toutes les personnes qui ont participé à l'élaboration de ce travail à tous ceux que j'ai omis de citer et toute la promo de 2019 de FST Mostaganem

AZROUG MOHAMED

Dédicaces

Je dédie ce mémoire à :

• Ma mère :

Ma mère, qui a œuvré pour ma réussite, de par son amour, son soutien, tous les sacrifices consentis et ses précieux conseils, pour toute son assistance et sa présence dans ma vie, reçois à travers ce travail aussi modeste soit-il, l'expression de mes sentiments et de mon éternelle gratitude.

Mes frères qui n'ont cessé d'être pour moi des exemples de persévérance, de courage et de générosité.

Mes enseignants d'Université de Abd Elhamid Ibn Badis qui doivent voir dans ce travail la fierté d'un savoir bien acquis.
A tous la famille BENSELLOUA et AZROUG à tous mes amis et mes collègues

ABDALLAH BEN SELLOUA IBRAHIM

Résumé :

Le gaz de pétrole liquéfié est un mélange gazeux composé essentiellement de Butane et propane, à température ambiante et pression atmosphérique. La composition chimique de G.P.L. est variable selon les normes et ses utilisations dans différent pays.

Parce que la consommation national du GPL a connu un rythme très élevé l'Algérie construire la raffinerie d'ARZEW par une capacité annuelle de traitement de **54 000** Tonnes environ de barils par jour.

Le présent travail se veut comme objectif essentiel le traitement d'un problème de distillation de mélanges complexes. Les données de base sont celles du fonctionnement du dééthaniseur (13C2) de l'unité 13 pour la récupération du GPL. L'unité se trouve dans la zone 04 de la raffinerie d'Arzew.

Les calculs de dimensionnement et de charges thermiques nécessaires sont basés sur la méthode de FUG;Et sont faits pour le cas d'une alimentation introduite dans la colonne sous forme de liquide saturé, puis pour le cas d'une alimentation introduite sous forme de vapeur saturante.

Les mots clés: G.P.L, pression atmosphérique, liquide saturé, vapeur saturée, FUG, dééthaniseur.

ملخص :

غاز البترول المسال هو خليط غازي يتكون أساساً من البوتان والبروبان ، في درجة الحرارة المحيطة والضغط الجوي. التركيب الكيميائي لغاز البترول المميع هو متغير وفقاً للمعايير واستخدامات مختلف البلدان.

لأن الاستهلاك الوطني لغاز البترول المميع قد شهد وتيرة عالية للغاية ، قامت الجزائر ببناء مصفاة أرزيو بطاقة معالجة سنوية تبلغ 54000 طن من البراميل يومياً.

يهدف العمل الحالي كهدف أساسي إلى معالجة مشكلة تقطير الخلائط المعقدة. البيانات الأساسية هي تلك المتعلقة بتشغيل عمود التقطير 13 ج 2 من الوحدة 13 لاسترداد غاز البترول المسال. تقع الوحدة في المنطقة 04 من مصفاة أرزيو.

تتم العمليات الحسابية للتصميم والحمل الحراري على طريقة FUG ويتم إجراؤها في حالة التغذية التي يتم إدخالها في العمود في صورة سائل مشبع ، ثم لحالة التغذية التي يتم إدخالها في شكل بخار. التشبع.

الكلمات المفتاحية: غاز البترول المميع، الضغط الجوي ، السائل المشبع ، البخار المشبع ، FUG، عمود التقطير 13 ج

Summary:

Liquefied petroleum gas is a gaseous mixture consisting essentially of butane and propane, at ambient temperature and atmospheric pressure. The chemical composition of G.P.L. is variable according to the standards and its uses in different countries.

Because the national consumption of LPG has experienced a very high pace Algeria build the refinery of ARZEW with an annual processing capacity of 54,000 tons of barrels per day.

The present work is intended as an essential objective the treatment of a problem of distillation of complex mixtures. The basic data are those of the operation of the deethanizer (13C2) of unit 13 for the recovery of LPG. The unit is located in zone 04 of the Arzew refinery.

The necessary design and thermal load calculations are done on the FUG method and are done for the case of a feed introduced into the column in the form of saturated liquid, and then for the case of a feed introduced in the form of steam saturation.

Key words: G.P.L, atmospheric pressure, saturated liquid, saturated vapor, FUG, deethanizer.

Sommaire

Introduction générale	1
Chapitre I : Présentation de la raffinerie d'Arzew	
I . Présentation de la raffinerie d'Arzew.....	3
I.1 Introduction :.....	3
I.2 Situation géographique :	3
I.3 Capacité de production :	3
I.4 Description des différentes zones de la raffinerie.....	6
I.4.1 Unité de production	6
Chapitre II : THEORIE DE LA RECTIFICATION	
II THEORIE DE LA RECTIFICATION :	8
II.1 GENERALITES SUR LA RECTIFICATION :	8
II.2 PRINCIPE DE FONCTIONNEMENT D'UNE COLONNE DE RECTIFICATION :	9
II.3 BILAN MATIERE ET THERMIQUE DE LA COLONNE	10
II.3.1 LA COLONNE ENTIERE	10
II.3.2 Zone de rectification.....	12
II.3.3 Zone d'épuisement	13
II.3.4 Zone de flash	14
II.3.5 Le Condenseur	14
II.3.6 Le rebouilleur	14
II.4 CALCUL DE LA PRESSION:.....	15
II.4.1 Choix de la pression dans la colonne.....	15
II.4.1.1 Pression au fond de la colonne.....	16
II.4.1.2 Pression de la zone d'alimentation.	16
II.4.2 Régime de la température dans la colonne.....	16
II.4.3 Au sommet de la colonne	16
II.4.4 Au fond de la colonne.....	16
II.4.5 Température d'alimentation	16
II.5 CALCUL DE LA VOLATILITE RELATIVE.....	17
II.5.1 Volatilité relative moyenne dans la zone de rectification.....	17
II.5.2 Volatilité relative moyenne dans la zone d'épuisement :	17
II.6 CALCUL DU TAUX DE VAPORISATION DE LA CHARGE.....	17
II.7 CALCUL DU TAUX DE REFLUX MINIMUM.....	18
II.8 CALCUL DU TAUX DE REFLUX OPTIMAL :	18
II.9 CALCUL DU NOMBRE DE PLATEAUX PAR LA METHODE DE GILLILAND:	18

II.9.1	<i>N_{min}</i> Dans la zone de rectification.....	18
II.9.2	<i>N_{min}</i> Dans la zone de d'épuisement	19
II.9.3	<i>N_{min}</i> Total.....	19
Chapitre III : Calcul		
III.1	Spécification des courants de la colonne	21
III.1.1	Données opératoires	21
III.1.2	Composition de la charge et débits partiels des constituants.....	21
III.1.3	Compositions imposées des courants sortants.....	22
III.2	Calcul de spécification des deux courants distillat <i>D</i> et Résidu <i>R</i>	24
III.3	Dimensionnement	26
III.3.1	Choix de la pression d'opération de la colonne.....	26
III.3.1.1	La pression au sommet de la colonne.....	26
III.3.1.2	La pression au fond de la colonne.....	26
III.3.2	Régime de la température dans la colonne	26
III.3.2.1	Vérification de la température au sommet de la colonne	26
III.3.2.2	Vérification de la température au fond de la colonne	27
III.3.3	Détermination du nombre de plateaux théoriques. Méthode de F.U.G.....	28
III.3.3.1	Détermination de <i>N_{min}</i>	28
III.3.3.2	Détermination de <i>R_{min}</i>	29
III.3.3.3	Application du diagramme de Gilliland et de la corrélation d'Eduljee.....	34
III.3.4	Détermination des dimensions de la colonne	34
III.3.4.1	Diamètre de la colonne.....	34
III.3.5	Calcul et bilan enthalpiques.....	37
III.3.5.1	Bilan thermique au condenseur	37
III.3.5.2	Bilan thermique au rebouilleur.....	37
Conclusion générale		40

Liste des tableaux

Tableau I-1 : La production de la raffinerie d'Arzew	4
Tableau III.1 : Les paramètres d'alimentation	21
Tableau III.2 : composition et débits partiels des constituants dans l'alimentation.....	21
Tableau III.3 : composition imposées des courants sortants	22
Tableau III.4 : Résultats de la résolution (en titre molaire et débit molaire)	25
Tableau III.4 bis : Résultats de la résolution (en titre massique et débits massiques).....	25
Tableau III 5: lectures effectuées à partir du Monogramme de Scheibel et Jenny.....	27
Tableau III 6: lectures effectuées à partir du Monogramme de Scheibel et Jenny.....	28
Tableau III. 7: calcul de la volatilité relative moyenne.....	29
Tableau III.8 : les valeurs du paramètre q	30
Tableau III.9 : volatilités relatives $\alpha_{i,HK}$ à la température moyenne	31
Tableau III.10 : résultats des itérations	31
Tableau III.11 : calcul de R_{min}	32
Tableaux III.10 bis : résultats des itérations	33
Tableau III.11 bis : calcul de R_{min}	33
Tableau III.12 : récapitulation des résultats	34
Tableau III.13: Résultats de calcul de ρ_v	35
Tableau III.14 : Résultats de calcul de U_{adm} , Ω et D	36
Tableau III.15 : calcul de la hauteur de la colonne H	36
Tableau III 16: La charge thermique du condenseur pour les 2 cas d'alimentation.....	37
Tableau III 17: La charge thermique du rebouilleur pour les 2 cas d'alimentation.....	38

Listes des figures

Figure I-1 : La production de la raffinerie d'Arzew	4
Figure I-2 : Les opérations de production et utilisation de gaz naturel	5
FigurII.1 : Tracé schématique de la colonne à plateaux	11
FigurII.2 : Zone de rectification	12
FigurII.3 : Zone d'épuisement	13
Figure III.1 : Schéma simplifié de la colonne.....	23
Figure III.2 : Schéma simplifié du condenseur	37
Figure III.3 : Schéma simplifié du rebouilleur	37

NOMENCLATURE

M_i : masse moléculaire du constituant « I » (kg/ K moles).

M_{moy} : masse moléculaire du mélange (kg/ K moles).

X_i : concentration massique du constituant « I » en phase liquide.

X'_i : concentration molaire du constituants « I » en phase liquide.

Y'_i : concentration molaire du constituants « I » en phase vapeur.

Y_i : concentration massique du constituants « I » en phase vapeur.

p_i^L : la pression partielle du constituant « I » en phase liquide (mm Hg).

p_i^V : la pression partielle du constituant « I » en phase vapeur (mm Hg).

P_i : la pression de vapeur du constituant « I » (mm Hg).

P : la pression totale du système (mm Hg).

K_i : facteur d'équilibre des phases.

Φ : flux de chaleur(W).

T : températures (°C).

ρ : masse volumique du fluide (kg/m³).

L' :débit molaire de la charge (K moles/h).

D' : débit molaire du distillat (K moles/h).

R' : débit molaire du résidu (K moles/h).

Q_R : charge thermique du four (kcal/h).

Q_C : charge thermique du condenseur (kcal/h).

h_L : enthalpie de la charge biphasique de l'alimentation (Kcal/K moles).

e'_0 : taux de vaporisation de la charge.

H_0 : enthalpie de phase vapeur (Kcal/K moles).

h_0 : enthalpie de la phase liquide de la charge (Kcal/K moles).

H_D : enthalpie de la phase vapeur du distillat à l'état vapeur (Kcal/K moles).

H_R : enthalpie de la phase vapeur provenant du four (Kcal/K moles).

h_D : enthalpie de la phase liquide du distillat à l'état liquide (Kcal/K moles).

h_R : enthalpie du résidu (Kcal/K moles).

h_1 : enthalpie de la phase liquide alimentant le rebouilleur (Kcal/K moles).

L' : débit de reflux condenseur (K moles/h).

G'_R : débit de reflux de rebouilleur (kmole/h).

$Y'_{R,i}$: concentration molaire du constituant « i » dans la vapeur sortante du four.

$X'_{R,i}$: concentration molaire du constituant « i » dans le résidu.

K_i : constante d'équilibre du constituant « i » dans les conditions de service (température et pression).

K_B : constante d'équilibre du constituant clé lourd.

$Y'_{D,V}$: concentration molaire du constituant léger du distillat.

$Y'_{D,L}$: concentration molaire du constituant lourd du distillat.

$X'_{L,V}$: concentration molaire du constituant léger dans l'alimentation.

$X'_{L,L}$: concentration molaire du constituant lourd dans l'alimentation.

$\alpha_{V,L}$: volatilité relative du constituant léger dans l'alimentation.

$\alpha_{(V,L)T_s}$: volatilité relative du constituant léger à la température du sommet.

$\alpha_{(V,L)T_a}$: volatilité relative du constituant léger à la température de l'alimentation.

Introduction générale

Introduction générale

Le pétrole est un mélange de divers hydrocarbures formés par la décomposition d'animaux morts il y a des millions d'années, et entassés au fond des mers. Il doit subir une série de traitements divers pour être utilisable dans les moteurs à combustion et dans les différentes branches de l'industrie. Les principaux produits issus d'un raffinage de pétrole sont : les essences, le kérosène, le GPL, le gazole, le goudron, les lubrifiants, les composés pétrochimique....

Le gaz du pétrole liquéfié est un mélange gazeux, composé essentiellement de Butane et de Propane, la composition chimique de GPL est variable selon les normes et les utilisations dans différents pays, il est utilisé comme carburant efficace pour les véhicules, et dans différents domaines, il est obtenue essentiellement par :

- Dans les raffineries de pétrole brut, soit au cours de la distillation du pétrole ; soit pendant le craquage thermique ou reforming catalytique des produits en vue de la production des essences.
- Dans les unités de traitement et de séparation du gaz naturel (GN) qui a pour but de séparer et de recueillir les condensates (propane, butane, essence légère etc.....)

Il existe plusieurs méthodes pour le calcul de la distillation complexe, les majorités d'elle sont des méthodes numériques basé sur la résolution des équations de bilans matières, bilans enthalpiques et d'équilibres thermodynamiques de tous les étages ; il existe des logiciels comme UniSim ou Aspen permettent de résoudre ces problèmes (résolution exacte mais complexe). Comme il existe la solution approximative par la méthode de FENSKE-UNDERWOOD-GILLILAND (FUG).

Objectif du travail

Le présent travail se veut comme objectif essentiel le traitement d'un problème de distillation de mélanges complexes. Les données de base sont celles du fonctionnement du dééthaniseur (13C2) de l'unité 13 pour la récupération du GPL. L'unité se trouve dans la zone 04 de la raffinerie d'Arzew.

Les calculs de dimensionnement et de charges thermiques nécessaires sont menés par rapport à une alimentation (charge) à traiter qui est un mélange complexe composé de sept constituants (C_1 , C_2 , C_3 , nC_4 , iC_4 , nC_5 , iC_5).

Les calculs sont faits pour le cas d'une alimentation introduite dans la colonne sous forme de liquide porté à sa température d'ébullition (liquide saturé), puis pour le cas d'une alimentation introduite sous forme de vapeur portée à sa température de rosée (vapeur saturante).

Chapitre I : Présentation de la raffinerie d'Arzew

I. Présentation de la raffinerie d'Arzew

I.1 Introduction :

Une raffinerie de pétrole est l'usine où l'on procède au fractionnement du pétrole, ce qui permet d'obtenir une très grande variété de produits gazeux (propane et butane), liquides (essences, gas-oil et fuel) et même solide (bitume).

La raffinerie d'Arzew est le troisième important complexe pétrochimique dans cette région. Elle répond aux impératifs suivants:

- Traiter le pétrole brut de Hassi Messaoud.
- Traiter le brut réduit importé (BRI) pour la production des bitumes.

