



**Université Kasdi Merbah Ouargla**

Faculté des sciences et sciences de l'ingénieur

Département de Génie des Procédés



**Mémoire de fin d'études**

**En vue de l'obtention du diplôme d'Ingénieur d'état**

**Spécialité : Génie des Procédés**

**Option : Raffinage**

**Présenté par :**

**Bendahou Abdallah**

**Reggani Elhassan**

**Thème**

**Optimisation des paramètres de fonctionnement de  
la section Splitre GPL  
Hamra /H.M.D**

**Soutenu publiquement le 20/06/2009 à 10:00h devant le jury :**

**Mennouche Djamal**

**U.K.M.O**

**Président**

**Saïdat Mustapha**

**U.K.M.O**

**Examineur**

**Kateb Lamia**

**U.K.M.O**

**Examineur**

**Sellami Med Hassen**

**U.K.M.O**

**Rapporteur**

**Année universitaire: 2008/2009**



**Université Kasdi Merbah Ouargla**

Faculté des sciences et sciences de l'ingénieur

Département de Génie des Procédés



**Mémoire de fin d'études**

**En vue de l'obtention du diplôme d'Ingénieur d'état**

**Spécialité : Génie des Procédés**

**Option : Raffinage**

**Présenté par :**

Bendahou Abdallah

Reggani Elhassan

**Thème**

**Optimisation des paramètres de fonctionnement de  
la section Splitre GPL  
Hamra /H.M.D**

Soutenu publiquement le 20/06/2009 à 10:00h devant le jury :

**Mennouche Djamel**

**Saïdat Mustapha**

**Kateb Lamia**

**Sellami Med Hassen**

**U.K.M.O**

**U.K.M.O**

**U.K.M.O**

**U.K.M.O**

**Président**

**Examineur**

**Examineur**

**Rapporteur**

**Année universitaire: 2008/2009**

# بِسْمِ اللَّهِ الرَّحْمَنِ الرَّحِيمِ

## شكر و عرفان

قال تعالى: « وقل اعملوا فسيرى الله عملكم ورسوله والمؤمنون وستردون إلى عالم الغيب والشهادة فينبئكم بما كنتم تعملون »  
الحمد لله حمدا يوافي نعمه و صلى الله على سيدنا محمد طيب النفوس ودوائها وعافية الأبدان وشفانها ونور الأبصار وضيانها وعلى صاحبه ومن سار على دربه واهتدى بهديه إلى يوم الدين.

نحمد الله ونشكره لأنه منحنا الصبر والعزيمة على مواصلة طريقنا راجين من المولى الكريم أن يتقبل منا هذا العمل المتواضع و يبارك لنا فيه.

امتناننا وتشكراتنا إلى المشرف على التاثير الأستاذ سلامي محمد حسان على مجهوداته المبذولة من اجل تقديم الأحسن والأفضل وعلى إرشاداته وإفاداته القيمة لإتمام وإنجاح هذا العمل على أحسن وجه ، كما نتقدم بتشكراتنا الخالصة إلى كل من ساهم في وضع بصمته ولو بكلمة لانجاز هذا العمل.

كما لانسى إدارتي قسم هندسة الطرائق و قسم الميكانيك والإلكترونيك وإلى كل الأساتذة والطلبة الذين ساعدونا في انجاز هذا العمل وانجاحه راجين من المولى القدير أن يتقبل منا ومنهم.

# بِسْمِ اللَّهِ الرَّحْمَنِ الرَّحِيمِ

## الإهداء

اهدي هذا العمل المتواضع إلى حبيبي وقرّة عيني سيدي محمد صلى الله عليه وسلم إلى من حملتني في بطنها خلقاً من بعد خلق وربتني وأغدقت علي حبها وعطفها وروتني من فيض حنانها وسهرت الليالي من اجلي واهدت لي عافيتها أمي الغالية حفظها الله ورعاها وأطال في عمرها .والى من رباني وكابد المصاعب والمشاق من اجل توفير الأفضل والأحسن لي وحرص على تعليمي أبي العزيز حفظه الله ورعاه .والى من تقاسموا معي حلو الحياة ومرها إخواني وأخواتي أسعدهم الله وحفظهم . إلى كل العائلة والأقارب والى كتاكت العائلة مولاي علي - مولاي هاشم - مولاي اليزيد حفظهم الله

والى كل من يحمل لقب رقاني من قريب أو من بعيد

إلى كل الأصدقاء مولاي (هيبه-هاشم-عبد الملك-عباس-شريف-ناجم-عبد الله )

والأحباب جميعاً نصرهم الله

إلى كل من عرفتهم وكل من تمنى لي الخير

إلى كل زملاء الدراسة خاصة دفعة هندسة الطرائق 2009 وفقهم الله

رقاني الحسن

# بِسْمِ اللَّهِ الرَّحْمَنِ الرَّحِيمِ

## الإهداء

اهدي هذا العمل المتواضع إلى حبيبي وقرّة عيني سيدي محمد صلى الله عليه وسلم إلى من حملتني في بطنها خلقا من بعد خلق وربتني وأغدقت علي حبها وعطفها وروتني من فيض حنانها وسهرت الليالي من اجلي واهدت لي عافيتها أمي الغالية حفظها الله ورعاها وأطال في عمرها .والى من رباني وكابد المصاعب والمشاق من اجل توفير الأفضل والأحسن لي وحرص على تعليمي أبي العزيز حفظه الله ورعاه .والى من تقاسموا معي حلو الحياة ومررها إخواني وأخواتي أسعدهم الله وحفظهم . إلى كل العائلة والأقارب والى كتاكت العائلة عبد الرحمن - مبارك- يونس

الحسن عبد القدوس-أمينة-الاء-دعاء

حفظهم الله

والى كل من يحمل لقب بن دحو-صويلح -شامي-بوعنيني-رفاف- من قريب أو من بعيد

إلى كل الأصدقاء عبد العزيز- يونس والأحاب جميعا نصرهم الله

إلى كل من عرفتهم وكل من تمنى لي الخير

إلى كل زملاء الدراسة خاصة دفعة هندسة الطرائق 2009 وفقهم الله

عبد الله

**ملخص:**

خلال إنتاج غاز البترول المميع بوحدة حمرة/حاسي مسعود حيث أن هذه الوحدة تواجه مشكلة تكثيف بخار قمة عمود Spliter (المصمم في درجة حرارة 45 مئوية) بسبب ارتفاع درجة الحرارة الخارجية التي يمكن أن تتجاوز 50 درجة مئوية في فصل الصيف. هذا التكثيف يؤثر تأثيرا مباشرا على نوعية وكمية الغاز المميع المنتج. ويتناول هذا العمل : الحساب ، والتحقق من وسائط عمل عمود Spliter . النتائج التي وجدت : عدد الأطباق = 46 ، القطر = 2.3م ، الطول 36.66م التي تعد جد قريبة من نتائج التصميم والتي ستسمح بحل للمشكلة.

**RESUME**

Durant la production du GPL l'unité (HMRA/HMD) confronte un problème de condensation des vapeurs de tête du Spliter (dimensionné à 45°C) à cause de la température élevée et qui peut dépasser 50°C en cas été. Cette condensation influe directement sur la qualité et la quantité du GPL produit. Ce travail porte sur le calcul, l'optimisation et la vérification des paramètres de marche du Spliter.

Les résultats trouvés :

Nombre de plateaux = 46 , Diamètre = 2.3m , Hauteur H=36.66m sont très proche de ceux du design et permettent la résolution définitive du problème rencontré.

## Liste de figure

N : chapitre	Figure	Page
I-1	Production de gaz naturel en Algérie	07
II-1	Demande mondial du GPL	08
II-2	offre mondiale du GPL	09
II-3	offre prévisionnelle de GPL (en MT)	10
II-4	Schéma principales transformations du propane	15
II-5	Schéma principales transformations du butane	16
IV-1	Dessin schématique de la colonne à plateau avec les notations	24
V-1	Situation géographique	39
VI-1	Schéma unité de traitement	49
VI-2	Schéma de la section « Splitter GPL »	59
VI-3	Schéma système huile chaude	62

## Liste de Tableau

N : chapitre	Tableau	Page
I-1	Principaux pays producteurs du gaz en 1999	04
I-2	Consommation mondial en GN	05
V-1	Réserves	46
V-2	Capacité de production	46
VII-1	Comparaison de la charge de design et celle réel de la charge en pourcentage molaire	63
VII-2	Composition de la charge d'alimentation	65
VII-3	Composition et débits du distillat et du résidu	68
VII-5	constant d'équilibre du constituant dans le ballon de reflux	70
VII-6	constant d'équilibre du constituant au sommet de la colonne	71
VII-7	constant d'équilibre du constituant au fond de la colonne	72
VII-8	volatilité relative du constituant $i$ Pour La zone d'alimentation	73
VII-9	volatilité relative du constituant $i$ Pour La zone de rectification	74
VII-10	volatilité relative du constituant $i$ Pour La zone d'épuisement	74
VII-11	Le taux de vaporisation	75
VII-12	Paramètre conventionnel	76
VII-13	La masse moléculaire de chaque phase	82
VII-14	La masse moléculaire Pour le distillat et le résidu	83
VII-15	Les enthalpies des phases	85
VII-17	la température et la pression critiques moyennes du Distillat	86
VII-18	la hauteur et le diamètre de la colonne	88



## Nomenclature

Symbole	Sens
$Z$	facteur de compressibilité
$D$	diamètre de la colonne
$h_z$	hauteur de la zone de transfert de masse Z.M.T
$\Delta P$	perte de charge
$M_{GR}$	Débit de gaz de régénération
$X_i$	Concentration massique du constituant
$G_i$	Débit massique d'un constituant
$\sum G_i$	Le débit massique total de constituant (charge)
$G'_i$	Débit molaire du constituant $i$
$G_i$	Débit massique du constituant $i$
$Q_R$	charge thermique du rebouilleur en (Kcal/h)
$Q_C$	charge thermique du condenseur en (Kcal/h)
$h_L$	enthalpie de la charge biphasique en (Kcal/h)
$e'_0$	taux de vaporisation molaire de la charge
$H_0$	enthalpie de la phase vapeur de la charge en (Kcal/h)
$h_0$	enthalpie de la phase liquide de la charge en (Kcal/h)
$h_D$	enthalpie du distillat à l'état liquide en (Kcal/h)
$H_D$	enthalpie du distillat à l'état vapeur en (Kcal/h)
$h_R$	enthalpie du résidu en (Kcal/h)
$g_R$	débit de liquide alimentant le rebouilleur en (Kmol/h)

# Sommaire

<b>Introduction</b> .....	<b>01</b>
<b>Exposé de problème</b> .....	<b>02</b>
<b>Partie théorique</b>	
<b>Chapitre I : Le GAZ Dans le monde et en Algérie</b>	
I-1 Gaz naturel dans le monde .....	03
I-1-1 Réserves du gaz .....	03
I-1-2 Production mondiale du gaz naturel .....	03
I-1-3 Consommation mondiale en gaz naturel .....	04
I-2 Gaz naturel en Algérie .....	06
I-2-1 Développement de l'industrie du gaz naturel en Algérie .....	06
I-2-2 Richesse algérienne en gaz naturel .....	07
<b>Chapitre II : Les GPL dans le monde et en Algérie</b>	
II-1 Situation internationale de GPL et leur consommation .....	08
II-2 La production mondiale .....	08
II-3 Situation du GPL en Algérie .....	09
II-3-1 Industrie des GPL en Algérie .....	09
II-3-2 Offre nationale des GPL .....	09
II-4 GPL une énergie d'avenir .....	10
II-4-1 Introduction (sur les GPL) .....	10
II-4-2 Caractéristiques générales des GPL .....	11
II-4-3 Domaines d'utilisation des GPL .....	12
II-4-4 Domaines d'utilisation de propane et de butane .....	14
II-5 Caractéristiques et domaines de valorisation du condensât .....	17
II-5-1 Caractéristiques du condensât .....	17
II-5-2 Utilisation du condensât .....	18
<b>Chapitre III : Les techniques de traitement et de rienjection de Gaz</b>	
III-1 Technique de traitement de gaz .....	20
III-1-1 Procède de PRITCHARD .....	20
III-1-2 Procède de HUDSON .....	20