Historique :

La raffinerie d'Arzew, par sa diversité de production se classe au premier rang des complexes pétrochimiques édifiés sur le territoire national.

Elle a été implantée dans le cadre du premier quinquennal 1970-1973 par la société Japon Gazoline Company (JGC) et s'est étendue par extension de ses unités de production des bitumes en 1975 et ses unités de lubrifiants en 1984. Issue de la restructuration de la société SONATRACH, la raffinerie d'Arzew est gérée par la société NAFTEC depuis 1987.

I.2 Situation géographique :

La raffinerie d'Arzew est située dans la zone industrielle sur le plateau D'El Mahgoun à deux Kilomètres de la ville d'Arzew et à environ 40 Kilomètres de la ville d'Oran.

I.3 Capacité de production :

Le complexe RAI/Z traite 2,5 millions Tonnes/an de pétrole brut acheminé du Sahara par pipeline et plus de 280.000 Tonnes/an de brut importé.

Elle répond aux exigences suivantes:

- Traitement de BHM (Brut de Hassi Messaoud).
- Satisfaction des besoins de consommation du marché national, en carburant, lubrifiants et bitumes.
- Exploration des produits excédentaires (naphta, kérosène, fuel, gasoil, huile).

La production annuelle en produits différents est donnée par le tableau (I-1).

Tableau I-1 : La production de la raffinerie d'Arzew

	Quantités (Tonne/an)
Propane	15 000
Bitumes	70 000
Essence super	70 000
Essence normale	490 000
Naphta	160 000
Kérosène	120 000
Gas-oil	980 000
Fuel BTS (Léger)	550 000
Fuel GTS (Lourd)	70 000
Lubrifiants	160 000
Graisses	7 000
Paraffines	4 000
Bitumes routiers	120 000
Bitumes Oxydés	20 000

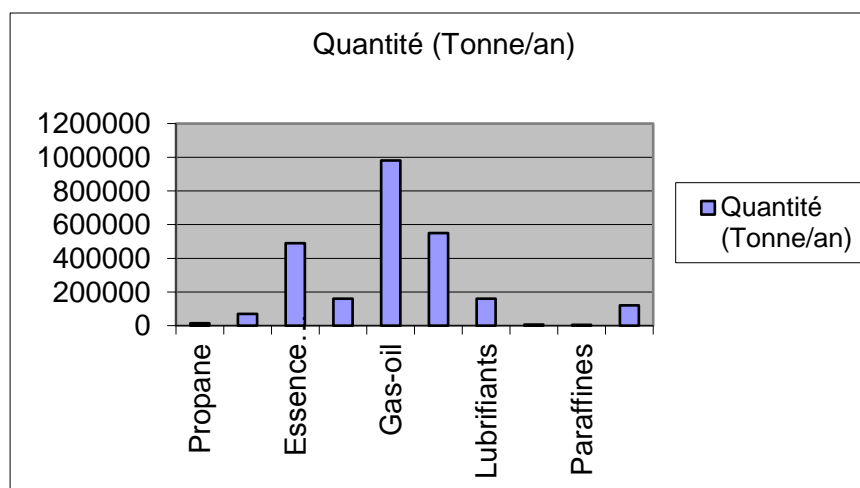


Figure I-1 : La production de la raffinerie d'Arzew

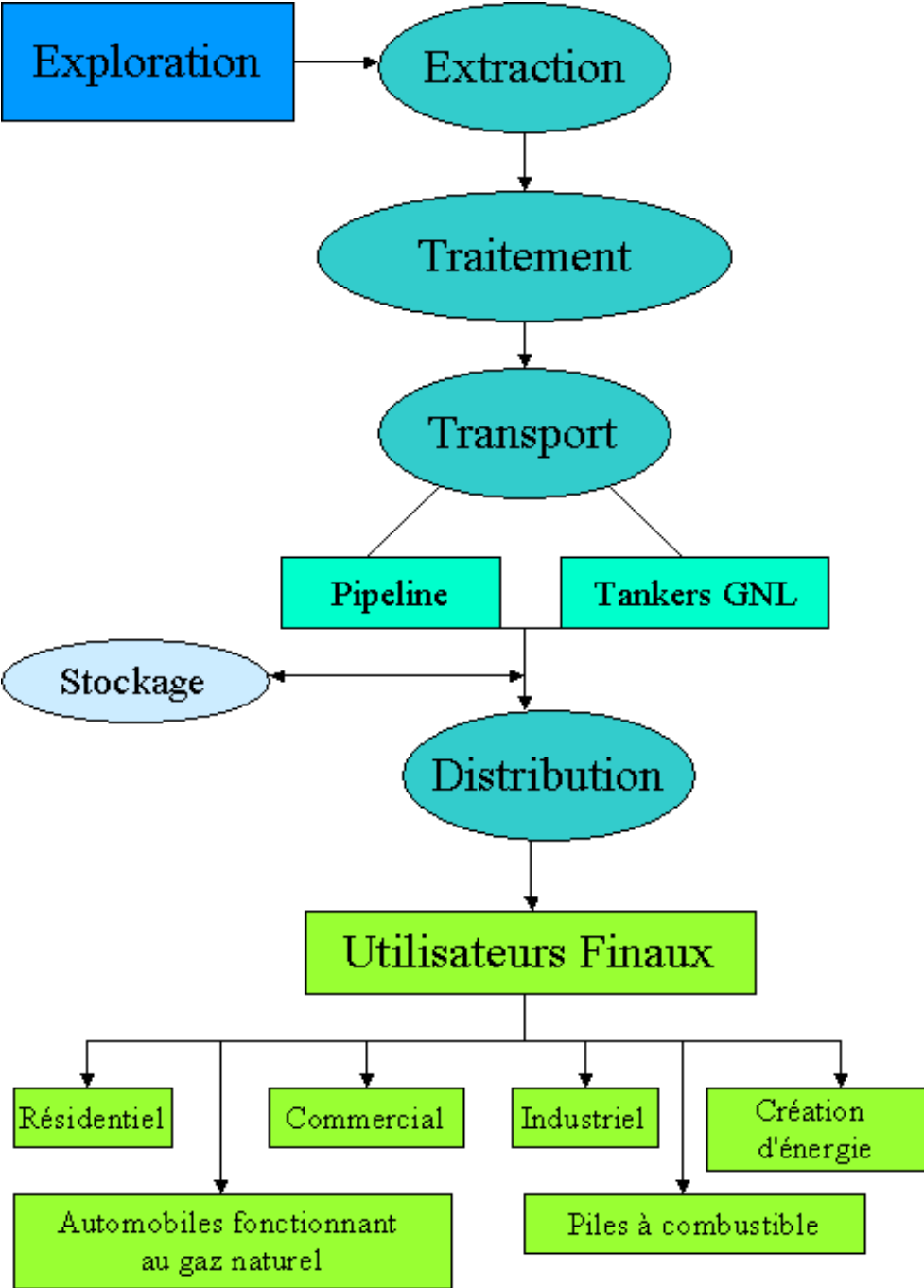


Figure I-2 : Les opérations de production et utilisation de gaz naturel

I.4 Description des différentes zones de la raffinerie

D'une manière générale, la raffinerie d'Arzew est divisée en trois grandes parties:

- Unité de production ;
- Unité de stockage ;
- Zone d'administration.

I.4.1 Unité de production

I.4.1.1 Zone 4. Production des carburants

Elle comporte trois unités:

- Unité 11: "Topping ou distillation atmosphérique"
- Unité 12: reforming catalytique
- Unité 13: gaz plant ou traitement des gaz de pétrole liquéfiés

I.4.1.2 Unité 13. Gaz plant ou traitement des gaz de pétrole liquéfiés

Cette unité a pour but de récupérer le propane et le butane à partir des produits de tête du stabilisateur de l'unité de distillation atmosphérique et de tête du débutaniseur de l'unité de reforming catalytique.

La figure suivante montre le process de l'unité

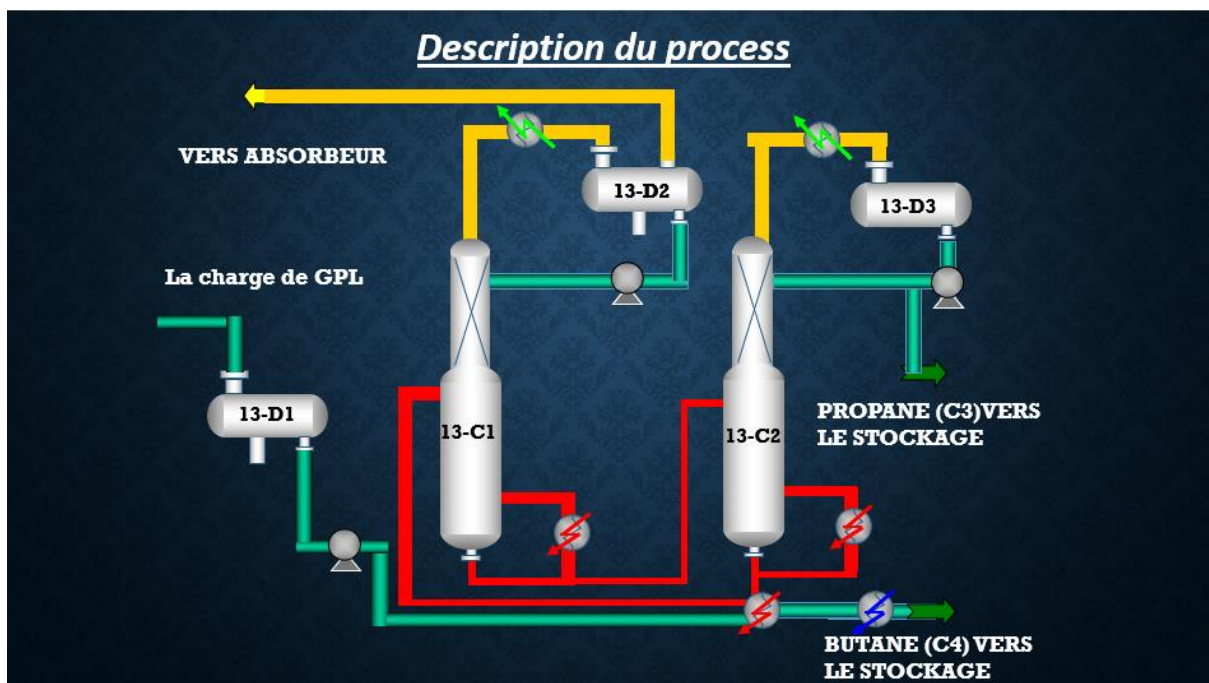


Figure I-3 : Description du process de l'unité de récupération du GPL

Chapitre II : THEORIE DE LA RECTIFICATION

II THEORIE DE LA RECTIFICATION :

II.1 GENERALITES SUR LA RECTIFICATION :

Les procédés de traitement, basés sur les transferts de matière sont très importants pour la séparation du pétrole et de gaz. Ainsi par rectification on obtient à partir du pétrole brut une gamme très variée de produits légers et de mazout. Par ce procédé également on fractionne les produits issus de diverses opérations en obtenant à partir de mélanges des gaz liquéfiés : le butane, propane etc.

L'opération de rectification repose sur la mise en contact d'une phase liquide et d'une phase vapeur, qui tendent à s'équilibrer mutuellement. Cela implique d'une part, l'équilibre de température et de pression et une redistribution des constituants entre les phases d'autre part.

A la suite de telle mise en contact, la phase vapeur s'enrichit en constituant le plus lourd. Une telle séparation est réalisée à contre-courant, soit par étage dans une colonne à plateaux, soit en continu dans une colonne à garnissage.

Ainsi, l'opération de rectification est basée sur le phénomène de séparation par diffusion des constituants d'une phase à une autre par des mises en contacts des deux phases, en discontinu, à contre-courant ...etc.

Le transfert est plus grand lorsque la surface et le temps de contact sont grands et se termine lorsque l'état d'équilibre dynamique est atteint.

II.2 PRINCIPE DE FONCTIONNEMENT D'UNE COLONNE DE RECTIFICATION :

La colonne de rectification est un appareillage cylindrique, vertical, constitué de plateaux ou de garnissage. Pour assurer le contact intime entre les deux phases sur chaque plateau, il y a barbotage de la vapeur dans la couche liquide afin de permettre le bon transfert de matière et d'énergie entre les deux phases et atteindre l'état d'équilibre.

Sur le long de la colonne les vapeurs s'enrichissent d'un plateau à un autre, de bas en haut en élément le plus volatil et le liquide s'enrichi en élément le moins volatil de haut en bas. Pour avoir en tête de la colonne un distillat D , de composition Y_D et en bas, un résidu R de composition X_R . L'alimentation est introduite dans la zone d'alimentation dite zone de flash, à l'état vapeur, liquide ou biphasique (selon la température de la charge).

La partie située au-dessus de la zone de flash est appelée zone de rectification, caractérisée par un condenseur qui sert à condenser partiellement ou totalement la vapeur sortante de la tête de colonne. Une partie de ce mélange est envoyée en tant que reflux froid vers la partie supérieure de la colonne pour garder le gradient de température et corriger la composition des produits de tête.

L'autre partie est extraite comme distillat à l'état liquide (lorsqu'il s'agit d'une condensation totale).

La partie située au-dessous de la zone de flash est appelée zone d'épuisement, caractérisée elle aussi par la présence d'un rebouilleur, qui sert à apporter une certaine quantité de chaleur au liquide soutiré du dernier plateau afin de récupérer les constituants légers entraînés par les lourds.