III-2 Technique de réinjection de gaz .....	21
---	----

## **Chapitre IV : Théorie sur la rectification**

IV-1 Généralités .....	22
IV-2 Fonctionnement d'une colonne de rectification .....	23
IV-3 Classement des colonnes de rectification .....	25
IV-4 Généralités sur la rectification des mélanges .....	26
IV-4-1 Choix de la pression dans la colonne .....	28
IV-4-2 Bilan matière de la colonne .....	29
IV-4-3 Bilan thermique de la colonne .....	29
IV-4-4 Fonctionnement à reflux total .....	30
IV-4-5 Fonctionnement à reflux minimal .....	32
IV-4-6 Taux de reflux optimal (opérateur) .....	32
IV-5 Nombre des plateaux théorique à reflux opératoire .....	33
IV-5-1 Détermination les dimensionnes de la colonne .....	35

## **Partie technologique**

### **Chapitre V : Généralité de l'usine**

V-1 Présentation du champ de Hassi Messoud .....	38
V-1-1 présentation du champ de Hassi Messoud .....	38
V-1-2 Historique .....	38
V-2 Généralités sur le champ du Hamra .....	39
V-2-1 Description du champ du Hamra .....	39
V-2-1-1 Situation géographique .....	39
V-2-1-2 Coordonnées géographiques .....	39
V-2-1-3 Historique et présentation de l'usine de Hamra .....	40
V-2-1-4 Réserves .....	46
V-2-1-5 Capacité de production .....	46

### **Chapitre VI : Description du process**

VI-1 Généralités .....	47
VI-2 Caractéristiques des produits .....	48
VI-3 Pré réfrigération du gaz .....	49
VI-4 Déshydratation du gaz .....	50

VI-4-1 Régénération du tamis du gaz .....	51
VI-5 Déshydratation des liquides .....	54
VI-5-1 Régénération des tamis du liquide .....	55
VI-6 Déethanisation du liquide .....	56
VI-7 Splitter du GPL .....	58
VI-8 Système huile diathermique (unit141\142) .....	60
VI-8-1 Généralités .....	60

### **Partie calcul**

VII-1- Les données de départ .....	63
VII -2- Ordre de calcul.....	64
VII -2-1 Composition de la charge d'alimentation .....	65
VII -2-2 Débit et composition du distillat et du résidu .....	66
VII -2-3 Composition et débits du distillat et du résidu .....	68
VII -2-4 Pression et température dans la colonne .....	68
VII -2-5 Utilisation de la volatilité relative .....	72
VII -2-6 Calcul du taux de vaporisation de la charge .....	75
VII -2-7 Calcul à reflux minimal .....	76
VII -2-8 Calcul du taux rebouillage minimal et opératoire .....	77
VII -2-9 Fonctionnement à reflux total .....	78
VII -2-10 Calcul du nombre des plateaux théoriques la colonne .....	78
VII -2-11 Bilan thermique de la colonne .....	81
VII -2-12 Dimensions de la colonne .....	85
<b>Discussion et interprétation des résultats.....</b>	<b>89</b>
<b>Conclusion et recommandations .....</b>	<b>90</b>

### **BIBLIOGRAPHIE**

### **ANNEXE.**

**INTRODUCTION :**

L'énergie occupe une place prépondérante dans la vie de l'être humaine. Les sciences et les progrès technique ont permis à l'homme de découvrir de nouvelles ressources énergétiques, à savoir tout les produits à vocation énergétique dont nous citons :

Les réserves prouvées de gaz naturel dans le monde sont très abondantes , avec 150 milliard de tonne ; elle présente 65 année de production actuelle , et depuis plusieurs années , les réserves prouvées de gaz sont désormais supérieur à celle du pétrole.

Le pétrole et le gaz représentent plus de 80% de la balance énergétique de l'Algérie ; aujourd'hui le GPL est considéré comme une grande source d'énergie qui présente plusieurs avantages.

Depuis 1995 la SONATRACH a lancé un programme de développement et d'augmentation de la production de GPL.

L'unité de HAMRA, lancée en 1995 est destinée pour augmenter la capacité de l'Algérie en GPL afin de satisfaire le marché national et international. [5]

## **PRESENTATION DU PROBLEME**

L'exploitation du gisement de HAMRA (gaz à condensât) dans le temps conduit à une diminution très importante de la richesse de la fraction liquide malgré la technique de réinjection du gaz sec. La diminution de cette richesse a une influence sur les paramètres de fonctionnement de l'unité (la pression et la température) et en particulier la section Splitter GPL.

L'unité de HAMRA est confrontée depuis plusieurs années à un problème de condensation des vapeurs de tête de Splitter GPL qui est due à une augmentation de la température de milieu ambiant qui atteint les 53°C pendant l'été, or les aéroréfrigérants installés sont calculés à la base d'une température maximale de 45°C, ce qui provoque la diminution de la capacité de production afin de condenser le GPL.

La présente mémoire consiste à optimiser les paramètres de fonctionnement de la section Splitter GPL afin d'obtenir un GPL correspondant au norme de commercialisation, et vérifier la surface d'échange de l'aéroréfrigérant à une température de 48°C imposée en été, et de suivre l'influence de cette température sur les paramètres de la colonne à savoir la pression et la température.

# *Partie théorique*

# *Chapitre I*

## *Le GAZ Dans le monde et en Algérie*



**I - LE GAZ DANS LE MONDE ET EN ALGERIE :****I-1 GAZ NATUREL DANS LE MONDE :****I-1-1 Réserves du gaz :**

Les réserves prouvées du gaz poursuivent une trajectoire de croissance sensiblement plus rapide que celle du marché mondial. De fait leur durée de vie ne cesse de s'accroître passant de 32 ans à près de 63 ans de 1970 à 1992. Cette même année, les réserves gazières mondiales rejoignent le niveau des réserves pétrolières.

Au janvier 1993, les réserves prouvées du gaz naturel étaient estimées à 145900 milliards de m<sup>3</sup>, soit de l'ordre de 97% des réserves pétrolières.

Au premier janvier 1994, ces réserves étaient estimées à 148200 milliards de m<sup>3</sup>. L'accroissement continu des réserves de gaz prouvées permettra jusqu'à 70 années de production au niveau actuel, des réserves additionnelles aux différents endroits du monde rehausseront ce chiffre à presque 200 années.

**I-1-2 Production mondiale du gaz naturel :**

La concentration de la production de gaz naturel dans deux pays CEI (commutons des états indépendants) et les Etats Unis qui contribuent pour plus de 50% à la production annuelle est très frappante.

Le classement des pays producteurs illustre surtout les problèmes liés au coût élevé du transport du gaz naturel hors CEI et USA. Les principaux producteurs sont proches des grandes marches consommateurs : Canada (USA) Pays-Bas, Royaume-Uni et Algérie (Europe). [5]

Le tableau suivant représente le classement des pays producteurs de gaz naturel en 1999 :

PAYS	PRODUCTION (Gm <sup>3</sup> )
1- CEI	623
2- Etats-Unis	545
3- CANADA	157
4- ROYAUME-UNIS	87
5- INDONISIE	69
6- PAYS-BAS	67
7- ALGERIE	67
8- NORVEGE	47
9- ARABIE- S	44
10- IRAN	43

Tableau « I-1 » : Principaux pays producteurs du gaz en 1999

### I-1-3 Consommation mondiale en gaz naturel :

En 1993, la consommation de gaz dans le monde s'est élevée à 2158 milliards de m<sup>3</sup> contre 1263 en 1975, soit un taux de croissance moyen proche de 3% par an. Ce taux est nettement inférieur au taux moyen constant entre 1950 et 1975 par an, Il est néanmoins supérieur au taux de croissance moyen de l'ensemble des consommations énergétiques : +2,0% par an de 1975 à 1993. En conséquence la part du gaz naturel dans la consommation mondiale d'énergie continue de croître, elle est passée de 10% en 1950 à 23% en 1993.

Actuellement, la demande de gaz croîtra par 5%, par 25% en 2010 et par 90%vers 2030. [5]

Le commerce international et interrégional se développera de façon spectaculaire, le commerce interrégional pourrait croître de 11% en 1995 à 17% vers 2010 et 22% de la demande mondiale totale de gaz vers 2030.

Le tableau suivant donne la consommation mondiale en gaz naturel (perspectives 2020) en tonnes :

PAYS/CONSOMMATION	2000	2020
Amérique du Nord	454.5	469
Canada	79.5	95
Etats-Unis	375	374
Amérique latine	112.5	151
Europe occidentale	230.5	257
Europe orientale	940.5	1136
CEI	830	999
Autres pays	110.5	137
Afrique	71.5	138
Moyen orient	108	174
Asie/ Océane	197.5	298
Japon	47.5	61
Australie/ N.Zélande	20.5	27
Total Monde	1985.5	2 413

Tableau « I-2 » : Consommation mondial en GN

## **I-2 GAZ NATUREL EN ALGERIE :**

### **I-2-1 Développement de l'industrie du gaz naturel en Algérie :**

A la fin de 1953, plusieurs compagnes de sismiques aboutirent à la mise en évidence d'une zone haute pouvant constituer un anticlinal, notamment dans la région de Hassi-R'Mel, un premier forage (HR-1-) a été réalisé en 1956. Huit puits sont alors réalisés, délimitant ainsi une structure anticlinale constituant un grand réservoir de gaz.

Ce premier développement du champ permet de préciser les faciès des nouveaux géologiques et d'approfondir les connaissances sur le réservoir et son effluent.

Quatre puits sont reliés à un centre de traitement permettant l'exploitation commerciale du champ, dès février 1961 deux unités livrent du gaz à GL4-Z à travers un gazoduc reliant Hassi-R'Mel à Arzew, le condensât était évacué à Haoudh el Hamra via l'oléoduc « N°8 ».

Depuis la mise en exploitation, plusieurs étapes ont été marquées avant d'atteindre la phase actuelle de développement, de 1961 à 1971, la production annuelle de gaz brut passe de 0,8 à 3,2 milliards de m<sup>3</sup> et celle du condensât passe de 126 000 à 623 000 tonnes, et de 1971 à 1974 : des études des réservoirs permettent de définir le mode d'exploitation du champ.

En 1974, parallèlement à ces études, une extension du centre de traitement était réalisée par l'adjonction de six nouvelles unités d'une capacité totale de  $300.10^6$  m<sup>3</sup>/j, un programme de forage complémentaire était porté sur 23 nouveaux puits réalisés entre 1971 et 1974.

Depuis 1980, l'Algérie est devenue l'un des grands exportateurs mondiaux de gaz naturel. Une particularité à souligner est que l'Algérie a pu réaliser diverses installations de liquéfaction de gaz naturel qui lui permettent de le

commercialiser sous forme liquide et le transporter dans des méthaniers vers le marché extérieur (Etats-Unis, Europe.. etc.); parallèlement à ce mode de transport l'Algérie a pu transporter son gaz par des gazoducs reliant directement Hassi-R'Mel à l'Europe, c'est ainsi qu'elle exploite actuellement le fameux gazoduc trans-méditerranéen qui relie l'Algérie à l'Italie et la Slovénie via la Tunisie. [5]

### I-2-2 Richesse algérienne en gaz naturel :

L'Algérie possède des réserves immenses en gaz naturel à savoir le champ de Hassi-R'Mel, qui est l'un des plus grands à l'échelle mondiale et celui de Aïn-Salah qui est exploité en 2002. L'Algérie est placée au quatrième rang, en possédant 10% environ des réserves mondiales.