II.3 BILAN MATIERE ET THERMIQUE DE LA COLONNE

II.3.1 LA COLONNE ENTIERE

On écrit les bilans sur une colonne à distiller fonctionnant en continu comme suite :

Bilan global :

$$L' = D' + R' \quad (II-1)$$

Bilan matière partiel :

On va seulement multiplier par la fraction du constituant soit massique soit molaire.

$$L' X'_{L,i} = D' Y'_{D,i} + R' X'_{R,i} \quad (II-2)$$

Bilan thermique:

Un *bilan thermique* consiste en un bilan des gains et des pertes de chaleur dans un système donné. Etablir comme suit :

$$L' h_L + Q_R = D' H_D + R' h_R + Q_C \quad (II-3)$$

$$L' h_L = (H_D + \frac{Q_C}{D'}) + (h_R - \frac{Q_R}{R'}) \quad (II-4)$$

$$L' h_L = D' H'_D + R' h'_R \quad (II-5)$$

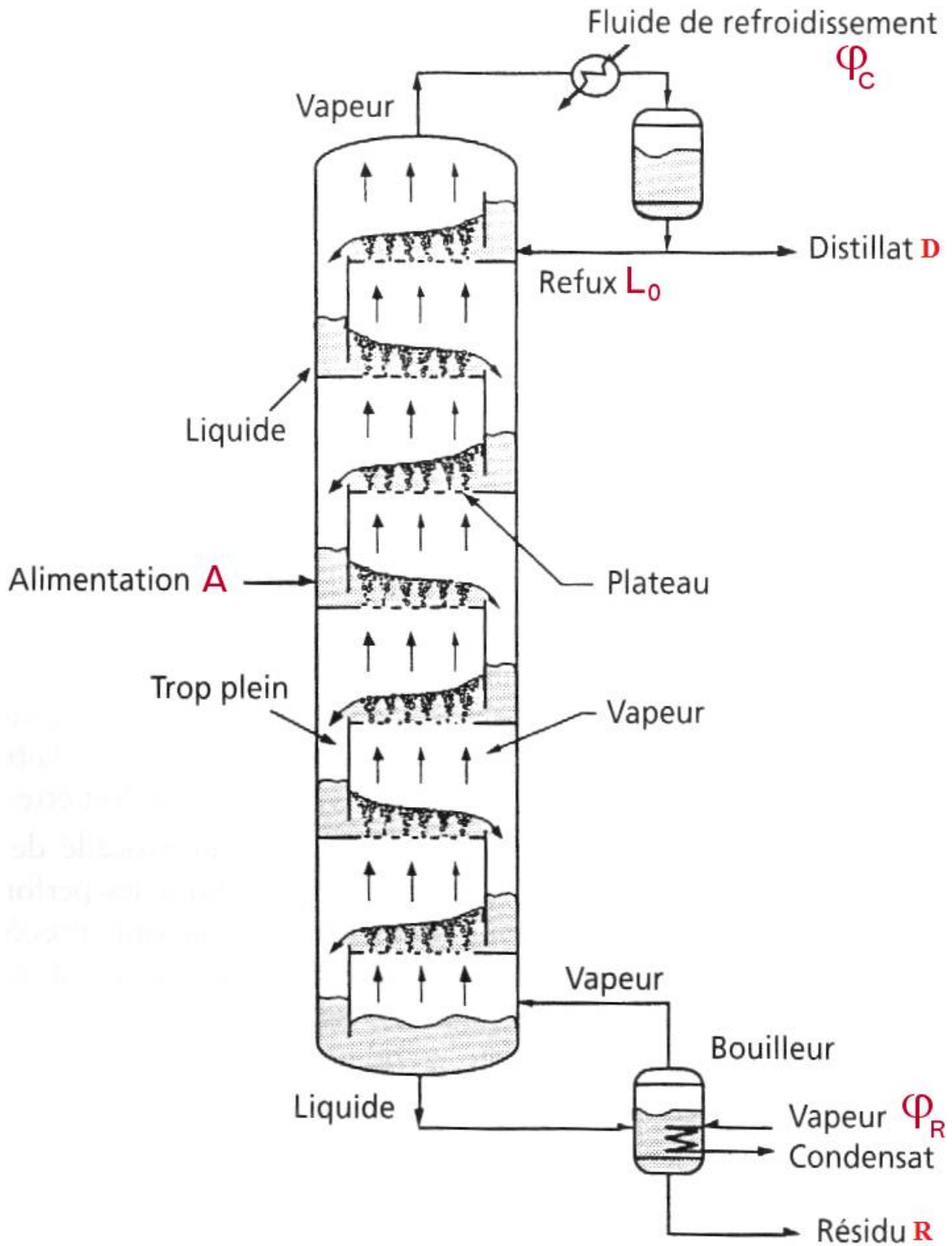


Figure II.1 : schéma d'une colonne à plateaux

II.3.2 Zone de rectification

La zone de rectification, a pour objectif d'éliminer les produits lourds du distillat.

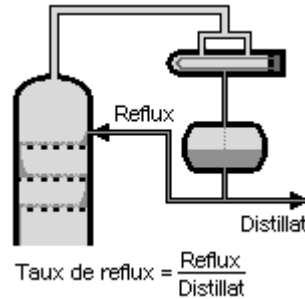


Figure II.2 : Zone de rectification

Bilan matière global :

$$G'_n = D' + g'_{n-1} \quad (II-6)$$

Bilan matière partiel :

$$G'_n Y'_{n,i} = D' Y'_{D,i} + g'_{n-1} X'_{n-1} \quad (II-7)$$

Le taux de reflux R_f est défini comme étant la quantité de reflux g'_x renvoyée à la colonne sur la quantité de distillat D' :

$$R_f = \frac{g'_x}{D'} \quad (II-8)$$

En admettant que les débits liquides et vapeur sont constants le long de la colonne c'est à dire que :

$$g'_{n-1} = g'_n = g'_x = g'.$$

Et

$$G'_{n-1} = g'_n = G' = D' + g'.$$

$$(II-9) \Rightarrow Y'_n = \left(\frac{g'}{G'}\right) X'_{n-1} + \left(\frac{D'+g'}{D'}\right) Y'_D.$$

$$\Rightarrow Y'_n = R'_f X'_{n-1} + (1 + R'_f) Y'_D \quad (II-10)$$

Bilan thermique:

$$G'_n H_n = g'_{n-1} h_{n-1} + D' H'_D + Q_C \quad (II-11)$$

$$G'_n H_n = g'_{n-1} h_{n-1} + D' [H'_D + \frac{Q_C}{D'}]$$

$$G'_n H_n = g'_{n-1} h_{n-1} + D' \dot{H}_D \quad (II-12)$$

II.3.3 Zone d'épuisement

La zone d'épuisement a pour objectif d'appauvrir le résidu en produits légers.

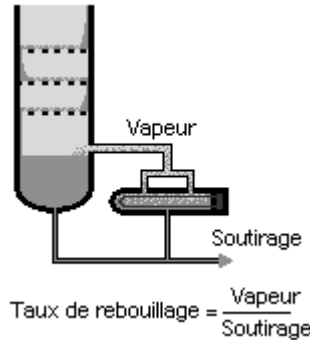


Figure II.3 : Zone d'épuisement

Bilan matière global :

$$G'_{n-1} = G'_n + R' \quad (II-13)$$

Bilan matière partiel :

$$G'_{n-1} X'_{n+1,i} = G'_n Y'_{n,i} + R' X'_{R,i} \quad (II-14)$$

Bilan thermique:

$$g'_{n+1} h_{n+1} = Q_R = G'_n H_n + R' h_R \quad (II-15)$$

$$g'_{n+1} h_{n+1} = Q_R = G'_n H_n + R' [h_R - \frac{Q_R}{R'}] \quad (II-16)$$

$$g'_{n+1} h_{n+1} = Q_R = G'_n H_n + R' \dot{H}_R \quad (II-17)$$

$$\Rightarrow X'_{n+1} = \frac{G'_n}{g'_{n+1}} Y'_n + \frac{R'}{g'_{n+1}} X'_R$$

$$\Rightarrow X'_{n+1} = (1 + R') Y'_n + (\frac{R'}{G'} + R') X'_R \quad (II-18)$$

- Le taux de rebouillage R_b est défini comme étant le rapport de la quantité de vapeur provenant du rebouilleur G_r sur la quantité de résidu :

$$R'_b = \frac{G'_r}{R'} \quad (II-19)$$

- Si on considère que la quantité du liquide et de la vapeur est constante le long de la colonne, c'est-à-dire que :

$$G'_n = G' ; g'_n = g' = G' + R'$$

$$\begin{aligned} \Rightarrow X'_{n+1} &= \left(\frac{G'}{G'} + R'\right)Y'_R + \left(\frac{R'}{G'} + R'\right)X'_R \\ \Rightarrow X'_{n+1} &= \frac{R'_b}{R'_{b+1}} Y'_n + \frac{1}{R'_{b+1}} X'_R \quad (II-20) \end{aligned}$$

II.3.4 Zone de flash

Bilan matière :

$$L' = G_0 + g'_0 \quad (II-21)$$

Bilan matière partiel:

$$L' X'_{L,i} = G'_0 Y'_{0,i} + g'_0 X'_{0,i} \quad (II-22)$$

Bilan thermique:

$$L' h_L = G'_0 H_0 + g'_0 h_0 \quad (II-23)$$

Soit le taux de vaporisation de la charge :

$$e'_0 = \frac{G'_0}{L'} \quad (II-24)$$

$$\Rightarrow h_L = \frac{G'_0}{L'} H_0 + g'_0 h_0 \quad (II-25)$$

$$\Rightarrow h_L = e'_0 H_0 + (1 - e'_0) h_0 \quad (II-26)$$

II.3.5 Le Condenseur

Un condenseur est un appareil dont la fonction principale est de liquéfier (ou condenser, transformation d'un gaz en liquide) de la vapeur sur une surface froide, ou via un échangeur thermique maintenu froid par la circulation d'un fluide réfrigérant.

Bilan matière :

$$(D' + g'_x) = D' + g'_x \quad (II-27)$$

Bilan thermique:

$$(D' + g'_x) H_D = D' h_D + g'_x h_D + Q_C \quad (II-28)$$

II.3.6 Le rebouilleur

Dans le cas où la température du fond de la colonne est relativement élevée, l'apport de chaleur s'effectue à l'aide d'un four tubulaire. Une partie du résidu est pompée à travers le four ou elle reçoit la chaleur nécessaire et se vaporise partiellement. Ce mélange liquide-vapeur est envoyé dans la colonne et se mélange avec le liquide g_1 . La quantité de chaleur apportée au fond de la colonne est située au-dessous du dernier plateau.

Bilan matière:

$$g'_1 = G'_R + R' \quad (II-29)$$

Bilan thermique:

$$g'_1 h_1 + Q_R = G'_R h_R + R H_R \\ (G'_R + R')h_1 + Q_R = G'_R H_R + R' H_R \quad (II-30)$$

$$Q_R = G'_R(H_R - h_1) + R'(H_R - h_1) \quad (II-31)$$

II.4 CALCUL DE LA PRESSION:

II.4.1 Choix de la pression dans la colonne

Quelle que soit la complexité du mélange à séparer, le choix de la pression est avant tout un problème économique. On sait qu'à faible pression la sélectivité de la séparation sera meilleur et que l'on évitera l'altération thermique des produits, mais en contrepartie, à faible pression il faut condenser à basse température les vapeurs de tête pour obtenir le reflux liquide à sa température de bulle, donc c'est le choix du fluide réfrigérant qui va imposer la pression dans la colonne. En générale, on utilise une source froide, bon marché et abondante (eau douce, eau de mer ou l'air) qui permet d'obtenir un condensât de 30 à 45 °c environ.

La pression dans la colonne sera alors au moins égale à la pression de bulle à ces températures.

Lorsque le distillat est composé de constituants très légers, il est nécessaire (car à la température ordinaire on se trouve au-dessus de la température critique du distillat) de faire appel à une réfrigération artificielle (utilisation d'une machine frigorifique) pour travailler à basse température quelle que soit la pression de service. La température de la condensation totale des vapeurs du distillat doit être prise entre 15 et 20 °c plus grande que celle du fluide réfrigérant, ainsi la pression dans le ballon de reflux P_b est déterminée d'après l'équation de l'isotherme de la phase liquide, par approximation successive.

$$\sum K_i \cdot x'_i = 1 \quad (II-32)$$

II.4.1.1 Au sommet de la colonne

La pression au sommet de la colonne est calculée comme suit :

$$P_s = P_b + \Delta P_1 \quad (II-33)$$

P_s : pression au sommet de la colonne.

P_b : pression dans le ballon de reflux.

ΔP_1 : pertes de charge dues aux résistances des conduites et du condenseur.

Avec : ΔP_1 : [0.2-0.4] atm.

II.4.1.2 Au fond de la colonne :

La pression au fond de la colonne est calculée comme suit:

$$P_f = P_s + \Delta P_2 \quad (II-35)$$

P_f : Pression au fond de la colonne.

ΔP_2 : pertes de charge dues aux résistances des plateaux dans la colonne.

Avec : $\Delta P_2 = [0.3-0.5]$ atm.

II.4.1.3 Dans la zone d'alimentation :

La pression dans la zone d'alimentation est calculée comme suit :

$$P_L = \frac{P_s + P_f}{2} \quad (II-36)$$

P_L : Pression de la zone d'alimentation.

II.4.2 Régime de la température dans la colonne

II.4.3 Au sommet de la colonne

En se basant sur l'équation de l'isotherme de la phase vapeur, la température en tête de colonne est calculée par approximations successives d'après l'équation suivante :

$$\sum_i^k \frac{Y_{Di}'}{K_i} = 1 \quad (II-37)$$

II.4.4 Au fond de la colonne

En se basant sur l'équation de l'isotherme de la phase liquide, la température au fond de la colonne est calculée par approximations successives d'après l'équation suivante :

$$\sum K_i X' R_i = 1 \quad (II-38)$$

II.4.5 Température d'alimentation

Dans notre cas l'alimentation se fait par approximations successives d'après l'équation suivante :

$$\sum X_{0,i} = \sum \left(\frac{Y_{0,i}}{K_i} \right) = \sum \left(\frac{X_{L,i}}{[1 + e^{(K_i - 1)}]} \right) \quad (II-39)$$

- si l'alimentation est purement vapeur, on utilise l'équation de l'isotherme de la phase vapeur.
- si l'alimentation est purement liquide, on utilise l'équation de l'isotherme de la phase liquide.

II.5 CALCUL DE LA VOLATILITE RELATIVE

La volatilité relative α_i est le rapport de la volatilité du constituant i à celle du constituant de référence r (le moins volatil du mélange).

$$\alpha_i = \frac{K_i}{K_r} \quad (II-40)$$

II.5.1 Volatilité relative moyenne dans la zone de rectification

$$\bar{\alpha}_{i,rect.} = \frac{(\alpha_i)_D + (\alpha_i)_L}{2} \quad (II-41)$$

II.5.2 Volatilité relative moyenne dans la zone d'épuisement :

$$\bar{\alpha}_{i,épous.} = \frac{(\alpha_i)_R + (\alpha_i)_L}{2} \quad (II-42)$$

II.6 CALCUL DU TAUX DE VAPORISATION DE LA CHARGE

- Lors du calcul de la zone d'alimentation, il est nécessaire de disposer du débit et de la composition des phases liquides et vapeurs de la charge.

D'après la définition de taux de vaporisation et de condensation de la charge, On a:

$$r'_0 = \frac{g'_0}{L'} \quad (II-43)$$

r'_0 : Taux de condensation molaire de la charge.

g'_0 : Débits molaires de la phase vapeur de la charge.

- le taux de vaporisation est déterminé par approximations successives d'après l'équation de TRGOUBOV :

$$\sum X_{0,i} = \sum \frac{X_{L,i}}{[1 + e'_0(K_{i-1})]} \quad (II-44)$$

Remarque

- 1- Si $e'_0 = 0$: la charge se trouve à sa température de bulle et ($g_0 = L$).
- 2- Si $e'_0 = 1$: la charge se trouve à sa température de rosé et ($G_0 = L$).

II.7 CALCUL DU TAUX DE REFLUX MINIMUM

Le taux de reflux minimum est calculé d'après la formule d'UNDERWOOD :

$$R_{f \min} + 1 = \frac{\sum(\alpha_L Y'_{D,i})}{\alpha_{L,i} - \Phi} \quad (II-45)$$

$$R_{f \min} + 1 = \frac{\sum Y'_{D,i}}{\alpha_{L,i} - \Phi} \quad (II-46)$$

$$R_{b \min} = \frac{\sum(\alpha_L X'_{R,i})}{\alpha_{L,i} - \Phi} \quad (II-47)$$

Φ Est calculé par approximations successives d'après l'équation suivante:

$$e'_0 = \frac{\sum(\alpha_{L,i} X'_{L,i})}{\alpha_{L,i} - \Phi} \quad (II-48)$$

$$\alpha_L < \Phi < \alpha_V$$

II.8 CALCUL DU TAUX DE REFLUX OPTIMAL :

D'après la formule de GILLILAND on a le rapport :

$$\frac{R_{f \text{ opt}} - R_{f \min}}{R_{f \text{ opt}} + 1} = (0.1 - 0.33) \quad (II-49)$$

II.9 CALCUL DU NOMBRE DE PLATEAUX PAR LA METHODE DE GILLILAND:

Gilliland propose une corrélation empirique unique, entre le nombre d'étages théoriques N le taux de reflux R_f , pour les colonnes distillant des mélanges d'hydrocarbures légers :

$$F(N) = \frac{N - N_{\min}}{N + 1} \quad \text{et} \quad F(R_f) = \frac{R_f - R_{f \min}}{R_f + 1}$$

N_{\min} Étant le nombre minimum d'étages théoriques (à reflux total),

$R_{f \min}$ Le taux de reflux minimum (taux de reflux pour un nombre infini d'étage).