L'exploitation de gaz naturel en provenance de l'Algérie atteindra 80 milliards de m<sup>3</sup>; autrement dit l'Algérie deviendra parmi les premiers exportateurs dans ce secteur. (Voir figure I-1)

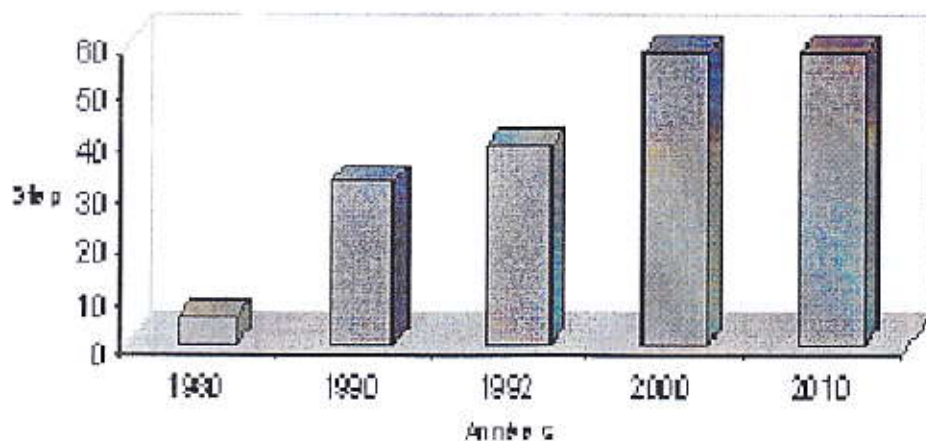


Figure I-1 Production de gaz naturel en Algérie

## *Chapitre II*

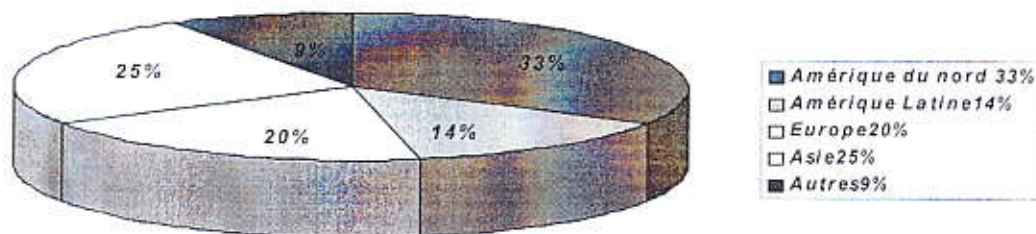
# *Les GPL dans le monde et en Algérie*

## II-LES GPL DANS LE MONDE ET EN ALGERIE :

### II-1 Situation internationale de GPL et leur consommation :

Les deux tiers environ des GPL dans le monde sont produits à partir des usines de gaz naturel, et un tiers est issu des raffineries de pétrole brut.

Actuellement, les GPL représentent 2% de la consommation énergétique mondiale. La demande mondiale en GPL a augmenté à un rythme bien supérieur à celui de la demande énergétique totale en atteignant 170 MT en 2000. Cette demande est dominée par le secteur résidentiel dans le marché asiatique et par leur secteur de raffinage (18 %) et de la pétrochimie (43 %) aux Etats-Unis. La demande en Europe est équilibrée entre ces trois secteurs. (Voir figure II-1)



figureII-1 : Demande mondial du GPL.

### II-2 La production mondiale :

L'offre mondiale du GPL représentait 162MT en 1995 selon Pur vin & Getz, elle croîtra à un rythme de 5 % par an et elle est atteindre 205 MT en l'an 2002. (Voir figure II-2)

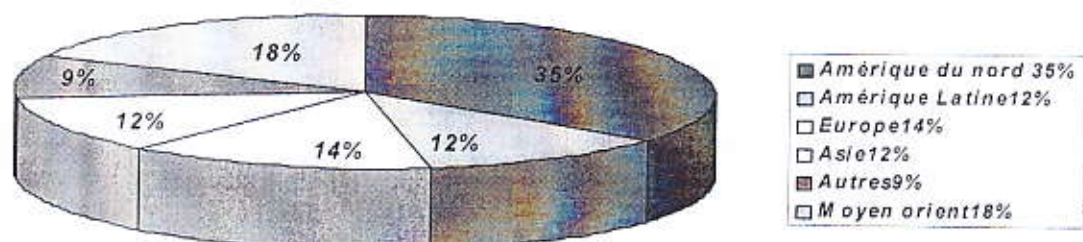


Figure II-2: offre mondiale du GPL

### II-3 Situation du GPL en Algérie :

#### II-3-1 Industrie des GPL en Algérie :

Durant la dernière décennie, l'industrie algérienne des GPL a connue des changements profonds, notamment en matière de production, d'exploitation et dans les activités de transport maritime.

Le programme de valorisation des ressources gazières lancé au début des années 90 fait bénéficier aujourd'hui SONATRACH de disponibilités importantes de GPL. Depuis la mise en exploitation du champ gazier de HAMRA en 1996, la production des GPL en Algérie a suivi une croissance soutenue. [6]

Quelques chiffres peuvent illustrer cette dynamique. La production est passée de 5.05 millions de tonnes en 1996 à plus de 7.3 millions de tonnes en 1998. Un pic de 12.5 millions de tonnes sera atteint en 2006 lorsque les projets développés auront été mis en service.

#### II-3-2 Offre nationale des GPL :

En Algérie la majeure partie des GPL provient des champs pétroliers (79%), l'autre partie est produite au niveau des raffineries des pétroles de Skikda, Alger et



Arzew (10 %) et des complexes de la liquéfaction de gaz naturel de SONATRACH - GL2Z et GL1K (11%). [6]

L'offre du GPL est localisée essentiellement dans la région ouest à Arzew avec 87%, 9% dans la région de Skikda ; 2% au sud et 2% dans la région centre, Cet accroissement est dû à la mise en place d'unités d'extraction au niveau des champs de Hassi-R'mel en 1979 ; Adrar en 1985 ; Haoudh-Berkaoui en 1993, et el-Hamra en 1995. (Voir figure II-3) :

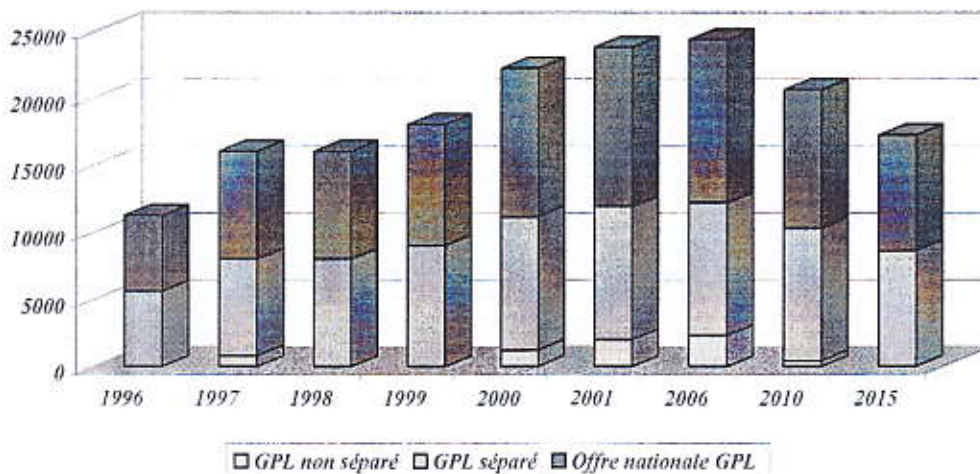


Figure II-3 offre prévisionnel de GPL (en MT)

## II-4 GPL UNE ENERGIE D'AVENIR :

### II-4-1 Introduction (sur les GPL) :

Les GPL sont des mélanges d'hydrocarbures gazeux, composés essentiellement de butane et de propane. Ils sont produits à différents stades de l'activité des hydrocarbures, ils ont la propriété de passer à l'état liquide sous une faible pression. Le stockage des GPL se fait à l'état liquide. C'est l'un des

meilleurs combustibles avec le gaz naturel en ce qui concerne le contrôle de l'environnement. La composition chimique des GPL est variable et correspond approximativement à 1.5% d'éthane, 91% de propane, 7.5% de butane. [6]

#### **II-4-2 Caractéristiques générales des GPL :**

##### **Odeur :**

Le GPL est inodore à l'état naturel, mais on doit ajouter un odorant pour des raisons de sécurité, dans des limites à des fins de commercialisation.

##### **• Tension de vapeur :**

Les GPL ont une tension de vapeur à 20°C égale à 2 bars pour le butane et 8 bars pour le propane.

##### **• Dilatation :**

A l'état liquide, ils ont un haut coefficient de dilatation dont il faut tenir compte lors de leur stockage (les sphères ne doivent jamais être complètement remplies.)

##### **• Densité :**

Aux conditions normales de température et pression, les GPL sont plus lourds que l'air. La densité du propane commercial est une fois et demie plus lourde et le butane commercial en phase vapeur est deux fois plus lourd que l'air.

Des petites quantités de GPL vapeur dans l'eau peuvent former un mélange inflammable. C'est pour cela qu'il n'est pas toléré de négliger la moindre consigne de sécurité dans l'industrie du gaz.

##### **• Température d'ébullition :**

A la pression atmosphérique : la température d'ébullition du propane est de -42°C. Celle de butane est de -6°C.

##### **• Pouvoir calorifique :**

C'est la propriété la plus intéressante étant que le GPL est traditionnellement utilisés pour les besoins domestiques :

- Butane = 29460 ( i-C<sub>4</sub> ) ; 29622 (n-C<sub>4</sub> )
- Propane = 22506

- **Impuretés :**

Les plus importants sont le soufre dans le GPL, la teneur en soufre est inférieure ou égale à 0.005% en masse. Et pour le propane l'eau constitue la plus importante impureté.

Il est intéressant de citer que le GPL est :

- Non corrosif à l'acier et généralement aux cuivre, alliage de cuivre ou aluminium.
- Ils n'ont aucune propriété de lubrification et cet effet doit être pris en considération lors de la conception des équipements de GPL, pompes et compresseurs.
- Les GPL sont incolores, que ce soit en phase liquide ou vapeur. [6]

#### **II-4-3 Domaines d'utilisation des GPL :**

- **Le GPL en pétrochimie :**

Essentiellement utilisés comme combustible dans les secteurs résidentiels et commerciaux, 1,8% des GPL sont cependant consommés comme charge pétrochimique. 10% de l'éthylène, produit pare de la pétrochimie est produit mondialement à partir du propane.

La demande globale pétrochimique de GPL enregistre un taux de croissance de l'ordre de 20 %.

L'utilisation du butane est essentiellement liée à la fabrication du MTBE utiliser comme booster d'octane des essences en substitution au plomb.

En Algérie, cette activité présente le double avantage de permettre la production des produits nécessaires à la consommation interne ainsi qu'à l'exportation des produits intermédiaires. Etant donné que la capacité de séparation des GPL est de 9 MT en 2001, il subsisterait une quantité des GPL qui pourra être valorisé comme charge pétrochimique. [6]

- **Le GPL carburant, GPL/C :**

Le GPL/C, dont la composition diffère d'une région à une autre, est un carburant qui est utilisé dans des nombreux pays dans le monde, essentiellement en Amérique, en Europe et dans le sud asiatique.

Un pourcentage de 7 à 8% du GPL consommé mondialement est sous forme de carburant. L'expérience internationale dans l'utilisation du GPL comme carburant

Permet d'affirmer que le GPL est aujourd'hui un carburant éprouvé et largement utilisé. Les atouts de ce carburant lui confèrent les caractéristiques d'un carburant propre, moins polluant que l'essence.

L'indice d'octane élevé des GPL permet leur substitution à l'essence sans modification du moteur, de plus il confère à celui-ci un pouvoir antidétonant. Ce carburant a beaucoup d'avantages pour l'environnement, il a une capacité de se mélanger à l'air meilleure que celle de l'essence, il y a absence de plomb, ainsi qu'une diminution des résidus de CO<sub>2</sub> et de CO.

Il est à noter que le GPL/C n'encrasse pas le moteur, et cette grâce à son indice d'octane élevé, ce qui augmente la longévité du moteur et lui assure en plus un pouvoir antidétonant, ainsi qu'un pouvoir calorifique élevé. Le GPL/C est le premier carburant sans plomb compétitif au gas-oil et au super sans plomb,

avec près de 23 000 stations dans le monde qui délivrent du GPL/C à plus de 5 millions véhicules pour une consommation de 10 MT.

- **Le GPL dans la production électrique :**

Le parc de production électrique en Algérie a été développé avec l'utilisation du gaz naturel comme unique et principal combustible. Les GPL n'ont pas été introduits jusqu'ici dans la génération électrique ni en tant que

combustible de base, ni en tant que combustible de secours en dépit des recommandations du modèle national de consommation énergétique.