II.9.1 N_{\min} Dans la zone de rectification

$$N_{\min,R} = \frac{\log \left[\frac{Y'_{D,H} X'_{L,L}}{Y'_{L,L} X'_{R,H}} \right]}{\log \alpha_{H,L}} \quad (II-50)$$

II.9.2 N_{min} Dans la zone de d'épuisement

$$N_{min,E} = \frac{\log\left[\frac{X'_{L,H} X'_{R,L}}{X'_{L,L} X'_{R,H}}\right]}{\log \alpha_{H,L}} \quad (II-51)$$

$$\text{Avec : } \alpha_{H,L} = \sqrt[2]{(\alpha_{H,L} T_s - \alpha_{H,L} T_a)} \quad (II-52)$$

II.9.3 N_{min} Total

$$N_{min} = N_{min,E} + N_{min,R} \quad (II-53)$$

Chapitre III Calcul de dimensionnement de la colonne

III.1 Spécification des courants de la colonne

Les courants à spécifier sont les deux courants sortants à savoir le distillat (D) en tête de colonne, et le résidu (R) en bas de colonne.

La colonne à dimensionner doit permettre l'élimination de C_1 et C_2 (en tête de la colonne) du mélange d'alimentation pour obtenir le GPL en bas de colonne.

III.1.1 Données opératoires

Les caractéristiques de la charge alimentant l'unité de séparation et de récupération de GPL sont regroupées dans le tableau III.1.

Tableau III.1 : Les paramètres de l'alimentation

Paramètres	La charge de l'unité 13
Température ($^{\circ}C$)	75
Pression ($bars$)	31,3920
Débit molaire ($kmol \cdot h^{-1}$)	295
Débit massique ($kg \cdot h^{-1}$)	15899

III.1.2 Composition de la charge et débits partiels des constituants

La composition et les débits partiels de la charge sont regroupés dans le tableau III.2

Tableau III.2 : composition et débits partiels des constituants dans l'alimentation

Constituants	M_i	X_{Li}	X'_{Li}	débit	
				massique ($kg \cdot h^{-1}$)	molaire ($kmol \cdot h^{-1}$)
H_2O	18	0,000361	0,00108	8,6170	0,4779
H_2S	34	0,00807	0,01277	192,4492	5,6513
CH_4	16	0,004258	0,01432	101,5464	6,3366
C_2H_6	30	0,022742	0,04079	542,3510	18,0498
C_3H_8	44	0,128932	0,15768	3074,8366	69,7725
iC_4H_{10}	58	0,159444	0,14793	3802,4904	65,4568
nC_4H_{10}	58	0,665929	0,61782	15881,4028	273,3859
iC_5H_{12}	72	0,007579	0,00566	180,7390	2,5063
nC_5H_{12}	72	0,002681	0,00200	63,9490	0,8866
Total		1,000023	1,0000550	23848,3872	442,5243

Chapitre III Calcul de dimensionnement de la colonne

Les relations utilisées pour compléter le tableau ci-dessus sont :

$$X'_{L,i} = X_{L,i} \cdot \frac{M_L}{M_i} \quad (III.1)$$

$$M_L = \sum X'_{L,i} M_i = \frac{1}{\sum \frac{X'_{L,i}}{M_i}} \quad (III.2)$$

Où :

$X_{L,i}$: Le titre massique de l'élément « i » dans la charge.

$X'_{L,i}$: Le titre molaire de l'élément « i » dans la charge.

M_i : La masse moléculaire de l'élément « i ».

M_L : La masse moléculaire de la charge.

La masse molaire moyenne de l'alimentation est : $M_L = 53,81 \text{ kg} \cdot \text{kmol}^{-1}$

III.1.3 Compositions imposées des courants sortants

Les compositions des deux courants, distillat (tête de colonne) et résidu (fond de colonne) sont précisées dans le tableau III.3

Tableau III.3 : composition imposées des courants sortants

Les teneurs admises			
Dans le distillat		Dans le résidu	
Y_{iC3}	0,366	X'_{C1}	0,00058
Y'_{iC4}	0,006	X'_{C2}	0,00122
Y'_{nC4}	0,006	X'_{H_2S}	0,00002

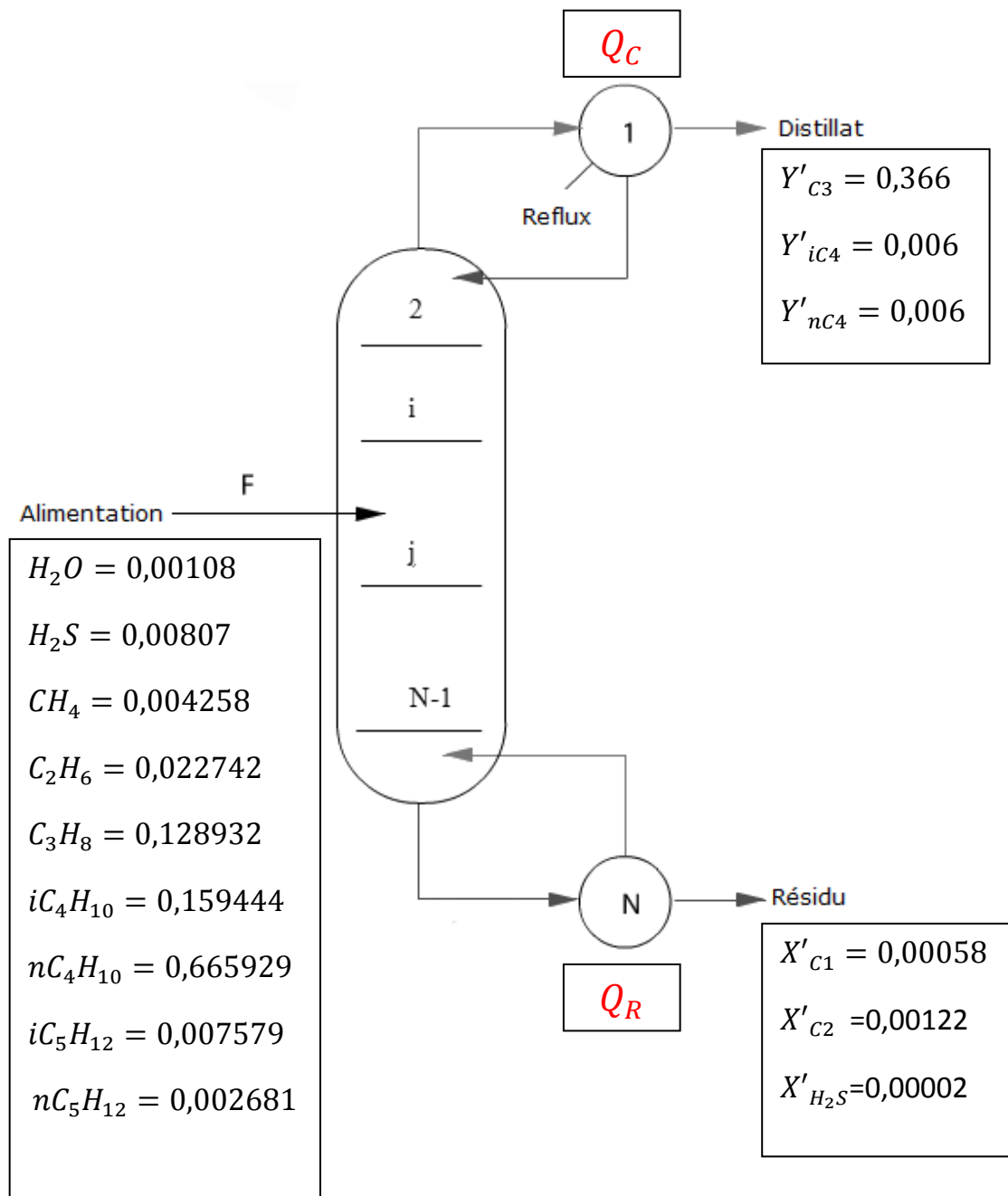


Figure III.1 : Schéma simplifié de la colonne

III.2 Calcul de spécification des deux courants distillat (D) et Résidu(R)

- Le constituant clé léger est CH₄.
- Le constituant clé lourd est C₃H₈.

L'analyse des deux courants montre qu'il reste neuf titres à déterminer (**9 inconnues**) pour une spécification totale des deux courants.

Les neuf équations nécessaires sont obtenues en écrivant les bilans macroscopiques des constituants :

L. $X'_{LH2O}=D \cdot Y'_{H2O}+ R \cdot X'_{sH2O}$	1
L. $X'_{LH2S}=D \cdot Y'_{H2S}+ R \cdot X'_{sH2S}$	2
L. $X'_{LC1}=D \cdot Y'_{C1}+ R \cdot X'_{sC1}$	3
L. $X'_{LC2}=D \cdot Y'_{C2}+ R \cdot X'_{sC2}$	4
L. $X'_{LC3}=D \cdot Y'_{C3}+ R \cdot X'_{sC3}$	5 (III.3)
L. $X'_{LiC4}=D \cdot Y'_{iC4}+ R \cdot X'_{siC4}$	6
L. $X'_{LnC4}=D \cdot Y'_{nC4}+ R \cdot X'_{snC4}$	7
L. $X'_{LiC5}=D \cdot Y'_{iC5}+ R \cdot X'_{siC5}$	8
L. $X'_{LnC5}=D \cdot Y'_{nC5}+ R \cdot X'_{snC5}$	9

Les deux constituants H₂O et H₂S tant présents en trace dans l'alimentation, le système se réduit à :

6,3366 =D .Y'_{C1}+ 0.....	3
18,0496 =D .Y'_{C2}+ R*0,00122.....	4
69,7734 =D*0,366+ R. X'_{sC3}	5
65,4590 =D*0,006+ R. X'_{siC4}	6
273,3854 =D*0,006+ R. X'_{snC4}	7
2,5046 =0+ R. X'_{siC5}	8
0,8850 =0+ R. X'_{snC5}	9

En procédant par substitution, on arrive à résoudre progressivement le système d'équation (III.3). Les résultats de la résolution sont regroupés dans les tableaux III.4 et III.4 bis.

Tableau III.4 : Résultats de la résolution (en titre molaire et débit molaire)

Constituants	$D' = 50,64347Kmol/h$		$R' = 391,5856Kmol/h$	
	X'_i	D'_i	X'_i	R'_i
H_2O	0	0	0	0
H_2S	0,115	5,8240	0,00002	0,0082
CH_4	0,136	6,8875	0,00058	0,2273
C_2H_6	0,375	18,9913	0,00122	0,4779
C_3H_8	0,366	18,3555	0,1331	52,1556
iC_4H_{10}	0,006	0,3039	0,164979	64,6478
nC_4H_{10}	0,006	0,3039	0,691401	270,9294
iC_5H_{12}	0	0	0,006345	2,4863
nC_5H_{12}	0	0	0,002245	0,8797
Total	1,004	50,6661	0,999	391,5853

Tableau III.4 bis : Résultats de la résolution (en titre massique et débits massiques)

Constituants	Distillat		Résidu	
	X_i	D	X_i	R
H_2O	0	0	0	0
H_2S	0,1139	197,3228	0,0004	9,4609
CH_4	0,06349	109,9914	0,00012	2,6411
C_2H_6	0,3287	559,3468	0,0007	14,3273
C_3H_8	0,4715	816,8365	0,1042	2293,279
iC_4H_{10}	0,0103	17,8439	0,1702	3746,988
nC_4H_{10}	0,0103	17,8439	0,7135	15703,06
iC_5H_{12}	0	0	0,0081	178,8935
nC_5H_{12}	0	0	0,0029	63,2964
Total	0,99819	1719,2853Kg/h	1,00005	22009,19Kg/h

III.3 Dimensionnement

- Pour les mélanges complexes, résolution des équations de bilans matières, bilans enthalpiques et d'équilibres thermodynamiques de tous les étages est nécessaire.
- Des logiciels comme UniSim ou Aspen permettent de résoudre ces problèmes (résolution exacte mais complexe).
- Solution approximative avec la méthode de **Fenske-Underwood-Gilliland** (FUG) permettant de faire **une conception préliminaire d'une colonne à distiller**.

Pour cette méthode il faut au premier lieu choisi la pression et la température opératoire de la colonne.

III.3.1 Choix de la pression d'opération de la colonne

On a la pression de l'alimentation de la colonne $P_L=31,39$ bar.

Pour estimer la pression au sommet et au fond de la colonne en rajoute une perte de charge de $0,34$ bars.

III.3.1.1 La pression au sommet de la colonne

La pression au sommet de la colonne perdre une perte de charge ; donc elle est estimée comme suit :

$$P_S = P_L - \Delta P_1 \quad (III.3)$$

Où $\Delta P_1 = [0,1 \div 0,3]$.

On prend $\Delta P_1 = 0,2$ bar. Alors $P_S = 31,39 - 0,2 = 31,19$ bars.

III.3.1.2 La pression au fond de la colonne

La pression au fond de la colonne acquérir une perte de charge ; donc elle est estimée comme suit :

$$P_F = P_L + \Delta P_2 \quad (III.4)$$

Où $\Delta P_2 = [0,2 \div 0,4]$.

On prend $\Delta P_2 = 0,3$ bar. Alors $P_F = 31,39 + 0,3 = 31,69$ bars.

III.3.2 Régime de la température dans la colonne

Le profil de la température varie dans la colonne du fond à la tête avec la variation de la pression ; pour cela une vérification est nécessaire.

III.3.2.1 Vérification de la température au sommet de la colonne

Pour la vérification de la température au sommet de la colonne on utilise l'équation de

l'isotherme de la phase vapeur au sommet de la colonne : $\sum \frac{Y'_{Di}}{K_i} = 1$

Chapitre III Calcul de dimensionnement de la colonne

Connaissant la pression $P_s = 39,19 \text{ bars}$, on propose une température T_1 . A l'aide du monogramme de **Scheibel et Jenny** (annexe ?), on détermine les volatilités K_i et on calcul le terme $\sum \frac{Y'_{Di}}{K_i}$. On continue l'opération jusqu'à ce qu'on obtienne l'égalité $\sum \frac{Y'_{Di}}{K_i} = 1$.

Pour une température $T_1 = 45^\circ\text{C}$ on trouve $\sum \frac{Y'_{Di}}{K_i} = 1,0338$

Pour une température $T_2 = 65^\circ\text{C}$ on trouve $\sum \frac{Y'_{Di}}{K_i} = 0,8991$

Pour une température $T_3 = 56^\circ\text{C}$ on trouve $\sum \frac{Y'_{Di}}{K_i} = 0,9984$

Les résultats de la troisième opération sont regroupés dans le tableau III.5 :

Tableau III 5: lectures effectuées à partir du Monogramme de Scheibel et Jenny

Constituants	Y'_{Di}	K_i à 31,19 bars et à 56°C	$\frac{Y'_{Di}}{K_i}$
CH_4	0,136	7,5	0,018
C_2H_6	0,375	2	0,1875
C_3H_8	0,366	0,81	0,4519
iC_4H_{10}	0,006	0,42	0,0143
nC_4H_{10}	0,006	0,34	0,0176
Total	0,889		0,9984

L'équation de l'isotherme de la phase vapeur au sommet de la colonne est vérifiée à $T = 56^\circ\text{C}$.

On conclue que la température au sommet de la colonne est : $T_s = 56^\circ\text{C}$.

III.3.2.2 Vérification de la température au fond de la colonne

On procède de la même façon mais en utilisant l'équation de l'isotherme de la phase liquide au fond de la colonne : $\sum K_i X'_{Ri} = 1$.

La pression au fond de la colonne étant $P_F = 31,69 \text{ bars}$

Pour une température $T_1 = 120^\circ\text{C}$ on trouve $\sum K_i X'_{Ri} = 0,8333$

Pour une température $T_2 = 130^\circ\text{C}$ on trouve $\sum K_i X'_{Ri} = 1,1071$

Pour une température $T_3 = 126^\circ\text{C}$ on trouve $\sum K_i X'_{Ri} = 1,010$

Les résultats de la dernière opération sont regroupés dans le tableau III.6

Tableau III 6: lectures effectuées à partir du Monogramme de Scheibel et Jenny

Constituants	X'_{Ri}	K_i 31,69 bars et à 126°C	$K_i X'_{Ri}$
C_2H_6	0,0012	4,2	0,0050
C_3H_8	0,1331	1,95	0,2595
iC_4H_{10}	0,1650	1,15	0,1898
nC_4H_{10}	0,6914	1	0,6914
iC_5H_{12}	0,0063	0,58	0,0037
nC_5H_{12}	0,0022	0,52	0,0011
Total	0,9993		1,010

L'équation de l'isotherme de la phase liquide au fond de la colonne est vérifiée à $T = 126^\circ\text{C}$.

On conclue que la température au fond de la colonne est : $T_F = 126^\circ\text{C}$.

III.3.3 Détermination du nombre de plateaux théoriques. Méthode de F.U.G

III.3.3.1 Détermination de N_{min}

Le nombre minimum de plateaux est une information importante dans la séparation d'un mélange complexe. Ce nombre minimum correspond au fonctionnement de la colonne à reflux total. Il est obtenu en appliquant l'équation de Fenske, établie à l'origine pour la distillation des mélanges binaires.

Dans le cas des mélanges complexes (plusieurs constituants), il est nécessaire de choisir deux constituants clés (clé légère et clé lourde) pour pouvoir utiliser cette équation, qui prend la forme [1] :

$$N_{min} = \frac{\log \left[\frac{Y'_{LK,D} \cdot X'_{HK,R}}{X'_{LK,R} \cdot Y'_{HK,D}} \right]}{\log \alpha_{LK,HK}} \quad (III.5)$$

Avec :

$Y'_{LK,D}$ et $X'_{LK,R}$: les titres molaires de la clé légère respectivement dans le distillat et le résidu.

$Y'_{HK,D}$ et $X'_{HK,R}$: les titres molaires de la clé lourde respectivement dans le distillat et le résidu.

$\alpha_{LK,HK}$: volatilité relative des deux clés $\left(\frac{K_{LK}}{K_{HK}} \right)$.

Dans le cas de notre problème, les clés légère et lourde sont respectivement C_1 et C_3

Estimation de la volatilité relative moyenne $\bar{\alpha}_{LK,HK}$

La volatilité K_i change avec la température ; de même pour la volatilité relative. Par conséquent, on est amené à considérer une volatilité moyenne. Cette moyenne peut être estimée de différentes façons :

- Valeur de la volatilité à la température moyenne : $T_{moy} = \frac{T_{tête} + T_{pied}}{2}$
- Volatilité a la température d'alimentation.
- Moyenne arithmétique : $\bar{\alpha} = \frac{\alpha_{tête} + \alpha_{pied}}{2}$
- Moyennes géométriques de la volatilité :

$$- \bar{\alpha}_{géom.} = (\alpha_{tête} \cdot \alpha_{pied})^{\frac{1}{2}}$$

$$- \bar{\alpha}_{géom.} = (\alpha_{tête} \cdot \alpha_{alim.} \cdot \alpha_{pied})^{\frac{1}{3}}$$

Nous avons utilisé la moyenne géométrique dans le calcul de N_{min} . Les résultats des calculs sont regroupés dans le tableau III. 7.

Tableau III. 7: calcul de la volatilité relative moyenne

volatilité	$T_{tête} = 56^{\circ}\text{C}$	$T_{pied} = 126^{\circ}\text{C}$
K_{C_1}	7,5	1,9
K_{C_3}	0,81	1,95
α	9,26	$\frac{1,9}{1,95} = 0,974$

$$\bar{\alpha}_{géom.} = (9,26 \cdot 0,974)^{\frac{1}{2}} = 3,003$$

$$N_{min} = \frac{\log \left[\frac{Y'_{LK,D} \cdot X'_{HK,R}}{X'_{LK,R} \cdot Y'_{HK,D}} \right]}{\log \alpha_{moy}} = 6,1371$$

III.3.3.2 Détermination de R_{min}

Le taux de reflux minimum correspond au cas limite d'une colonne ayant un nombre infini de plateaux. Sa détermination pour les mélanges complexes résulte de la résolution d'un ensemble d'équation caractérisant des bilans matières, les relations d'équilibre et l'état thermodynamique de l'alimentation. Cependant, on préfère souvent utiliser les deux relations établies par Underwood [1], en raison de leur simplicité :

$$\sum_i^n \frac{\alpha_{i,HK} \cdot x'_{iL}}{\alpha_{i,HK} - \theta} = 1 - q \quad (\text{III.6}) \quad 1 < \theta < \bar{\alpha}_{LK,HK}$$

$$\sum_i^n \frac{\alpha_{i,HK} \cdot x'_{iD}}{\alpha_{i,HK} - \theta} = R_{min} + 1 \quad (\text{III.7})$$

Avec :

$\alpha_{i,HK} = \frac{K_i}{K_{HK}}$ estimée à la température moyenne de la colonne.

$q = \frac{H_V - H_A}{H_V - H_L}$: paramètre caractérisant l'état thermodynamique de l'alimentation. Ses valeurs

sont résumées dans le tableau III.8.

θ paramètre à déterminer, à partir de l'équation (III.6), par approximations successives.

Tableau III.8 : les valeurs du paramètre q

état thermodynamique de l'alimentation	valeur du paramètre q
liquide en ébullition	1
vapeur saturante	0
liquide sous-refroidi	$1 + \frac{C_{Pl}(T_{éb.} - T_A)}{\Delta H_{vap.}}$
vapeur surchauffée	$\frac{C_{Pl}(T_r - T_A)}{\Delta H_{vap.}}$

Lorsque la valeur du paramètre θ est déterminée, on utilise l'équation (III.7) pour calculer la valeur du taux de reflux minimum.

Dans le présent travail, nous traitons deux états thermodynamiques de l'alimentation :

1^{er} cas : la charge à traiter est introduite dans la colonne sous forme de liquide saturé (porté à sa température d'ébullition, [$q = 1$]).

L'estimation des volatilités relatives $\alpha_{i,HK}$ à la température moyenne de la colonne est donnée dans le tableau III.9.

Tableau III.9 : volatilités relatives $\alpha_{i,HK}$ à la température moyenne ($T_{moy} = 91 \text{ °C}$)

constituant	K_i à (T_{moy})	$\alpha_{i,HK}$ $\left(\frac{K_i}{K_{HK}}\right)$	$X'_{i,L}$
C_1	9	7,2	0.01432
C_2	2,7	2,16	0.04079
C_3	1,25	1	0.15768
$i - C_4$	0,7	0,56	0.14793
$n - C_4$	0,516	0,4128	0.61782
$i - C_5$	0,32	0,256	0.00566
$n - C_5$	0,26	0,208	0.00200

Les itérations de la résolution par approximations successives sont regroupées dans le tableau III.10.

Tableau III.10 : résultats des itérations

$1 < \theta < 3,003$	$\sum_i^7 \frac{\alpha_{i,HK} \cdot X'_{i,L}}{\alpha_{i,HK} - \theta}$
1,51	-47663
1,98	0,126186
2,99	-0,29463
2,099	1,155021
2,0938	1,00021

La valeur du paramètre θ qui vérifie l'équation (III.6) est donc : $\theta = 2,0938$

Chapitre III Calcul de dimensionnement de la colonne

Les résultats nécessaires à l'application de l'équation (III.7) pour le calcul de R_{min} sont regroupés dans le tableau III.11.

Tableau III.11 : calcul de R_{min}

constituant	$X'_{i,D}$	$\alpha_{i,HK}$	$\frac{\alpha_{i,HK} \cdot X'_{i,D}}{\alpha_{i,HK} - \theta}$
C_1	0,136	7,2	0,191767
C_2	0,375	2,16	12,23565
C_3	0,366	1	-0,33461
$i - C_4$	0,006	0,56	-0,00219
$n - C_4$	0,006	0,4128	-0,00147
$i - C_5$	0	0,256	0
$n - C_5$	0	0,208	0
	$\sum_i^7 \frac{\alpha_{i,HK} \cdot X'_{i,D}}{\alpha_{i,HK} - \theta} = 12,08914$		

$$R_{min} = \sum_i^7 \frac{\alpha_{i,HK} \cdot X'_{i,D}}{\alpha_{i,HK} - \theta} - 1 = 11,08914$$

Chapitre III Calcul de dimensionnement de la colonne

2^{ème} cas : la charge à traiter est introduite dans la colonne sous forme de vapeur saturée, [$q = 0$].

Les résultats obtenus pour ce second cas sont regroupés dans les tableaux III.10 bis et III.11 bis

Tableaux III.10 bis : résultats des itérations

$1 < \theta < 3,003$	$\sum_i^7 \frac{\alpha_{i,HK} \cdot X'_{i,L}}{\alpha_{i,HK} - \theta}$
1,98	0,12618
2,93	-0,30894
3,001	-0,29216
1,465	-0,5298
1,9284	0,00022

La valeur du paramètre θ qui vérifie l'équation (III.6) est donc : $\theta = 1,9284$

Tableau III.11 bis : calcul de R_{min}

constituant	$X'_{i,D}$	$\alpha_{i,HK}$	$\frac{\alpha_{i,HK} \cdot X'_{i,D}}{\alpha_{i,HK} - \theta}$
C_1	0,136	7,2	0,18575
C_2	0,375	2,16	3,497409
C_3	0,366	1	-0,39423
$i - C_4$	0,006	0,56	-0,00246
$n - C_4$	0,006	0,4128	-0,00163
$i - C_5$	0	0,256	0
$n - C_5$	0	0,208	0
$\sum_i^7 \frac{\alpha_{i,HK} \cdot X'_{i,D}}{\alpha_{i,HK} - \theta} = 3,284843$			

$$R_{min} = \sum_i^7 \frac{\alpha_{i,HK} \cdot X'_{i,D}}{\alpha_{i,HK} - \theta} - 1 = 2,284843$$

III.3.3.3 Application du diagramme de Gilliland et de la corrélation d'Eduljee

La dernière étape consiste à calculer :

- le taux de reflux opératoire ($R_{opér.}$) à partir de la relation usuellement utilisée (provenant de l'analyse technico-économique) :

$$R_{opér.} = 1,3 R_{min} \quad (III.8)$$

- le nombre de plateaux (étages) théoriques N nécessaires en utilisant ou le diagramme de Gilliland ou la corrélation d'Eduljee.

- le nombre de plateaux (étages) réelle $N_{ré} = \frac{N}{\varepsilon}$

Avec ε : l'efficacité des plateaux à clapets = 0.61

L'ensemble des résultats de cette dernière étape est récapitulé dans le tableau III.12.

Tableau III.12 : récapitulation des résultats

état thermodynamique de l'alimentation	$R_{opér.}$	$X = \frac{R - R_{min}}{R + 1}$	$Y = 0,75 - 0,75 X^{0,5668}$	$N = \frac{Y + N_{min}}{1 - Y}$	$N_{ré} = \frac{N}{\varepsilon}$
Liquide saturé	14,42	0,2158	0,435514	11,64354	19
Vapeur saturée	2,97	0,172645	0,472872	12,53959	21

III.3.4 Détermination des dimensions de la colonne

III.3.4.1 Diamètre de la colonne

La dernière étape de conception de la colonne, une fois le nombre de plateaux réels déterminé, est le calcul du diamètre D de la colonne et sa hauteur H .

Calculer le diamètre de la colonne revient à calculer sa section Ω . La relation habituellement utilisée est l'expression du débit volumique traversant la section en question :

$$Q_v = \Omega \cdot \bar{u} \quad (III.9)$$

\bar{u} Représente la vitesse moyenne de l'écoulement à travers la section Ω . Dans le cas d'une colonne de distillation, cette vitesse \bar{u} ne doit pas dépasser une valeur limite pour éviter le phénomène d'engorgement en tête de colonne. Cette vitesse limite est appelée *vitesse*

Chapitre III Calcul de dimensionnement de la colonne

admissible des vapeurs $U_{adm.}$, que l'on estime grâce à une relation appelée formule de Souders et Brown :

$$U_{adm.} = 8,4710^{-5} C \left[\left(\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V} \right) \right]^{\frac{1}{2}} \quad (III.10)$$

Avec :

C : Coefficient qui dépend de la distance inter plateaux et de la tension superficielle du liquide. Dans le cas de notre colonne (distance inter plateaux $h_p = 600 \text{ mm}$) : $C = 56$. [2]

ρ_V : Masse volumique des vapeurs $\left(\frac{Q_m}{Q_v} \right)$

ρ_L : Masse volumique du liquide [$\rho_L^T = \rho_4^{20} - \alpha(T - 20)$]

$$\rho_4^{20} \text{ Est obtenue par la relation : } \frac{1}{\rho_4^{20}} = \sum_i \left(\frac{Y_D}{\rho_4^{20}} \right)_i$$

$$\alpha = 0,001828 - 0,00132\rho_4^{20}$$

En résumé, pour le calcul de $U_{adm.}$, il est nécessaire de calculer ρ_V et ρ_L . Les conditions choisies sont celles qui règnent en tête de colonne ($T_s = 56 \text{ }^\circ\text{C}$, $P_s = 31,19 \text{ bars}$), car c'est à cet endroit qu'il y a une charge importante de vapeur.

- **Calcul de ρ_V**

$$Q_m = V_n \times \bar{M} \quad V_n : \text{Débit molaire de la vapeur en tête (sommet) de colonne}$$

\bar{M} : Masse molaire moyenne de cette vapeur

$$Q_v = 22,4 \times Z \times V_n \times \frac{(T_s + 273)}{(273 \times P_s)} \quad [\text{Voir démonstration en annexe 2}]$$

Les détails de calcul de \bar{M} et Z (facteur de compressibilité) sont donnés dans l'annexe 2.