Cependant la pénétration des GPL dans la génération électrique pourrait être importante si les conditions de nature économique ou financière venaient à être favorables. Les marchés ciblés à cet effet, et qui sont attractifs pour le GPL, devraient être les marchés où le gaz naturel est inaccessible. [6]

- **Le GPL dans la climatisation :**

La détente des GPL absorbe de la chaleur et crée du froid. Sur ce principe ont été construits :

- Des réfrigérateurs
- Des climatiseurs (moyenne capacité)

#### **II-4-4 Domaine d'utilisation de propane et de butane :**

##### **a) Principale transformation et domaines d'utilisation du propane :**

Le propane est oxydé en acétaldéhyde, formaldéhyde, acide acétique et acétone. Lors de la pyrolyse du propane il se forme l'éthylène, et le propylène, tandis que le nitro méthane, le nitro éthane et le nitro propane sont issus de la réaction de nitration.

Les produits de chloration n'ont pas trouvé jusqu'à présent d'application industrielle. Pourtant, il est bien connu que le propane, à coté du méthane et d'éthane sont utilisés dans la fabrication de l'acétylène.

- **Propane dans la réfrigération :**

Le propane est utilisé dans des circuits fermés comme agent réfrigérant (boucle de propane). Il échange ses frigories avec les produits chauds dans des appareils appelés (chillers), selon le procédé Prichard, il permet d'atteindre en fin de cycle des températures voisines de  $-23^{\circ}\text{C}$ .

**Les produits issus du propane :**

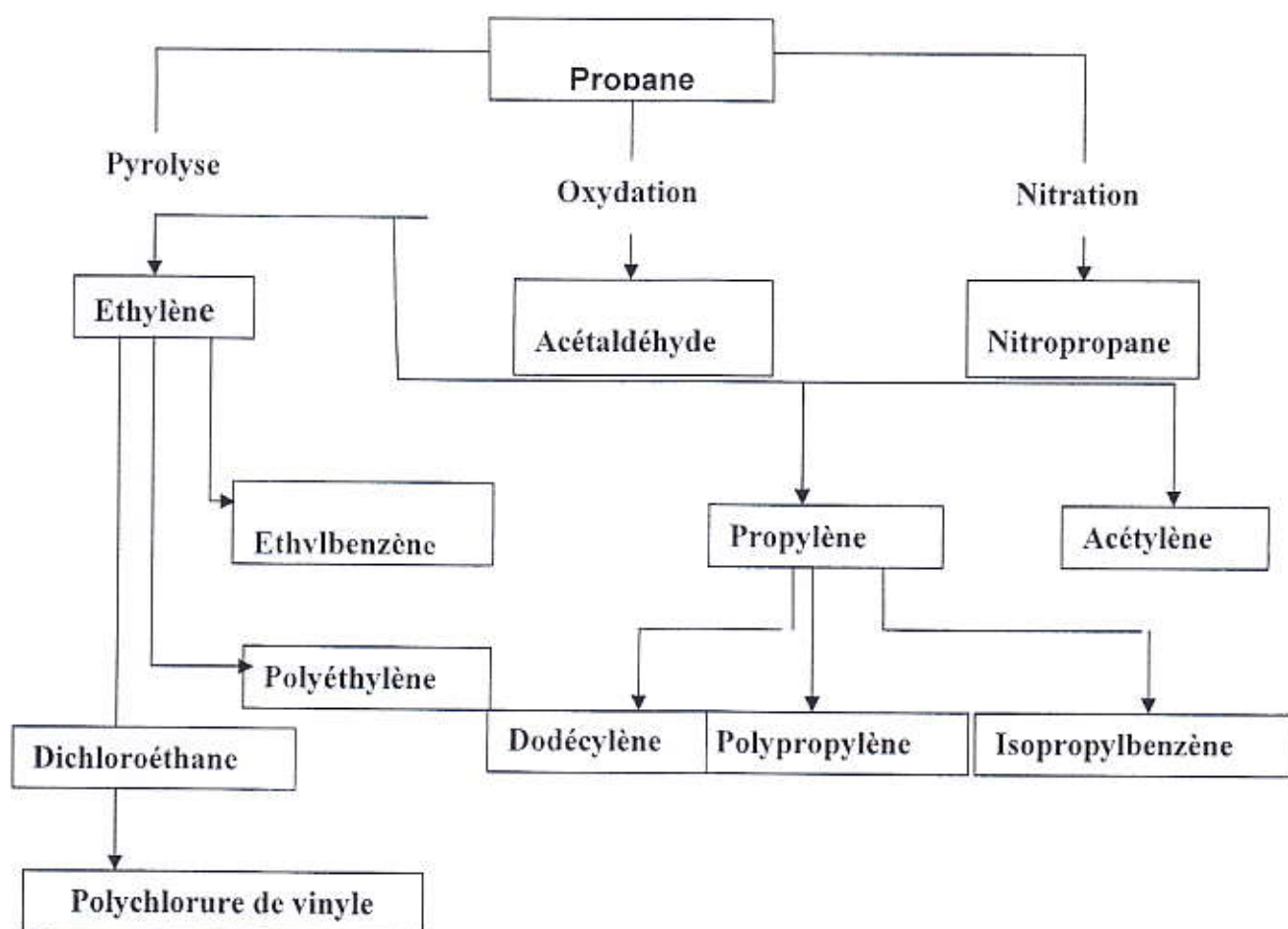


Figure II-4 Principales transformations du propane

**b) Domaines d'utilisation des butanes :**

➤ **n- butane :**

On l'utilise pour produire des nombreuses oléfines comme, l'éthylène, le propylène et divers butylènes ou bien acétylène et butadiène. Les n-butanes s'oxydent en donnant l'acétaldéhyde, l'acide acétique, le formaldéhyde, l'acétone... etc. Lors de la nitration du butane on obtient les nitro butanes-1et 2.L'isomérisation du butane le transforme en isobutane.

➤ **i-butane :**

L'isobutane intervient dans de nombreuses alcoylations qui se produisent lors de la préparation des supercarburants à indice d'octane élevé, il est considéré comme agent d'alcoylation très efficace. L'iso butylène formé lors de la déshydrogénation de l'isobutane, sert de matière première dans la préparation du caoutchouc Butyle, du polyisobutylène et de l'essence de polymérisation.

**Les produits issus des butanes:**

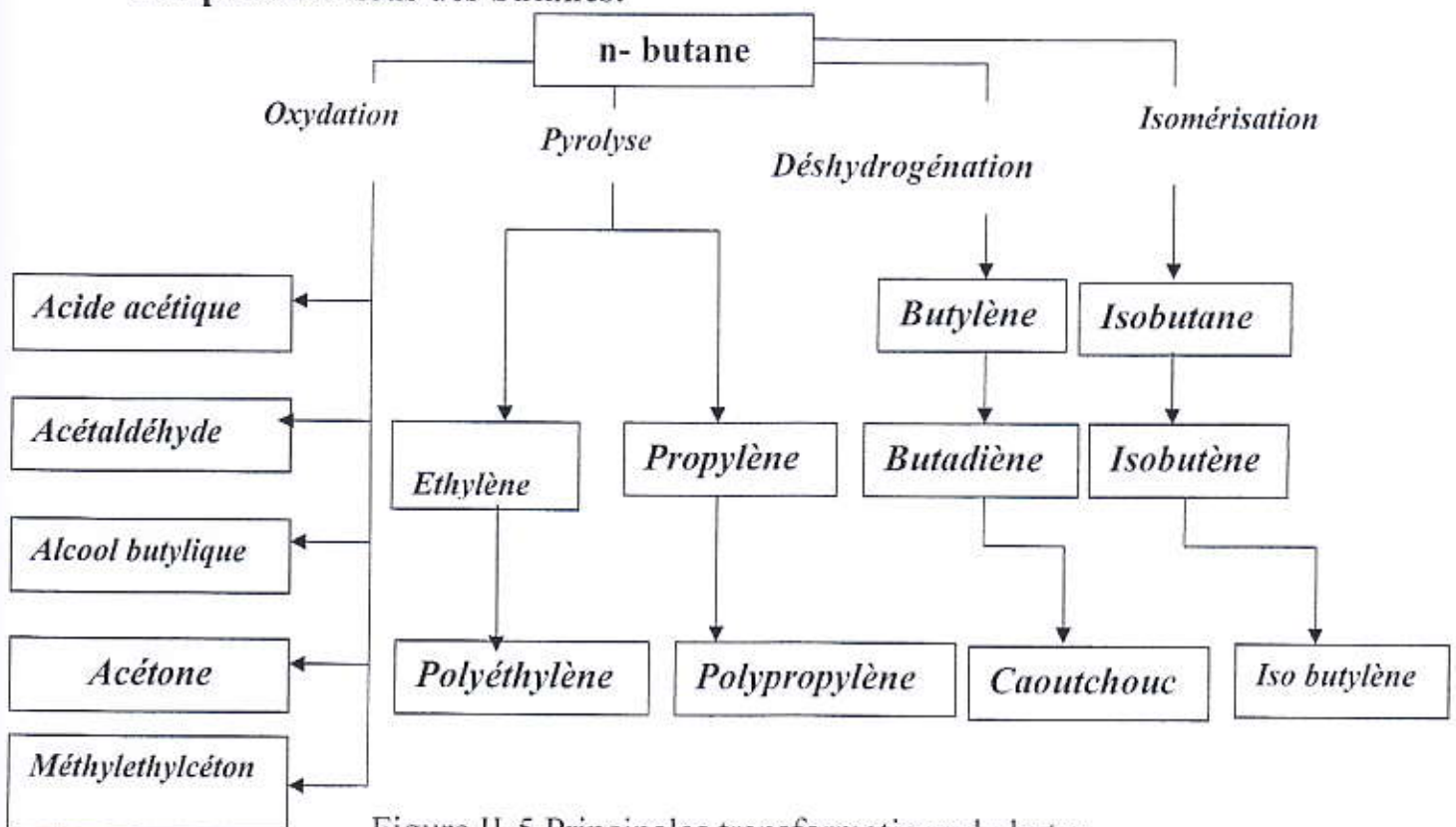


Figure II-5 Principales transformations du butan

## **II-5 Caractéristiques et domaines de valorisation du condensât :**

Le condensât est constitué d'un mélange d'hydrocarbures paraffiniques, de l'iso pentane jusqu'au dedecane et plus ; généralement extrait des gisements de gaz à condensât, il est sous forme liquide dans les conditions normales de températures et de pression.

### **II-5-1 Caractéristiques du condensât :**

Les principales caractéristiques physiques du condensât sont :

- **Aspect :** C'est un liquide incolore, avec une odeur d'essence
- **Poids spécifique :** Le poids spécifique du condensât est compris entre **0.7 à 0.8**
- **Point d'éclair :** Son point d'éclair est inférieur à **-40°C**
- **Limite d'inflammabilité :** il est très inflammable, car il a un point d'éclair inférieur à zéro, ses limites d'inflammabilité sont approximativement : **1.4 à 7.6% vol (dans l'air)**
- **Densité de vapeur :** les vapeurs de condensât sont plus lourdes que l'air, la densité de vapeur est de : **3 à 4 (dans l'air)**
- **Explosivité et inflammabilité :** le condensât est un fluide hautement inflammable et évaporable à température et à pression normale, du fait qu'il n'est pas électroconducteur, présente un danger d'inflammation ou explosion du fait de l'étincelage électrostatique amorcé par coulage, filtration, pulvérisation, etc. On devra faire attention car les vapeurs du condensât constituent un mélange gazeux explosif se répandant par terre du fait de sa densité plus élevée que celle de l'air.
- **Toxicité physiologique :** les vapeurs du condensât sont toxiques. Lorsqu'un homme s'y expose, le premier symptôme constaté sera l'irritation des yeux ce qui sera suivi de symptômes névropathiques,



lorsque la concentration des vapeurs du condensât sont de l'ordre de **0.025 à 0.05 % vol.** Dans l'air, elles ne peuvent pas causer de symptômes sérieux, même après plusieurs heures d'inhalation.

- **Précaution hygiéniques :** Pour prévenir l'intoxication, on doit réaliser une ventilation convenable des locaux de travail et maintenir la concentration des vapeurs du condensât à moins de 300 ppm. [6]

## **II- 5-2 Utilisations du condensât :**

La particularité du condensât réside dans son utilisation dans deux secteurs industriels entièrement stratégiques : la pétrochimie et le raffinage.

Cette bivalence confère à ce produit une valeur différente par secteur d'utilisation, qui représente en fait un coût d'opportunité par rapport à la charge classique dans une raffinerie ou un craqueur.

### **II-5-2-a Utilisations du condensât dans la pétrochimie :**

La valorisation du condensât, se fait principalement dans le domaine de la pétrochimie, secteur où la demande est très importante.

Le vapocraquage est ainsi la principale voie pour la production des oléfines ; dans ce secteur, trois éléments dominent :

- L'accentuation du déséquilibre entre les demandes respectives d'éthylène et de propylène, avec une croissance moyenne annuelle d'ici 2005 voisine de 4% pour le premier et proche de 5% pour le second.
- Le fonctionnement des vapocraquages de charge liquide à la limite de flexibilité du rapport propylène / éthylène.
- L'accroissement de la contribution de craquage catalytique à la fourniture de propylène. L'intérêt de ce produit dans la pétrochimie est justifié par les considérations suivantes :

- Le condensât est riche en hydrocarbures paraffiniques et naphthéniques  $C_5 - C_7$  ayant un bon potentiel de production d'oléfine
- Une faible quantité en hydrocarbures aromatique, qui se transforment en Poly - aromatique lors de vapocraquage.

#### **II-5-2-b Utilisations du condensât dans le raffinage :**

Le condensât est utilisé dans la production des carburant notamment les essences, leurs prix de revient est plus bas que les essences produites à partir du pétrole brut car la séparation et la transformation du condensât est moins coûteuse, et sa composition chimique riche en élément légères. [6]

Il est utilisé dans le procédé d'isomérisation pour produire l'essence « isomérisat » en transformant les normales paraffines en iso paraffines qui ont un haut indice d'octane (NO), utilisé également dans le reforming catalytique.

## *Chapitre III*

# *Les techniques de traitement et de reinjection de Gaz*

### **III-LES TECHNIQUES DE TRAITEMENT ET DE REINJECTION DE GAZ :**

#### **III-1 Technique de traitement de gaz :**

Les procédés de traitement de gaz sont multiples de part le monde et le choix de type de traitement se base sur les critères suivants :

- ❖ La Quantité de l'effluent brut.
- ❖ Taux de récupération d'hydrocarbures visé.
- ❖ Spécification des produits.
- ❖ Coût global des investissements.

Ainsi donc il existe deux procédés:

#### **III-1-1 Procède PRITCHARD :**

Il est basé sur le refroidissement du gaz par échange thermique et par une détente avec utilisation d'une boucle de propane comme système réfrigérant, pour atteindre en fin du cycle des températures voisines de  $-23^{\circ}\text{C}$ . [7]

#### **III-1-2 Procédé HUDSON :**

Il est basé sur le refroidissement du gaz par échange thermique et par une série de détentes complétées d'une détente à travers une machine appelée Turbo-Expander, qui permet d'atteindre un niveau de température de moins de  $55^{\circ}\text{C}$ .

Le procédé Hudson est plus performant, il permet une meilleure récupération des hydrocarbures liquides.

Le gaz en provenance des puits producteurs est un mélange (gaz et hydrocarbures liquides) contenant une faible proportion d'eau du gisement.

Il se présente à une pression de 105 bars et une température de  $55^{\circ}\text{C}$ .

### **III-2 Technique de réinjection de gaz:**

- **Objectif de la réinjection :**

La récupération des hydrocarbures liquides est limitée par suite de la condensation au niveau des réservoirs. La réinjection retenue pour le gisement d'EL HAMRA permet :

- De réduire cette condensation par le maintien de pression.
- De maximiser l'extraction des hydrocarbures liquides en balayant les gaz humides.
- De produire un potentiel optimal en condensât et GPL sans avoir recours au torchage des gaz excédentaires, d'où une meilleure flexibilité d'exploitation des unités de traitement de gaz. [7]

- **Principe de la compression du gaz de réinjection :**

Pour pouvoir réinjecter le gaz sec dans le gisement, il faut le porter à une pression suffisante qui puisse vaincre la pression naturelle de gisement. Ceci revient à fournir une certaine énergie au gaz à réinjecter en le comprimant à 270 bars. Ce transfert d'énergie est réalisé par des compresseurs centrifuges tournants à une vitesse de 10000 trs/mn, et entraînés par des turbines à gaz d'une puissance unitaire de 33500 CV. Cette compression est réalisée en deux étapes :

- Recompression du gaz sec à 150 bars, par des compresseurs à basses pressions avec refroidissement à travers des aéroréfrigérants et séparation dans des ballons pour éventuelle récupération des liquides.
- Recompression du gaz à 270 bars par des compresseurs de hautes pressions avec refroidissement final à travers des aéroréfrigérant avant son acheminement vers les puits ré injecteurs. [7]

# *Chapitre IV*

## *Théorie sur la rectification*

## **IV-THEORIE SUR LA RECTIFICATION :**

### **IV-1 Généralités :**

Exploitant les différences de volatilités des constituants d'un mélange, la rectification permet la séparation de ces constituants en fonction de leurs températures d'ébullition. La simplicité du procédé et son prix de revient relativement modique en font une opération de base dans les processus d'élaboration des produits chimiques et pétroliers. C'est ainsi qu'en raffinerie, aussi bien que dans les usines de pétrochimie, les colonnes de rectification sont largement représentées.

Travaillant comme une machine thermique, entre une source chaude (four, rebouilleur) et une source froide (condenseur de tête), la rectification met en œuvre un contre courant de liquide et de vapeur. Comme la thermodynamique l'a montré, le contact des deux phases conduit à un échange de constituants ; les plus volatils s'accumulent dans la vapeur et sont éliminés au sommet de la colonne alors que les constituants lourds passent en phase liquide et sont soutirés au fond. Cette répartition des constituants entre les deux phases se traduit, entre la tête et le fond de la tour, par un gradient de température qui dérive du gradient de concentration.

L'échange réciproque de constituants d'une phase vers l'autre par diffusion conduit à un équilibre théorique, dans la mesure où la cinétique le permet, comme dans le cas d'une interface et d'un temps de contact suffisamment grands.

La rectification ordonne ensuite ces contacts élémentaires en série, sous forme de cascade, afin d'amplifier la sélectivité de l'étage théorique. Dans les unités industrielles d'une certaine capacité, les contacts discontinus sont matérialisés par les plateaux de la colonne, alors qu'au laboratoire ou dans les

installations de faible débit ils s'effectuent en continu sur la surface du garnissage.[1]

#### **IV - 2- Fonctionnement d'une colonne de rectification :**

Le dessin schématique de la colonne est présenté sur la figure (1) La charge est alimenté à la partie médiane de la colonne. Elle peut être admise sous forme liquide, vapeur ou d'un mélange liquide - vapeur. Chaque plateau, le plateau rang «n » par exemple, permet un contact entre la vapeur  $G_{n-1}$  montante vers ce plateau et le liquide  $g_{n+1}$  qui s'écoule vers ce plateau. A la suite du contact il se produit une modification des compositions des phases, la vapeur s'enrichit en corps les plus volatils et le liquide en corps les moins volatils. La vapeur  $G_n$  qui monte du plateau de rang n est plus riche en corps le plus volatil que la vapeur  $G_{n-1}$ , tandis que le liquide  $g_n$  est plus riche en constituant le

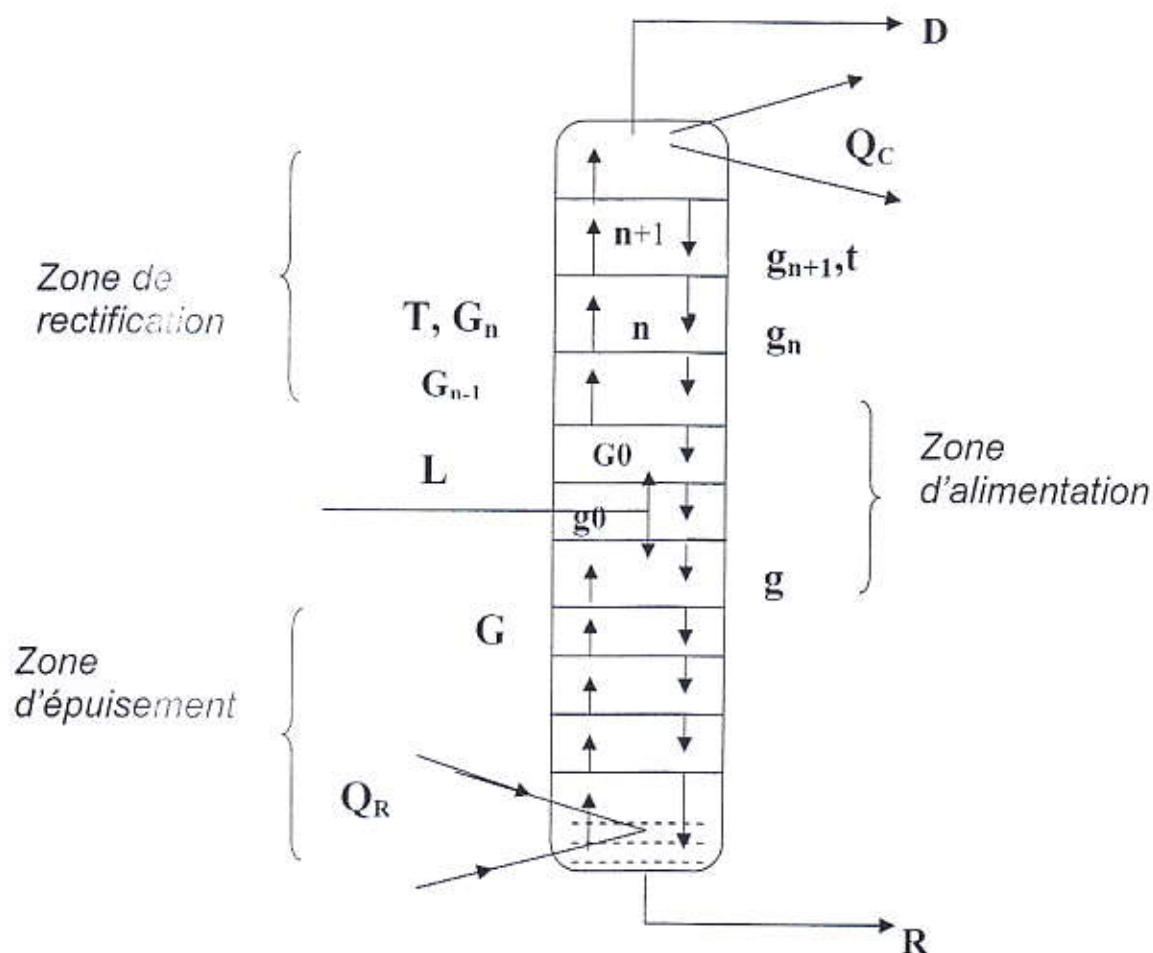
moins volatil que le liquide  $g_{n+1}$ . La vapeur  $G_n$  arrive sur le plateau immédiatement au-dessous, et liquide vient sur le plateau immédiatement au-dessus.

Ces échanges se poursuivent jusqu'à ce que la vapeur en haut de la colonne et le liquide en bas atteint les concentrations imposées ou titres extrêmes. Comme on a noté plus haut, l'échange entre les flux ne s'effectue que si le liquide  $g_{n+1}$  et la vapeur  $G_n$  se trouvant à un même niveau ne sont pas en équilibre. (Si la pression à l'intérieur de la colonne est constante, cette condition est réalisée pour autant que la température  $t$  du liquide  $g_{n+1}$  soit inférieure à la température  $T$  de la vapeur  $G_n$  ). La partie de la colonne située au-dessous de l'endroit par où se fait l'alimentation, est appelée zone ou tronçon d'épuisement et la partie au-dessus de l'alimentation est dénommée tronçon de rectification (ou bien tronçon de concentration). Ces tronçons de la colonne où rectifieurs servent à réaliser la même opération. Pour que la rectification puisse se dérouler



normalement on enlève par un moyen quelconque une partie de la chaleur  $Q_c$  en tête de la colonne. Ceci provoque la condensation d'une fraction de la vapeur de tête.