Les résultats de calculs de ρ_V pour les deux états thermodynamiques de l'alimentation sont regroupés dans le tableau III.13

Tableau III.13: Résultats de calcul de ρ_V

Etat thermodynamique	V_n (K mole/h)	\bar{M} (Kg/Kmole)	Q_m (Kg/h)	Z	Q_v (m^3/h)	$\rho_V = \frac{Q_m}{Q_v}$ ($\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$)
Liquide saturé	612,235	29.2694	17919,75	0,8	423,9104	42,2725
Vapeur saturée	166,356	29.2694	4869,14	0,8	115,1846	42,2725

Chapitre III Calcul de dimensionnement de la colonne

- **Calcul de ρ_L**

$$\rho_L^{56} = \rho_4^{20} - \alpha(56 - 20) \quad \rho_4^{20} = 456,163 \text{ Kg/m}^3. \quad \alpha = 0,0012259 \quad (\text{Voir détails annexe2})$$

Le résultat obtenu donne : $\rho_L^{56} = 412,030 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$ (pour les deux états thermodynamiques)

Enfin les résultats de calculs relatifs à $U_{adm.}$, Ω et D sont regroupés dans le tableau III.14

Tableau III.14 : Résultats de calcul de $U_{adm.}$, Ω et D

Etat thermodynamique	ρ_L ($\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$)	ρ_V ($\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$)	$U_{adm.}$ (m/s)	Q_v (m^3/h)	Ω (m^2)	D (m)
Liquide saturé	412,030	42,2725	0,0962	423,9104	1,224	1,2487
Vapeur saturée	412,030	42,2725	0,0962	115,1846	0,336	0,6509

III.3.4.2 calcul de la hauteur H de la colonne

La hauteur de la colonne est calculée à partir de l'espacement entre deux plateaux successifs h_p

et le nombre de plateaux réels $N_{réels}$ à l'aide de la relation :

$$H = (N_{réels} - 1) \cdot h_p + 2 \quad (\text{III.11})$$

L'espacement h_p détermine la remontée maximale admissible de liquide dans les déversoirs.

$$h_p = 0,45 \text{ m} \quad \text{Pour des colonnes de diamètre } D = 0,8 \div 2 \text{ m}$$

$$h_p = 0,60 \text{ m} \quad \text{Pour des colonnes de diamètre } D = 1,2 \div 6 \text{ m}$$

Le tableau III.15 Regroupe les résultats de calcul de H

Tableau III.15 : calcul de la hauteur de la colonne H

Etat thermodynamique	$N_{réels}$	H (m)
Liquide saturé	19	12,8
Vapeur saturée	21	11

III.3.5 Calcul et bilan enthalpiques

Le but est de calculer les charges thermiques mises en jeu au niveau du condenseur et au niveau du rebouilleur. A cet effet, On doit écrire les bilans thermiques dans ces deux appareils.

III.3.5.1 Bilan thermique au condenseur

$$V \cdot H_V - Q_C = L' \cdot h_D + D \cdot h_D \quad (III.12)$$

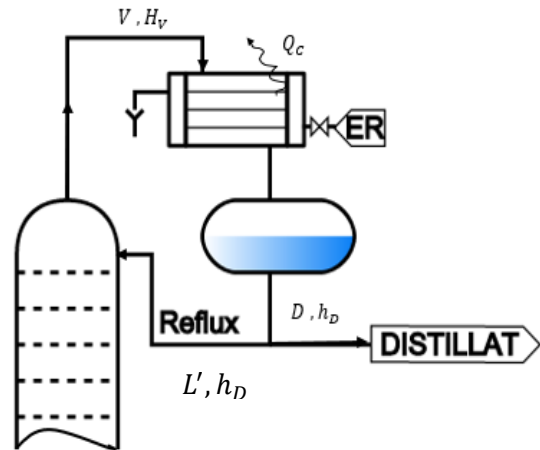
$$B.M \text{ Condenseur} : V = L' + D$$

$$(D + L') \cdot H_V - Q_C = L' \cdot h_D + D \cdot h_D$$

$$Q_C = D(H_V - h_D) + L'(H_V - h_D)$$

$$Q_C = (D + L')(H_V - h_D) \quad (III.13)$$

$$\text{Avec } L' = D * R_{f,opt} \quad (III.14)$$



(Pour le calcul détaillé voire annexe 2)

Tableau III 16: La puissance thermique récupérée par le condenseur

Etat thermodynamique	Q_C (Kcal/h)
Liquide saturé	1445345
Vapeur saturée	488700,3

III.3.5.2 Bilan thermique au rebouilleur

$$(L - R) \cdot h_R + Q_R = G_R \cdot H_R \quad (III.15)$$

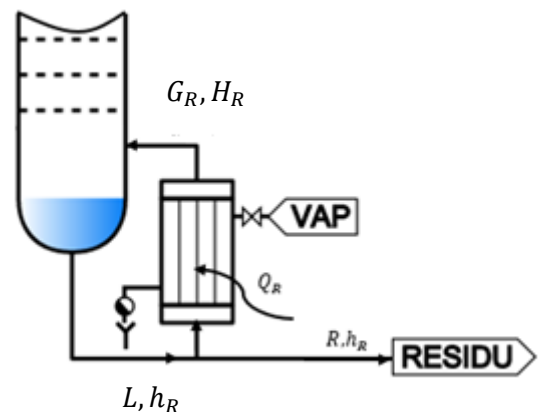
$$B.M \text{ Rebouilleur} : L - R = G_R \rightarrow L = R + G_R$$

$$G_R \cdot h_R + Q_R = G_R \cdot H_R$$

$$Q_R = G_R(H_R - h_R)$$

$$\text{Avec } G_R = R * R_{b,opt} \quad (III.16)$$

(Pour le calcul détaillé voire annexe 2)



Chapitre III Calcul de dimensionnement de la colonne

Tableau III 17: La puissance thermique fournie au rebouilleur

Etat thermodynamique	$R_{b,opt}$	R <i>Kmole/h</i>	H_R <i>Kcal/Kmole</i>	h_R <i>Kcal/Kmole</i>	Q_R <i>(Kcal/h)</i>
Liquide saturé	0,849823	391,5856	332,7784	102,8708	76508,2832
Vapeur saturée	0,973349	391,5856	357,6543	102,8708	91124,4143

Conclusion générale

Conclusion générale

D'abord, il est utile de préciser que le stage que nous avons effectué à la raffinerie d'Arzew nous a été très bénéfique surtout sur le plan pratique. Nous avons pu nous rendre compte sur le terrain de ce qu'est le quotidien d'un ingénieur de procédé dans une unité industrielle.

Nous nous sommes intéressés durant notre stage à la section de production de GPL. Le dééthaniseur dont le rôle est d'éliminer le C_1 et C_2 du GPL, présente le problème de présence de C_3 en tête de colonne.

Le dimensionnement du dééthaniseur, que nous nous sommes fixés comme objectif, nous a servi, dans notre travail, de support pour traiter un problème de distillation de mélanges complexes. A cet effet, nous avons été amenés à étudier et appliquer la méthode dite de Fenske-Underwood-Gilliland (F.U.G).

Nous avons choisi de traiter le cas d'une alimentation (charge) sous forme de liquide saturé puis sous forme de vapeur saturée pour voir l'influence de l'état thermodynamique de la charge. Les résultats montrent que cette influence est insignifiante concernant le nombre de plateaux théoriques nécessaires. Par contre, par rapport aux autres paramètres (D, H, Q_C et Q_R), les résultats sont sensiblement différents.

Enfin, il est important de mettre le point sur la nécessité de faire un calcul itératif pour l'ajustement de la température en tête et fond de colonne lorsqu'on utilise la méthode F.U.G.

Bibliographie

Bibliographies

[1]: Grandjean-bpa.com/distil/dist-chap6 (consulté le 03/07/2019).

[2]: [Réf: Rules of Thumb for Chemical Engineers: A Manual of Quick, Accurate Solutions ...

De Carl Branam]

1. **ALEXANDER ROGEY** : «Gaz naturel, production, traitement et transport».
Publication IFP, édition technique 1995.
2. **P- WUTHIER** : « Raffinage et génie chimie » (tome 1 et 2).
Edition technique 1972, Paris.
3. « Techniques de l'ingénieur » J23.20.
Edition du centre français du copyright mars 1992.
4. « Engineering DATA BOOK » (GPSA); Abaques ET diagrams.
Edition 1972, Tokyo.
5. **P. TRAMBOUZE** : « Matériels et équipements ».
Edition technique 1999, Paris.
6. **J. P WAUQUIER** : « Procédés de séparations » (tome 4)
Edition technique 1998, Paris.
7. Manuel opératoire – Service carburants zone 04 de la raffinerie d'ARZEW 2000.

Annexe 1

Diagramme de GILLIAND annexe

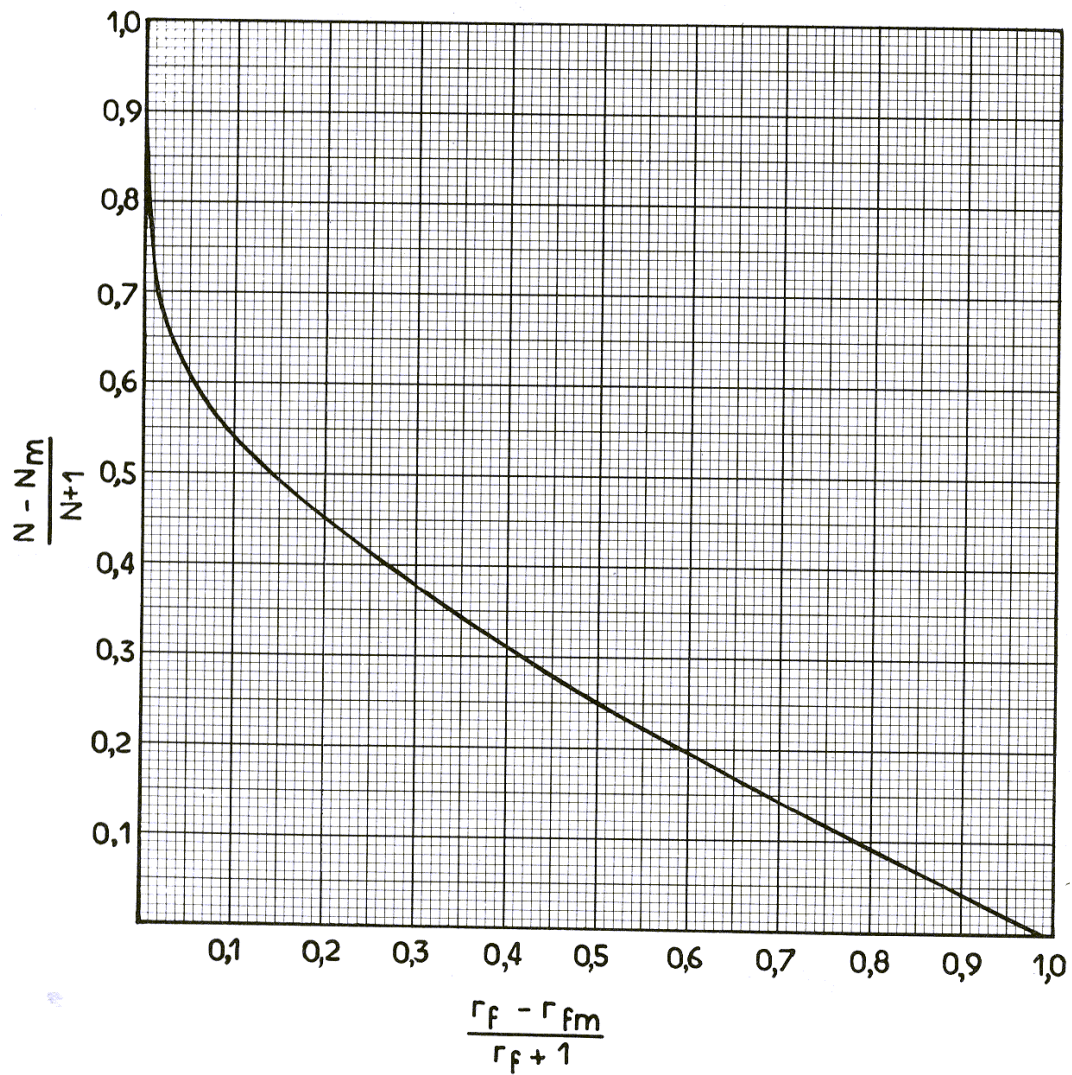
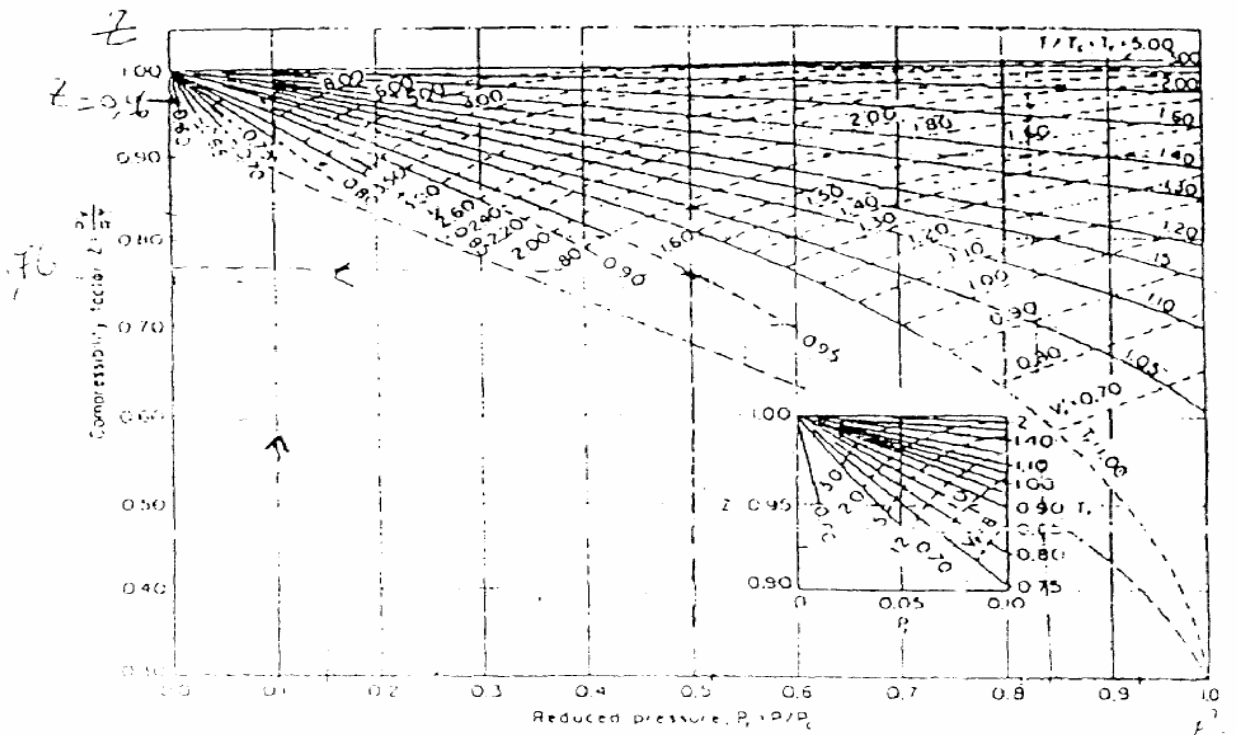


Fig. III.1.95. — Nombre d'étages théoriques N en fonction du taux de reflux r_f dans la distillation des mélanges complexes.