Le condensât ainsi formé reflue de plateau en plateau vers le tronçon d'épuisement. En bas de la colonne s'effectue l'apport de chaleur  $Q_R$  ; cette partie de la colonne appelée rebouilleur émet en permanence un flux de vapeur qui monte vers le haut.



FigIV-1 Dessin schématique de la colonne à plateau avec les notations

Pour obtenir le fonctionnement normal d'une colonne il est nécessaire :

- D'assurer un contact le plus étroit entre le reflux et le flux ascendant des vapeurs.

- De maintenir le régime de température approprié (La première condition est assurée par la conception même de cloches et des plateaux, et la seconde par le choix de la quantité convenable de reflux).
- D'introduire du fluide d'arrosage (de reflux) dans la section de concentration de la colonne, et de la chaleur (à l'aide d'un bouilleur) ou de la vapeur d'eau dans la section de distillation (d'épuisement) de celle-ci. [1]

#### **IV -3 Classement des colonnes de rectification :**

On utilise en pratique les colonnes à plateaux de barbotage et les colonnes garnies.

Si une grande capacité de production est recherchée avant toute autre chose, ce sont les premières qui conviennent le mieux ; par contre, si on doit opérer avec de faibles pertes de charges ou si le liquide à traiter est corrosif on donne la préférence aux colonnes garnies.

En ce qui concerne les plateaux à barbotage, ce sont les plateaux à cloches qui se rencontrent le plus souvent dans l'industrie. Si on table sur un débit ne variant pas de plus de 50% autour de la capacité de production nominale de la colonne on obtient de meilleurs résultats avec des plateaux perforés sans déversoirs. Ces plateaux ont le mérite de demander peu de métal à la construction ; par ailleurs, ils sont simples et permettent des débits plus élevés par unité de surface que les plateaux à cloches et ce avec des pertes de charge plus faibles.

Les colonnes garnies sont très répandues dans l'industrie chimique grâce à leur simplicité de construction et un prix d'implantation bas. Leur inconvénient est une irrégularité de distribution des flux liquide et vapeur d'un point à l'autre de la section plane, d'où une certaine baisse de l'efficacité de plateau et donc celle de la colonne dans son ensemble.

- Suivant la pression utilisée on distingue les colonnes de rectifications à vide, celles à pression atmosphérique et celles travaillant à pressions élevées.
- Suivant leur arrangement intérieur quant à la division des flux des vapeurs et du reflux, en colonnes cloisonnées, à garnissage, à tamis, à cloches, en cascade et rotatives.[1]

#### **IV -4 Généralité sur la rectification des mélanges complexes :**

Les mélanges complexes sont fréquents dans l'industrie. Il s'agit des gaz des raffineries constitués d'hydrocarbures légers du méthane à l'heptane, ou des gaz naturels contenant les légers (90%) ainsi que les hydrocarbures plus lourds et liquéfiables.

La rectification de ces mélanges dans une seule colonne permet leur séparation en un distillat complexe, riche en constituants légers, et en un résidu complexe, contenant les constituants lourds.

La théorie de la rectification des mélanges complexes est basée sur les mêmes relations fondamentales (équation d'équilibre des phases, équation du bilan matière et du bilan thermique) appliquées pour la rectification des mélanges binaires.

Dans la théorie de la rectification des mélanges complexes on distingue deux classes de fractionnement :

I- Fractionnement de première classe ; Dans ce fractionnement tous les constituants de la charge à séparer figurent à la fois dans le distillat et dans le résidu.

II- Fractionnement de deuxième classe ; Une partie des constituants à séparer est intégralement représentée soit dans le distillat soit dans le résidu. C'est ainsi que leurs concentrations dans un produit obtenu sont égales à zéro.

Dans l'industrie le fractionnement de deuxième classe est couramment employé. Evidemment, dans ce cas, les constituants légers de la charge sont concentrés dans le distillat, alors que les constituants lourds sont représentés dans le résidu. Par contre, il y a les constituants intermédiaires qui sont répartis dans le distillat et dans le résidu en fonction de leur volatilité.

Lors du calcul de la rectification des mélanges complexes, on fixe habituellement la concentration désirée d'un constituant dans le distillat et du deuxième dans le résidu (constituant – clés).

Souvent les constituants – clés sont choisis : l'un des constituants les plus volatils dans le résidu (constituant –clés volatil) et l'un des constituants les moins volatils dans le distillat (constituant –clés lourd). Les constituants – clés, dans ce cas, sont déterminés comme les constituants limités entre lesquels s'effectue une séparation spécifiée.

Lors de la rectification des mélanges complexes, le problème consiste généralement à déterminer la quantité et la composition des produits obtenus, le taux de reflux et le nombre de plateaux nécessaires dans les zones de la colonne.

Il y a lieu de remarquer également que la théorie de la rectification des mélanges complexes ne dispose pas de méthodes universelles de calculs graphiques. C'est pourquoi, le calcul de la rectification des mélanges complexes s'effectue principalement par des méthodes analytiques.

Pour simplifier le calcul analytique long et fastidieux, on admet généralement deux hypothèses :

1. constance des débits molaires des phases liquide et vapeur suivant le long de chaque zone de la colonne.

2. constance des volatilités relatives des constituants dans toute la colonne. C'est-à-dire on se contente d'utiliser la valeur moyenne de la volatilité relatives.[4]

**IV -4-1 Choix de la pression dans la colonne :**

Quel que soit la complexité du mélange à séparer, le choix de la pression est avant tout un problème économique.

On sait que à faible pression la sélectivité de la séparation sera meilleure et que l'on évitera l'altération thermique des produits. Mais en contre partie, à faible pression

il faut condenser à basse température les vapeurs de tête pour obtenir le reflux liquide à sa température de bulle.

C'est donc le choix du fluide réfrigérant qui va imposer la pression dans la colonne.

Généralement, on utilise une source froide bon marché et abondante (eau de mer ou douce et air) qui permet d'obtenir un condensât à 30-45°C environ.

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

Quelle que soit la pression de service, la température de la condensation totale des vapeurs du distillat doit être prise au moins 15-20°C plus grande que celle du fluide réfrigérant.

Ainsi, la pression  $P_b$  dans le ballon de reflux est déterminée d'après l'équation d'isotherme de la phase liquide.

$$\sum K_i \cdot X_{Di} = 1 \dots \dots \dots (IV-1)$$

Par approximation successive.

La pression au sommet, au fond et dans la zone d'alimentation de la colonne est respectivement :

$$P_s = P_b + \Delta P_1 \dots \dots \dots (IV-2)$$

$$P_f = P_s + \Delta P_2 \dots \dots \dots (IV-3)$$

.....(IV-4)

Où:

$\Delta P_1$  : (0.2 –0.4) atm : perte de charge due aux résistances des conduites et du condenseur.

$\Delta P_2$  : (0.3 – 0.5) atm : perte de charge due aux résistances des plateaux.[4]

**IV-4-2 Bilan matière de la colonne :**

Les bilans matières pour la colonne entière et pour le constituant « i » quelconque s'écrivent :

$$L = D+R \qquad L \cdot X_{Li}' = D \cdot Y_{Di}' + R \cdot X_{Ri}' \dots \dots \dots (IV-5)$$

Où :

$L$  : charge d'alimentation par unité de temps

$D$ : débit de distillat sortant par unité de temps.

$R$  : débit de résidu sortant par unité de temps.

$X_L', Y_D', X_R'$  sont des concentrations molaires respectivement de la charge, de distillat et de résidu. [4]

**IV -4-3 Bilan thermique de la colonne :**

La réalisation de bilan thermique de la colonne est nécessaire pour vérifier le débit du reflux liquide provenant de condenseur et pour déterminer les charges thermiques du condenseur et du rebouilleur.

L'équation de bilan thermique de la colonne entière s'écrit :

$$L \cdot h_L + Q_R = D \cdot h_D + R \cdot h_R + Q_C \dots \dots \dots (IV-6)$$

Avec:

$$h_L = e_D \cdot H_D + (1 - e_D) \cdot h_0 \dots \dots \dots (IV-7)$$

$$Q_R = G_R \cdot (H_R - h_D) + R \cdot (h_R - h_D) \dots \dots \dots (IV-8)$$

$$Q_C = (D + g_x) \cdot (H_D - h_D) \dots \dots \dots (IV-9)$$

Où:

$L, D, R$  : débits molaires respectivement de la charge, du distillat et du résidu (K mol / h )

$Q_R$  : Charge thermique du rebouilleur (Kcal / h)

$Q_C$  : Charge thermique du condenseur (Kcal / h)

$h_L$  : Enthalpie de la charge liquide ( Kcal / Kmol)

$e_D$  : Taux de vaporisation de la charge.

$H_D$  : Enthalpie de la phase vapeur de la charge (Kcal / Kmol)

$h_D$  : Enthalpie de distillat en état liquide (Kcal / Kmol)

$h_0$  : Enthalpie de la phase liquide de la charge (Kcal / Kmol)

$h_R$  : Enthalpie du résidu (Kcal / Kmol)

$h_i$  : Enthalpie du liquide alimente le rebouilleur (Kcal / Kmol)

$H_R$  : Enthalpie de la vapeur provenant du rebouilleur (Kcal / Kmol)

$g_x$  : Débit de reflux liquide (Kmol / h)

$G_R$  : Débit de la vapeur provenant du rebouilleur. [4]

#### **IV -4-4 Fonctionnement à reflux total :**

Dans la théorie de rectification, on utilise deux méthodes du procédé permettant d'établir les cas limités de fonctionnement de la colonne.

L'un des cas limités est le fonctionnement à reflux total correspondant à un nombre minimal de plateaux théoriques et l'autre le fonctionnement à reflux minimal demandant pour la séparation spécifiée un nombre infini de plateau.

A reflux total, quand les volatilité relatives des constituant peuvent être considérés comme constant dans la colonne .la relation entre les concentration des deux constituants (i et j) dans les produits obtenus (distillat et résidu), les volatilité relatives des constituant

et le nombre minimal de plateaux sont donnés par la formule de FENSKE-UNDERWOOD.

Donc, le nombre minimale de plateaux ( $N_{min}$ ) peut être calculé, par la méthode de FENSKE-UNDERWOOD quel que soit la complexité du mélange.

En effet, les équations de bilan de matière et d'équilibre appliquées à chaque étage à partir du sommet, s'écrivent dans le cas de reflux total pour un constituant quelconque :

$$X_{Di} / X_{Dj}' = \alpha_1 \alpha_2 \dots \alpha_n \alpha_r X_{Ri}' / X'_{Ri} \dots \dots \dots (IV-10)$$

En adoptant une valeur moyenne  $\alpha_m$  de la volatilité relative de « i » par rapport à « j » entre le sommet et le fond de la colonne, on aura finalement l'équation de FENSKE-UNDERWOOD.

$$X_{Di} / X_{Dj}' = (\alpha_m)^{m+1} X_{Ri}' / X'_{Ri} \dots \dots \dots (IV-11)$$

On tire le nombre minimal d'étages :

$$N_{min} = \text{Log} (X'_{DV} / X'_{RV} \cdot X'_{RL} / X'_{DL}) / \text{Log} \alpha_{V,L} \dots \dots \dots (IV-12)$$

Où :

$\alpha_{V,L}$  : volatilité relative du constituant -clé volatil (V) par rapport aux constituants -clé lourds (L) ,  $\text{Log} \alpha_{V,L} = \text{Log} \alpha_m$

Le nombre de plateaux théoriques dans la zone de rectification et d'épuisement est déterminé à partir de l'application de FENSKE - UNDERWOOD aux constituants-clé entre l'alimentation et le distillat ou le résidu :

$$N_{min} = \text{Log} ( X'_{DV} / X'_{DL} \cdot X'_{LL} / X'_{LV} ) \dots \dots \dots (IV-13)$$

**IV -4-5 Fonctionnement à reflux minimal :**

Pour le calcul du reflux minimal de la rectification des mélanges complexes on a proposé beaucoup de méthodes , parmi elles , du point de vue de la sûreté,



la méthode de UNDERWOOD  $rf = g / D$  « taux de reflux » est couramment employée. Il est bon de savoir que cette méthode est juste mathématiquement, pour l'hypothèse de LEWIS, c'est-à-dire la supposition de la constante des débits molaires de phases et la constante des volatilités relatives des constituants, il en résulte l'indépendance des volatilités relatives des constituants non seulement de la concentration, mais encore de la température. Dans ces conditions, la valeur minimale du taux de reflux ou du taux de rebouillage.

$$rf_{min} = \frac{\sum \phi Y'_{Di}}{\alpha_{Li} - \phi} \dots \dots \dots (IV-14).$$

$$= \frac{\sum \alpha_{Li} X'_{Ri}}{\alpha_{Li} - \phi}$$

Le calcul se fait à partir de ces deux équations par approximations successives.