12a - Generalized compressibility charts

$$\frac{v}{v_r} = \frac{Z_r}{Z}$$

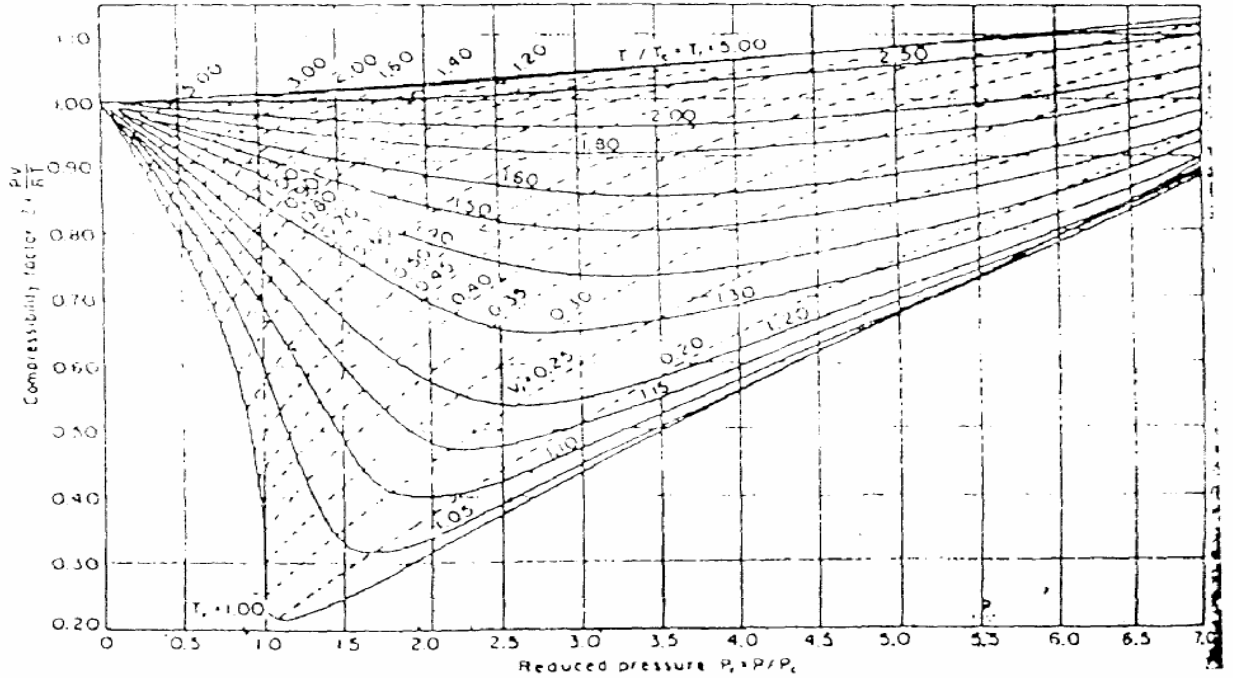


Figure VI- Détermination du coefficient de compressibilité Z .

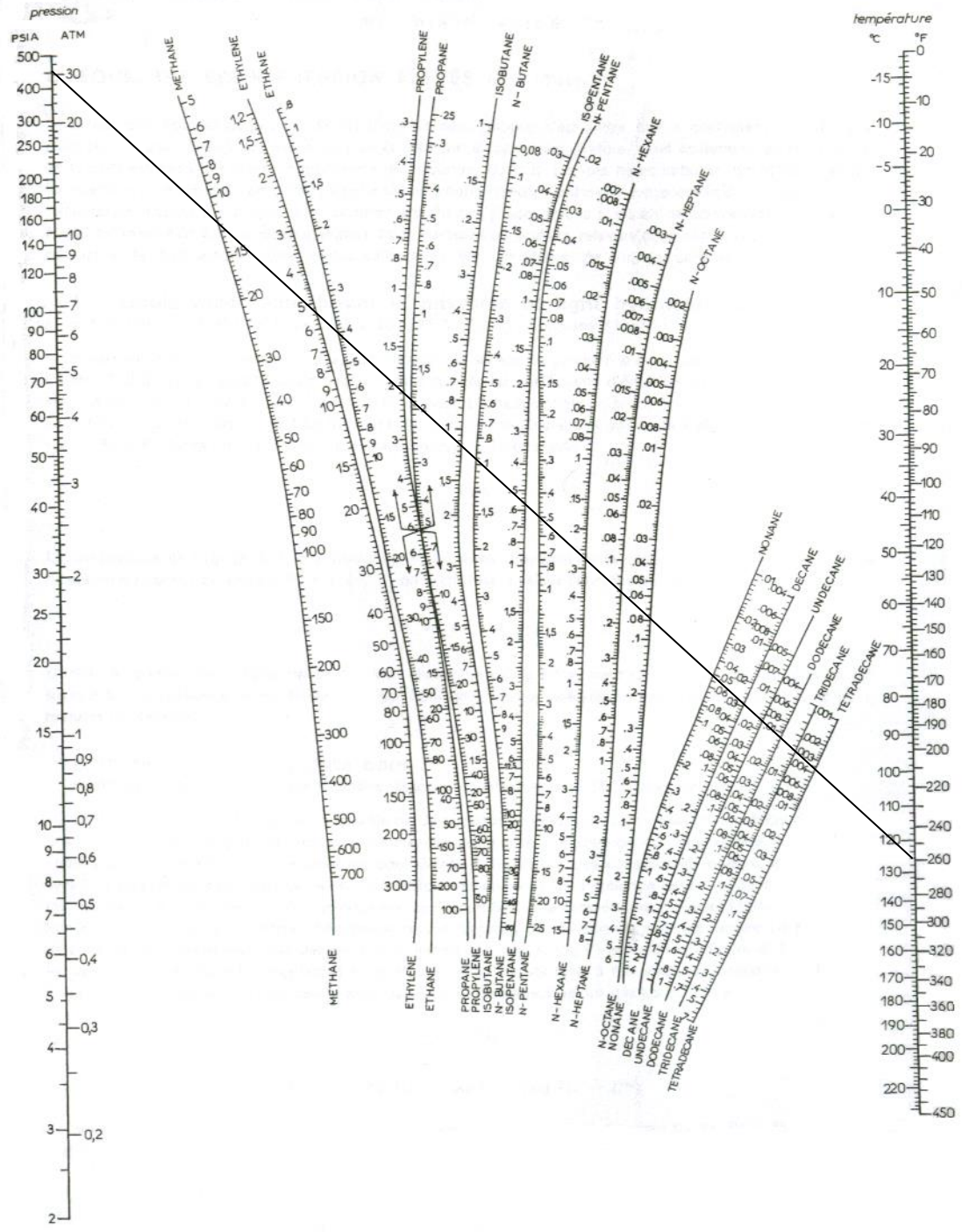
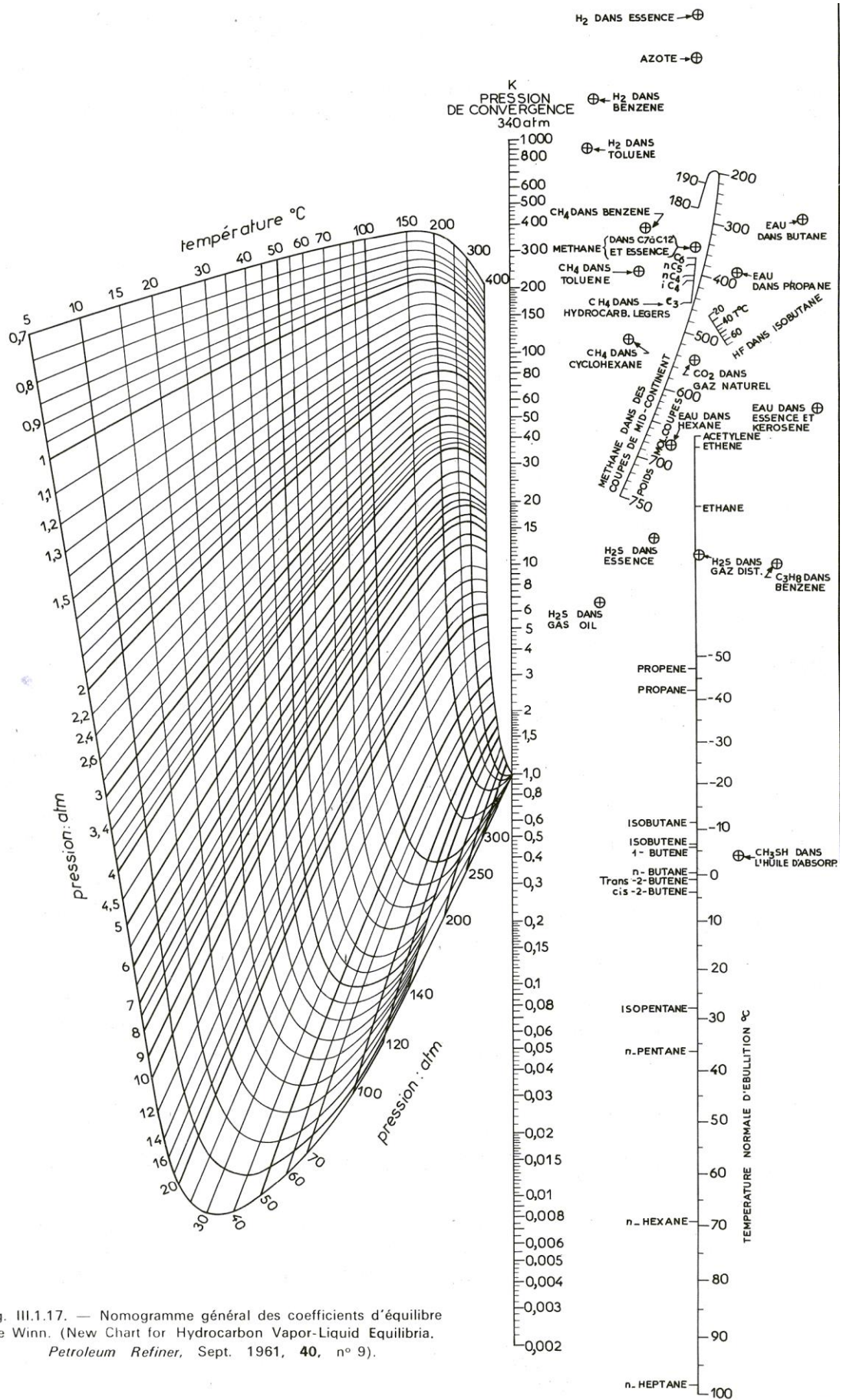
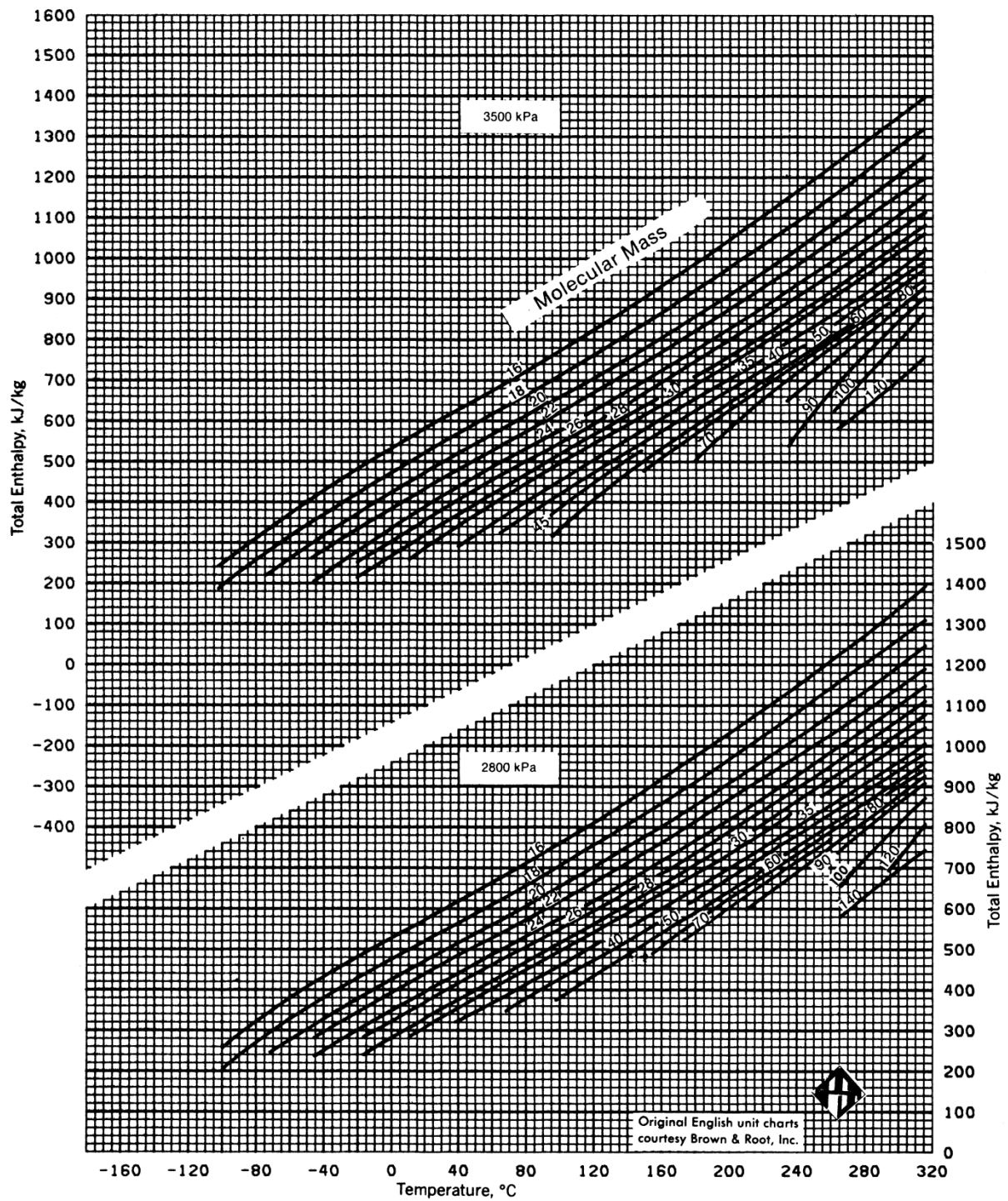


Figure-1- Coefficient d'équilibre des hydrocarbures (Sheibel & Jenny)





Graphe-1- enthalpie en fonction de température et pression

TABLEAU V.9.1
SEGMENTS CIRCULAIRES

θ	h/R	C/R	h/C	S/R ²	θ	h/R	C/R	h/C	S/R ²
1	0.000038	0.017453	0.002177	0.0000005	41	0.063328	0.700415	0.090415	0.0297629
2	.000151	.034905	.004326	.0000035	42	.066420	.716736	.092670	.0319538
3	.000343	.052354	.006552	.0000119	43	.069582	.733002	.094927	.0342465
4	.000609	.069799	.008725	.0000283	44	.072816	.749213	.097190	.0366432
5	.000952	.087239	.010913	.0000554	45	.076121	.765367	.099457	.0391456
6	.001371	.104672	.013098	.0000956	46	.079495	.781462	.101730	.0417558
7	.001865	.122097	.015275	.0001519	47	.082940	.797498	.104000	.0444755
8	.002436	.139513	.017461	.0002266	48	.086455	.813473	.106278	.0473066
9	.003083	.156918	.019647	.0003226	49	.090039	.829386	.108561	.0502508
10	.003805	.174311	.021829	.0004423	50	.093692	.845237	.110847	.0533100
11	.004604	.191692	.024018	.0005886	51	.097415	.861022	.113139	.0564859
12	.005479	.209057	.026207	.0007639	52	.101206	.876742	.115434	.0597801
13	.006428	.226406	.028391	.0009708	53	.105067	.892396	.117736	.0631944
14	.007454	.243739	.030582	.0012121	54	.108994	.907981	.120040	.0667303
15	.008555	.261052	.032771	.0014901	55	.112989	.923497	.122349	.0703895
16	.009732	.278346	.034963	.0018076	56	.117052	.938943	.124664	.0741733
17	.010984	.295619	.037156	.0021671	57	.121182	.954318	.126983	.0780835
18	.012312	.312867	.039352	.0025711	58	.125380	.969619	.129308	.0821214
19	.013714	.330095	.041547	.0030222	59	.129644	.984847	.131639	.0862884
20	.015192	.347296	.043744	.0035229	60	.133975	1.000000	.133975	.0905860
21	.016745	.364471	.045943	.0040756	61	.138371	1.01508	.136315	.0950155
22	.018373	.381618	.048145	.0046829	62	.142833	1.03008	.138662	.0995782
23	.020075	.398736	.050347	.0053473	63	.147360	1.04500	.141014	.1042754
24	.021852	.415823	.052551	.0060712	64	.151952	1.05984	.143373	.1091083
25	.023704	.432879	.054759	.0068570	65	.156609	1.07460	.145737	.1140780
26	.025630	.449902	.056968	.0077072	66	.161329	1.08928	.148106	.1191858
27	.027630	.466891	.059178	.0086242	67	.166114	1.10387	.150483	.1244328
28	.029704	.483844	.061392	.0096103	68	.170962	1.11839	.152864	.1298199
29	.031852	.500760	.063607	.0106679	69	.175874	1.13281	.155255	.1353483
30	.034074	.517638	.065826	.0117993	70	.180848	1.14715	.157650	.1410188
31	.036370	.534477	.068048	.0130069	71	.185885	1.16140	.160053	.1468325
32	.038738	.551275	.070270	.0142930	72	.190983	1.17557	.162460	.1527902
33	.041180	.568031	.072496	.0156598	73	.196143	1.18965	.164875	.1588927
34	.043695	.584743	.074725	.0171095	74	.201365	1.20363	.167298	.1651409
35	.046283	.601412	.076957	.0186444	75	.206647	1.21752	.169728	.1715355
36	.048944	.618034	.079193	.0202666	76	.211989	1.23132	.172164	.1780773
37	.051676	.634609	.081430	.0219784	77	.217392	1.24503	.174608	.1847666
38	.054481	.651136	.083671	.0237818	78	.222854	1.25864	.177059	.1916045
39	.057359	.667614	.085917	.0256790	79	.228375	1.27216	.179518	.1985914
40	.060307	.684040	.088163	.0276720	80	.233956	1.28558	.181985	.2057277

Annexe 2

1. Démonstration de Q_V

$V_s = Z \cdot V_s \cdot R \cdot T_s$ 1l'équation d'état au sommet de colonne.