La valeur de  $\phi$  varie généralement entre les volatilités relatives des constituants les plus volatils. [4]

**IV -4-6 Taux de reflux optimal : (Opérateur)**

A partir d'une alimentation, il est possible de réaliser une séparation spécifiée en choisissant un taux de reflux opératoire en tête. Le taux de reflux donné définit la hauteur de la colonne (En fixant le nombre de plateaux) et son diamètre qui est fonction du débit vapeur donc du taux de reflux. D'autre part, la valeur du reflux imposée également les charges thermiques du rebouilleur et du condenseur étant les éléments les plus importants des frais opératoires.

D'une manière générale, le taux de reflux optimal  $(rf)_{opt}$  est conditionné par le prix de revient minimal des produits obtenus pour les calculs approximatifs.

On peut utiliser la formule proposée par GILLILAND,

Qui est :

$$\frac{(rf)_{opt} - (rf)_{min}}{(rf)_{opt} + 1} = \frac{0,1}{0,33} \dots \dots \dots (IV-15)$$

$$(rf)_{opt} = 1,3(rf)_{min} + 0,3 ;ou : (rf)_{opt} / (rf)_{min} = 1,04 / 1,5.....(IV-16)$$

**IV -5 Nombre des plateaux théoriques à reflux opératoire :**

**\*Méthodes approximatives :**

GILLILAND (II) a proposé une corrélation empirique le taux de reflux et le nombre de plateaux théorique. Si N est le nombres des plateaux théoriques correspond à un taux de reflux opératoire (rf) les deux fonctions sont reliées entre elles par une courbe de corrélation.

$$\frac{N - N_{min}}{N + 1} \text{ et } \frac{rf - (rf)_{min}}{rf + 1} .....(IV-17)$$

La formule de « Fenske- Under Wood », nous donne la relation entre la concentration et les volatilises relatives de deux constituants dans le distillat et dans le résidu.

Le nombre de plateaux minimal :

$$N_{min} = \log \left( \frac{X_{DV}}{X_{DL}} \cdot \frac{X_{RL}}{X_{RV}} \right) / \log \left( \frac{\alpha_V}{\alpha_L} \right) .....(IV-18)$$

Avec V : Volatil

L : Lourd

L'application du cette formule aux constituants clés nous donne :

$$N_{min} = \log \left( \frac{X_{DV}}{X_{DL}} \cdot \frac{X_{RL}}{X_{RV}} \right) / \log \left( \frac{\alpha_V}{\alpha_L} \right) .....(IV-19)$$

Le nombre de plateaux théorique dans la zone de rectification et d'épuisement et fixe par l'application de l'équation de « Fenske - Under Wood » Aux constituants clés entre l'alimentation et le distillat ou le résidu.[4]

◆ Zone de rectification :

$$N_{Rmin} = \log \left( \frac{X_{DV}}{X_{DL}} \cdot \frac{X_{LL}}{X_{LV}} \right) / \log \left( \frac{\alpha_V}{\alpha_L} \right) \dots\dots\dots(IV-20)$$

◆ Zone d'épuisement :

$$N_{Emin} = \log \left( \frac{X_{LV}}{X_{LL}} \cdot \frac{X_{RL}}{X_{RV}} \right) / \log \left( \frac{\alpha_V}{\alpha_L} \right) \dots\dots\dots(IV-21)$$

Le nombre de plateaux théoriques dans la colonne entière où dans chacune de deux zones, peut calcule par l'application de la méthode « **GILLILAND** »

$$\frac{N - N_{min}}{N + 1} = f \left[ \frac{rf_{OP} - (rf)_{min}}{rf_{OP} + 1} \right] \dots\dots\dots(IV-22)$$

D'après la valeur de :  $\frac{rf - (rf)_{min}}{rf + 1} \dots\dots\dots(IV-23)$

On tire du diagramme de GILLIAND la valeur de :  $\frac{N - N_{min}}{N + 1}$  qui nous permettre de calculé  $N$ . [4]

**IV -5-1 Détermination les dimensionne de la colonne :**

Les conditions de marche d'une colonne « tour » sont : pression, température et taux de reflux en fonction du nombre d'étages.:

**a- Hauteur de la colonne :**

Cette hauteur est liée au nombre de plateaux que l'on doit installer à l'espace que l'on doit prévoir entre chacun d'eux.

**1-Nombre de plateaux :**

Le nombre d'étages est fonction du taux de reflux, ces étages sont également appelés « plateau théorique ». En effet, ils représentent un plateau parfois à équilibre entre les phases liquides et vapeur peut s'établir parfaitement.

En pratique , il n'en est pas ainsi et on doit intervenir la notion d'efficacité de 100%, le plateau réel a une efficacité inférieure à 100%, le rapport entre le nombre de plateaux théoriques et le nombre de plateaux réels est l'efficacité moyenne des plateaux d'une colonne.

$$R \text{ efficacité moyenne (\%)} = \frac{\text{Nbr de plateaux théoriques} \cdot 100\%}{\text{Nbr de plateaux réel}}$$

On peut donc lier le nombre d'étages au nombre de plateaux. Il faut un taux de reflux tel que le nombre de plateaux ne soit pas grand tel que la balance économique soit bonne. En effet, les plateaux constituent un investissement et le taux de reflux une dépense d'exploitation.[1]

**2- Espacement entre les plateaux :**

les critères sont simples, il faut que la construction soit possible et que l'on puisse pénétrer entre les plateaux pour en assurer l'entretien, la hauteur de la tour

sera égal au produit du nombre de plateaux par l'espacement, plus l'espace libre en tête et au fond du tour

**b- Diamètre de la colonne :**

Si la vitesse des vapeurs dans la tour est trop grand (diamètre trop petit) des gouttelettes de liquide peuvent être entraînées d'un plateaux à l'autre.

Il y a alors by-pass partiel des plateaux, l'équilibre n'est pas atteint, il y a une baisse d'efficacité de plateaux.

Soit « M » la masse des vapeurs présentées en tête de tour, en kg/h.

On a une section limitée égale M/G et le diamètre limite sera :

$$D = \sqrt{\frac{4s}{\pi}} \text{ mètres.....(IV-24)}$$

Le calcul est fait en prenant le débit de vapeur de tête (distillat + reflux interne) ; Car c'est la zone la plus chargée.

$$Q = V \cdot S = V \cdot \frac{\pi \cdot D^2}{4} \text{ .....(IV-25)}$$

$$D^2 = \frac{4 \cdot Q}{V \cdot \pi} \Rightarrow D = \sqrt{\frac{4 \cdot Q}{V \cdot \pi}} \text{ .....(IV-26)}$$

Où :

V : La vitesse du fluide (m/s).

S : Section du passage (m<sup>2</sup>).

Q : Débit (m<sup>3</sup>/s).

**c- Calcul de la hauteur de la colonne :**

La hauteur de la colonne est :

$$H_T = h_1 + h_2 + h_3 + h_4 + h_5 + h_6 \text{ (m).....(IV-27)}$$

❖  $h_1 = \frac{D}{2}$  : la distance entre le 1<sup>er</sup> plateau de la zone de rectification et le sommet de la colonne.

- ❖  $h_2 = (N_R - 1) h_p (*)$  : la hauteur de la zone de rectification .
- ❖  $h_3 = 2.h_p$  la hauteur de la zone d'alimentation . $h_p$  : la distance entre deux plateau successives.
- ❖  $h_4 = (N_E - 1) h_p$  : la hauteur de la zone d'épuisement.
- ❖  $h_5 = (12.8 \text{ m})$  la hauteur entre le dernier plateau de la zone d'épuisement et le fond inférieur.

$h_6 = \frac{D}{3}$  : la distance entre le 1<sup>er</sup> plateau de la zone d'épuisement est le fond de

la colonne.

(  $h_p = 0,6\text{m}$  ) [1]



*Partie  
technologique*

# *Chapitre V*

## *Généralité de l'usine*



## **V-1 Présentation du champ de Hassi Messaoud :**

### **V-1-1. Situation géographique :**

Hassi Messaoud est au centre de l'Algérie dans la wilaya de ouargla. C'est une zone industrielle située à 850 Km au sud d'est d'Alger et à 80 Km au sud-est de ouargla.

Le gisement de Hassi Messaoud est le plus grand gisement d'Algérie, sa superficie est de 1600 Km<sup>2</sup>.

Pour faciliter son exploitation, il a été en deux secteurs : secteur sud et secteur nord ; un complexe industriel a été installé pour chaque secteur, on distingue donc :

- Complexe industriel sud CIS.
- Complexe industriel nord CINA.

### **V-1-2. Historique :**

Le complexe industriel sud est le plus important et il se compose de cinq unités :

- 1- Unité de traitement.
- 2- Unité GPL-1.
- 3- Unité nouvelle raffinerie.
- 4- Unité compression réinjection gaz.
- 5- Unité nouvelle GPL-2 [3]

**V-2 Généralités sur le champ du Hamra :****V-2- 1. Description du champ du Hamra :****V-2-1-1 Situation géographique :**

Le champ de Hamra se trouve dans le grand Erg oriental à une altitude de 285m, il se situe à 300 Km au sud de Hassi Messaoud, à 800 Km du chef lieu de la wilaya d'Ilizi et à 60 Km de Rhourde-nouss (Voir figure -1).

**V-2-1-2 Coordonnées géographiques :**

Latitude : 29° 14' Nord.

Longitude : 06° 31' Est.

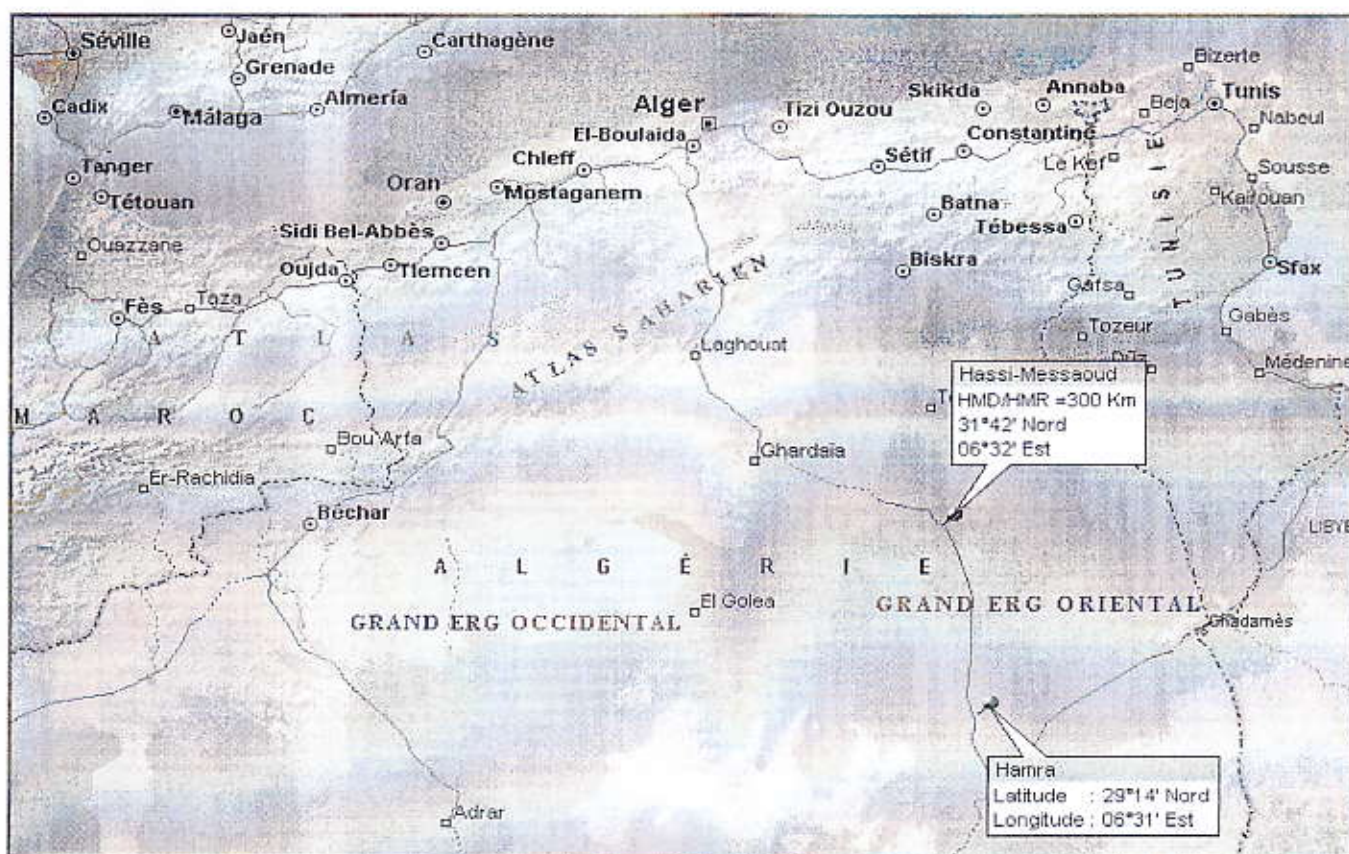


Figure V-1 Situation géographique

### **V-2-1-3 Historique et présentation de l'usine de HAMRA**

Le premier puit, Hamra 1, à été foré sur la bordure Est du permis d'Ebioud, en 1956 suite à une anomalie positive décelée par l'étude gravimétrique.