$V_0 = Z \cdot V_0 \cdot R \cdot T_0$ 2l'équation d'état a les conditions TPN.

$\frac{1}{2}$ Donne

$$V = 22,4 \cdot Z \cdot V_n \cdot \frac{(TS + 273)}{(273 \cdot PS)}$$

2. Les détails de calcul de \bar{M} et Z

➤ Masse molaire moyenne de vapeur \bar{M}

constituants	masse moléculaire M_i	\bar{M}	
		Y'_{Di}	$Y'_{Di}M_i$
CH₄	16	0,1346	2,1536
C₂H₆	30	0,3713	11,1390
C₃H₈	44	0,3632	15,9808
i-C₄H₁₀	58	0,0060	0,3480
n-C₄H₁₀	58	0,0060	0,3480
i-C₅H₁₂	72	0	0
n-C₅H₁₂	72	0	0
Total		1	29.2694

➤ Facteur de compressibilité Z

Le facteur de compressibilité est déterminé d'après les paramètres critiques (température et pression).

Connaissant ces derniers, on calcule les paramètres réduits d'après les formules suivantes

Où :

$$Tr = \frac{TS}{TC}$$

$$TC = \sum Y'_{Di} \cdot TiC$$

$$Pr = \frac{PS}{PC}$$

$$PC = \sum Y'_{Di} P_{iC}$$

Tableau III 1 Les paramètres critiques

Constituants	Y'_{Di}	T_{iC} (k)	P_{iC} (bar)	$Y'_{Di} T_{iC}$	$Y'_{Di} P_{iC}$
CH4	0,136	190.6	45.8	25,922	6,229
C2H6	0,375	305.5	48,2	114,563	18,075
C3H8	0,366	370	42	135,420	15,372
i-C4H10	0,006	408.1	36	2,449	0,216
n-C4H10	0,006	425.2	37,5	2,551	0,225
Total	0,889			280,905	40,117

D'après le tableau, on a : $T_C = 280,905$ k.

$P_C = 40,117$ bar.

On obtient:

$$Tr = \frac{56+273}{280,905} \Rightarrow Tr = 1,172.$$

$$Pr = \frac{31,19}{40,117} \Rightarrow Pr = 0,7775.$$

D'après le diagramme on trouve que : $Z = 0,8$.

3. Calcul de ρ_L

La masse volumique d liquide à température t est donnée par l'équation suivante :

$$\rho^t = \rho_4^{20} - \alpha(t - 20) \rightarrow \rho_L^{56} = \rho_4^{20} - \alpha(56 - 20)$$

Où : ρ_4^{20} : la masse volumique à 20°C.

$$\alpha = 0,001828 - 0,00132\rho_4^{20}.$$

Avec : $\frac{1}{\rho_4^{20}} = \sum \left(\frac{Y_{Di}}{\rho_4^{20} i} \right)$

Y_{Di} : Fraction massique de l'élément «i».

Le calcul de ρ_{4i}^{20} est représenté dans le tableau suivant :

Tableau III 2: Les ρ_{4i}^{20} des constituants

Constituants	Y_{Di}	ρ_4^{20i}	$\frac{Y_{Di}}{\rho_4^{20i}}$
CH ₄	0,06349	192,79	$3,29 \cdot 10^{-4}$
C ₂ H ₆	0,3287	370,4	$8,87 \cdot 10^{-4}$
C ₃ H ₈	0,4715	501,8	$9,40 \cdot 10^{-4}$
i-C ₄ H ₁₀	0,0103	557,6	$0,184 \cdot 10^{-4}$
n-C ₄ H ₁₀	0,0103	579,08	$0,178 \cdot 10^{-4}$
Total	0,885		$21,922 \cdot 10^{-4}$

Donc :

$$\rho_4^{20} = \frac{1}{0,0021922} \Rightarrow \rho_4^{20} = 456,163 \text{ Kg/m}^3.$$

Alors :

$$\alpha = 0,001828 - 0,00132\rho_4^{20}.$$

$$\Rightarrow \alpha = 0,001828 - 0,00132(0,456163) \Rightarrow \alpha = 0,0012259$$

$$\rho_4^{56} = \rho_4^{20} - \alpha(56 - 20).$$

$$\Rightarrow \rho_4^{56} = 0,456163 - 0,0012259(56 - 20) \Rightarrow \rho_4^{56} = 0,4120306$$

4. Bilan thermique détaillé

L'établissement du bilan thermique de la colonne est nécessaire pour déterminer le débit de reflux liquide provenant du condenseur et les charges thermiques de rebouilleur et du condenseur.

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

$$Lh_L + Q_R = Dh_D + Rh_R + Q_C$$

Avec $h_L = e'_0 \cdot H_0 + (1 - e_0)h_0$

$$Q_R = G_R (H_R - h'_L) + R (h_R - h'_L)$$

$$Q_C = (D + L') (H_D - h_D)$$

A partir du bilan thermique de la colonne on a :

Avec : $L' = R_{f \text{ opt}} \cdot D$

$$G_R = R_{b \text{ opt}} \cdot R$$

Calcul des masses moléculaires moyennes :

-Pour la phase liquide : $M_m = \sum X'_{o,i} \cdot M_i$

-Pour la phase vapeur : $M_m = \sum Y'_{o,i} \cdot M_i$

Tableau III.1: Les masses moléculaires moyennes dans la zone flash

constituants	masse moléculaire M_i	Phase liquide		Phase vapeur	
		$X'_{o,i}$	$X'_{o,i} \cdot M_i$	$Y'_{o,i}$	$Y'_{o,i} \cdot M_i$
C_1	16	0,01335	0,2136	0,12015	1,9224
C_2	30	0,04028	1,2084	0,09667	2,9001
C_3	44	0,15569	6,85036	0,16347	7,19268
$i - C_4$	58	0,14736	8,54688	0,08549	4,95842
$n - C_4$	58	0,61479	35,65782	0,28289	16,40762
$i - C_5$	72	0,00562	0,40464	0,00129	0,09288
$n - C_5$	72	0,00198	0,14256	0,00039	0,02808
Total		0,979	53,02426	0,9897	33,50218

Tableau III.2: Les masses moléculaires moyennes dans le distillat et résidu

constituants	masse moléculaire M_i	Distillat «D»		Résidu «R»	
		$Y'_{D,i}$	$Y'_{D,i} \cdot M_i$	$X'_{R,i}$	$X'_{R,i} \cdot M_i$
C_1	16	0,136	2,176	0,00058	0,0928
C_2	30	0,375	11,25	0,0012	0,036
C_3	44	0,366	16,104	0,1331	5,8564
$i - C_4$	58	0,006	0,348	0,1650	9,57
$n - C_4$	58	0,006	0,348	0,6914	40,1012
$i - C_5$	72	0	0	0,0063	0,4536
$n - C_5$	72	0	0	0,0022	0,1584
Total		0,889	30,226	1,0017	56,1756

Les résultats de calcul sont représentés dans le tableau suivant :

Tableau III.3: Les masses moléculaires moyennes dans la zone d'épuisement

constituants	masse moléculaire M_i	Vapeur«G _R »		Liquide«g _L »	
		$Y'_{R,i}$	$Y'_{R,i} \cdot M_i$	$X'_{L,i}$	$X'_{L,i} \cdot M_i$
C_1	16	0	0	0	0
C_2	30	0,0029	0,0870	0,0029	0,6603
C_3	44	0,2541	11,1804	0,1869	8,2223
$i - C_4$	58	0,1631	9,4598	0,1644	9,5341
$n - C_4$	58	0,5765	33,4370	0,3860	22,3881
$i - C_5$	72	0,0027	0,1944	0,0047	0,3388
$n - C_5$	72	0,0008	0,0576	0,0016	0,1178
Total		1	54,4162	1	40,6614

Calcul des enthalpies moyennes :

-Les enthalpies des phases vapeurs sont déterminées par la formule suivante :

$$H = \sum X_i \cdot H_i$$

Où : H : l'enthalpie de la phase vapeur.

H_i : l'enthalpie de constituant « i ».

Les H_i sont déterminées d'après le graphe-1- (voire annexe) à la température t et pression p

-Les enthalpies des liquides (g_0, g_x, R, g_L) sont calculées d'après la formule suivante :

$$h_L^t = \frac{(0,403 t + 0,000405 t^2)}{\sqrt{\rho_{15}^{15}}}$$

Les enthalpies des différents courants sont représentées dans le tableau ci-dessous :

Tableau III.4: Les enthalpies des différents effluents

Flux	M_{moy}	$T \text{ } ^\circ\text{C}$	$P \text{ bars}$	Enthalpies des phases	
				$Kcal/kg$	$Kcal/kmole$
Phase liquide de la charge «H_0»	53,4668	75	31,39	44,5452	2381,6932
Distillat liquide «h_0»	29,2694	32	31,19	23,4824	703,7540
Distillat vapeur «H_D»	29,9694	56	31,19	86,1244	2581,0967
Résidu «h_R»	56,315	126	31,69	5793,1699	102,8708
Liquide «g_i»	40,6614	126	31,69	65,7486	3702,6341

L'enthalpie de la charge est calculée d'après la formule suivante:

$$h_L = e'_0 \cdot H_0 + (1 - e_0)h_0$$

Où : 5793,1699

H_0 : Enthalpie de la phase vapeur « G_0 » en Kcal/Kmole

h_0 : Enthalpie de la phase liquide « g_0 » en Kcal/Kmole

Tableau III.5: L'enthalpie de la charge

	$e'_0 = 0$	$e'_0 = 1$
h_L en Kcal/kmole	$h_L = e'_0 \cdot H_0 + (1 - e_0)h_0$ $h_L = h_0 = 703,7540$	$h_L = e'_0 \cdot H_0 + (1 - e_0)h_0$ $h_L = H_0 = 2581,0967$

Charges thermiques du condenseur et du rebouilleur :

La charge thermique du condenseur est:

$$V \cdot H_V - Q_C = L' \cdot h_D + D \cdot h_D$$

B.M Condenseur : $V = L' + D$

$$(D + L') \cdot H_V - Q_C = L' \cdot h_D + D \cdot h_D$$

$$Q_C = D(H_V - h_D) + L'(H_V - h_D)$$

$$Q_C = (D + L')(H_V - h_D)$$

Avec $L' = D * R_{f,opt}$

Tableau III.6: La puissance thermique récupérée par le condenseur

Etat thermodynamique	Q_C
Liquide saturé	1445345
Vapeur saturée	488700,3

La charge thermique du rebouilleur :

$$(L - R) \cdot h_R + Q_R = G_R \cdot H_R$$

B.M Rebouilleur : $L - R = G_R \rightarrow L = R + G_R$

$$G_R \cdot h_R + Q_R = G_R \cdot H_R$$

$$Q_R = G_R(H_R - h_R)$$

Avec $G_R = R * R_{b,opt}$

Détermination de $R_{b,min}$

$$-R_{b,min} = \theta \cdot \sum_i^7 \frac{\alpha_{i,HK} \cdot X'_{i,D}}{\alpha_{i,HK} - \theta}$$

1^{er} cas : la charge à traiter est introduite dans la colonne sous forme de liquide saturé (porté à sa température d'ébullition, [$q = 1$]).

Les résultats nécessaires à l'application de l'équation pour le calcul de $R_{b,min}$ sont regroupés dans le tableau suivant

Tableau III.7 : calcul de $R_{b,min}$

constituant	$X'_{i,R}$	$\alpha_{i,HK}$	$\frac{\alpha_{i,HK} \cdot X'_{i,R}}{\alpha_{i,HK} - \theta}$
C_1	0,00058	7,2	0,000818
C_2	0,00122	2,16	0,039807
C_3	0,1331	1	-0,12169
$i - C_4$	0,164979	0,56	-0,06023
$n - C_4$	0,691401	0,4128	-0,16979
$i - C_5$	0,006345	0,256	-0,00088
$n - C_5$	0,002245	0,208	-0,00025
	$\sum_i^7 \frac{\alpha_{i,HK} \cdot X'_{i,R}}{\alpha_{i,HK} - \theta} = -0.31221$		

$$-R_{b,min} = \theta \cdot \sum_i^7 \frac{\alpha_{i,HK} \cdot X'_{i,D}}{\alpha_{i,HK} - \theta} = 0,65371$$

2^{ème} cas : la charge à traiter est introduite dans la colonne sous forme de vapeur saturée, [$q = 0$].

Les résultats nécessaires à l'application de l'équation pour le calcul de $R_{b,min}$ sont regroupés dans le tableau suivant

Tableau III.8: calcul de $R_{b,min}$

constituant	$X'_{i,R}$	$\alpha_{i,HK}$	$\frac{\alpha_{i,HK} \cdot X'_{i,R}}{\alpha_{i,HK} - \theta}$
C_1	0,00058	7,2	0,000792
C_2	0,00122	2,16	0,011378
C_3	0,1331	1	-0,14336
$i - C_4$	0,164979	0,56	-0,06751
$n - C_4$	0,691401	0,4128	-0,18832
$i - C_5$	0,006345	0,256	-0,00097
$n - C_5$	0,002245	0,208	-0,00027
	$\sum_i^7 \frac{\alpha_{i,HK} \cdot X'_{i,R}}{\alpha_{i,HK} - \theta} = -0,38826$		

$$-R_{b,min} = \theta \cdot \sum_i^7 \frac{\alpha_{i,HK} \cdot X'_{i,D}}{\alpha_{i,HK} - \theta} = 0,74873$$

Tableau III.9 : calcul de $R_{b,opt}$

	$q = 1$	$q = 0$
$R_{b,opt} = 1,3 \cdot R_{b,min}$	0,849823	0,973349

Tableau III 10: La puissance thermique fournie au rebouilleur

Etat thermodynamique	$R_{b,opt}$	R <i>Kmole/h</i>	H_R <i>Kcal/Kmole</i>	h_R <i>Kcal/Kmole</i>	Q_R
Liquide saturé	0,849823	391,5856	332,7784	102,8708	76508,2832
Vapeur saturée	0,973349	391,5856	357,6543	102,8708	91124,4143