Le complexe de traitement de gaz naturel de Hamra se compose principalement des unités suivantes

#### **a- puits producteurs**

Le champ de HAMRA comporte (11) puits producteurs avec un tubage de production en acier inoxydable pour éviter les problèmes de corrosion due à la présence de CO<sub>2</sub> et d'eau libre.

L'architecture de ces puits se compose soit de tubage de diamètre 95/8, et un liner 7" et un tubing 5" soit de tubage de 7" et un tubing 4 1/2

Les puits avec un tubing de 5" sont équipés d'une tête de puits 71/16, ceux avec un tubing 4 1/2 d'une tête de puits 41/16.

Un réseau de collecte d'une longueur de 42 km relie onze (11) puits producteurs au complexe par l'intermédiaire de quatre (4) manifolds et de lignes de surface de diamètre de 8,12 et 16.

La capacité de production moyenne de chaque puits est de 1.5 10<sup>6</sup> Sm<sup>3</sup> par jour.

La sécurité du puits est assurée par une vanne de fond type Storm Chocke et deux vannes à commande pneumatique sur la tête de puits.[3]

**b- Puits ré injecteurs**

Le champ de HAMRA comporte 08 puits injecteurs avec un tubage d'injection en acier au carbone.

L'architecture de ces puits comprend soit un tubage de diamètre 95/8 un liner 7" et un tubing d'injection de 5", soit un tubage de diamètre 7", et un tubing d'injection de 4 1/2".

Les puits avec un tubing d'injection de 5" sont équipés d'une tête de puits 7 1/16" soit avec un tubing 4 1/2" d'une tête de puits 4 1/16".

Le complexe est relié aux puits injecteurs par deux (2) dessertes d'une longueur totale de 36 km avec des diamètres de ligne de surface de 6 et 12 pouces.

La capacité d'injection moyenne de chaque puits est de  $1.7 \cdot 10^6 \text{ m}^3/\text{jour}$  de gaz sec.

La sécurité de puits est assurée par une vanne de fond type flapper valve et deux vannes à commande sur tête de puits.

**c- Trains de traitement de gaz**

Deux trains de traitement de gaz pour la récupération des hydrocarbures lourds contenus dans le gaz brut et la stabilisation des condensats récupérés; et la capacité de chacun des deux trains est de  $7,5 \cdot 10^6 \text{ Sm}^3$  de gaz brut.

Le slug catcher commun aux deux trains permet d'effectuer la première séparation à l'entrée du complexe.

**d- Boosting**

La section de boosting se compose de deux turbocompresseurs de fabrication Nuovo Pignone, de type centrifuge BCL 506.

Chaque compresseur est entraîné par une turbine de marque Général Electricque de type MS 3002. Les deux machines ramènent la pression du gaz traité de 40 bars à 75 bars.

#### **e- Réinjection**

La section de réinjection se compose de deux turbocompresseurs de fabrication de Nuovo Pignone, de type centrifuge BCL 405A et BCL 304B, entraîné chacun par une turbine à gaz de marque Général Electricque de type MS 5002. La station de réinjection comprime le gaz sec de 75 bars à 275 bars.

#### **f- Puits injecteurs**

Le complexe est relié aux huit puits injecteurs par deux dessertes d'une longueur totale de 36 km avec des diamètres de ligne de surface de 6 et 12 pouces.

La capacité d'injection moyenne de chaque puits est de  $1,7 \cdot 10^6 \text{ Sm}^3$  de gaz sec par jour.

#### **g- Aire de stockage de condensât**

La zone de stockage et d'expédition de condensât se compose de :

- Deux bacs à toits flottants d'une capacité de  $6000 \text{ m}^3$  chacun.
- D'un bac à toit fixe pour le condensât hors spécifications d'une capacité de  $2000 \text{ m}^3$ .
- Trois pompes d'expédition de condensât d'un débit unitaire de  $130 \text{ m}^3/\text{h}$

#### **h- Aire de stockage de GPL**

La zone de stockage et d'expédition de GPL se compose de :

- Trois sphères d'une capacité de 2000 m<sup>3</sup> chacune.
- Une sphère de capacité de 900 m<sup>3</sup> pour le GPL hors spécifications.
- Deux pompes boosters d'un débit de 190 m<sup>3</sup>/h chacune.
- Trois pompes de ligne d'un débit de 95 m<sup>3</sup>/h chacune.

#### **i- Les utilités**

La zone des utilités se compose des sections suivantes :

- La centrale électrique qui se compose de deux turboalternateurs d'une puissance totale de 38 MW et de deux groupes de secours (diesel).
- Une unité de production d'air service et d'air instrument.
- Une unité de production d'Azote pour l'inertage des équipements lors des travaux.
- Une unité de traitement des eaux de service qui consiste en une filtration à travers des lits de sable et une chloration.
- Une unité de stockage et de régénération des huiles de graissage par centrifugation.
- Une unité de stockage et de distribution de l'huile diathermique.
- Système Gaz combustible qui assure l'approvisionnement continu en fuel gaz pour les différentes turbines et les fours.

- Système Gasoil pour le stockage et la distribution vers les points d'utilisation.
- Système de traitement des eaux huileuses et d'épuration des eaux usées.
- Système d'eau anti-incendie avec un bac de stockage d'eau de 12000 m<sup>3</sup> et des pompes pour garder la pression de 8 bars à travers tous les points du complexe.

#### **j- Les systèmes auxiliaires :**

- Système d'évacuation du gaz vers gazoduc.
- Système gaz de régénération permet de refroidir et de débarrasser de l'eau le gaz ayant servi au réchauffage et le refroidissement des tamis moléculaires.
- Système de vidange permet d'acheminer tous les liquides de vidange vers le système de traitement des eaux huileuses.
- Système injection de méthanol vers différents points dans le complexe.
- Système torches comprenant deux torches chaudes, une torche sèche, une torche froide, une torche basse pression, et le bourbier.

#### **➤ Technique de traitement de gaz**

Pour le champ de Hamra, le procédé mis en œuvre est : **Le procédé HUDSON** ; il est basé sur le refroidissement du gaz par échange thermique et complété par une détente à travers une machine appelée TURBO-EXPANDER, qui permet d'atteindre un niveau de température inférieure à 55°C.

Le procédé HUDSON est très performant, il permet une meilleure récupération des hydrocarbures liquides.

Le gaz en provenance des puits producteurs est un mélange (gaz et hydrocarbures liquides) contenant une faible proportion d'eau du gisement. Il se présente à une pression de 105 bars et une température de 49°C

Le principe de fonctionnement s'articule autour de quatre étapes :

❖ **Élimination de l'eau :**

L'eau libre contenue dans la charge est éliminée par décantation dans les premiers ballons.

❖ **Extraction des hydrocarbures liquides :**

Elle se fait par un abaissement progressif de température du gaz brut, obtenant un gaz très sec répondant aux spécifications commerciales.

❖ **Stabilisation et fractionnement :**

Cette section permet le traitement des hydrocarbures liquides extraits de l'effluent ; la stabilisation permet d'éliminer tous les gaz légers tel que le méthane et l'éthane entraînés par les hydrocarbures liquides lors des différentes séparations dans les ballons. Le fractionnement consiste à séparer les hydrocarbures liquides stabilisés en condensât et GPL.

❖ **Recompression du gaz**

Le gaz doit être comprimé pour avoir la pression de ligne (gaz de vente) ou être comprimé une deuxième fois pour avoir la pression de réinjection (gaz de réinjection). [3]



V-2-1-4 Réserves :

Tableau « V-1 »

	En place	recupérable	L'unité
Gaz brut	111.3	85.0	$10^9 \text{ Sm}^3$
Condensât	19.5	14.0	$10^6$ tonnes
GPL	13.1	7.5	$10^6$ tonnes

V-2-1-5 Capacité de production :

L'unité à une capacité total de traitement de 15 million  $\text{Sm}^3/\text{j}$

Tableau « V-2 »

Produits	Production
Condensât	2640 tonnes /j
GPL	1440 tonnes/j
Gaz de vente	$2.0 \cdot 10^6 \text{ Sm}^3/\text{j}$
Réinjection	$11.1 \cdot 10^6 \text{ Sm}^3/\text{j}$

# *Chapitre VI*

## *Description du process*

## **VI- DESCRIPTION DU PROCESS :**

### **VI-1 Généralités :**

L'unité de traitement 10, avec l'unité 20 identique est la principale des unités qui compose l'usine de Hamra.

La condensation des hydrocarbures lourds dans l'unité est réalisée en refroidissant le gaz riche, selon la technologie du turbo -détendeur.

Le gaz naturel se refroidit par détente isentropique dans le turbo-expander en atteignant des températures plus basses et par conséquent en produisant plus des liquides.

En outre, le turbo-expander fournit l'énergie mécanique qui est exploité pour re-comprimer le gaz traité jusqu'à l'aspiration de la station de re-compression (Unité 50).

Le gaz et les condensât froids qui sortent du turbo-expander fournisse les frigories pour la pré réfrigération du gaz brut d'alimentation de l'unité.

Un contrôle précis de la température de pré réfrigération de gaz brut et de la pression de détente permette de récupérer les condensâtes avec une consommation d'énergie minimale.

Les condensât sont ensuite fractionné en deux colonne (Dééthaniseur et Splitter GPL) pour la production de GPL et condensât stabilisé.

La chaleur nécessaire pour le rebouillage des colonnes et produite par les rebouilleurs en utilisant de l'huile diathermique.

Deux systèmes de déshydratation sont prévus dans l'unité : le premier est pour le gaz brut, le deuxième pour le liquide. La déshydrations est faite dans les tamis moléculaires qui sont régénérés une fois terminée la période d'absorption.[2]

Dans les points les plus froids de l'unité on prévoit la possibilité d'injecter, en discontinu, du méthanol pour éliminer les éventuelles accumulations d'hydrates qui pourraient se former.

L'unité peut être subdivisé en 6 sections :

- ✓ Pré réfrigération du gaz brut
- ✓ Déshydratation du gaz brut
- ✓ Déshydratation des liquides
- ✓ Refroidissement et recompression du gaz
- ✓ Dééthanisation du liquide
- ✓ Splitter du GPL

## VI-2 CARACTERISTIQUES DES PRODUITS :

### *Gaz traité :*

- Point de rosée à 81.5bar eff < -6°C
- Température sortie unité 10 55°C
- Pression sortie unité 10 40.6 bar eff

### *GPL :*

- Récupération (ref alimentation) 75 % mol
- Teneur en C<sub>2</sub><sup>-</sup> < 3 % mol
- Teneur en C<sub>5</sub><sup>+</sup> < 0.4% mol

### *Condensât :*

- Récupération (ref alimentation) 95% mol
- TVR 0.9 bar abs

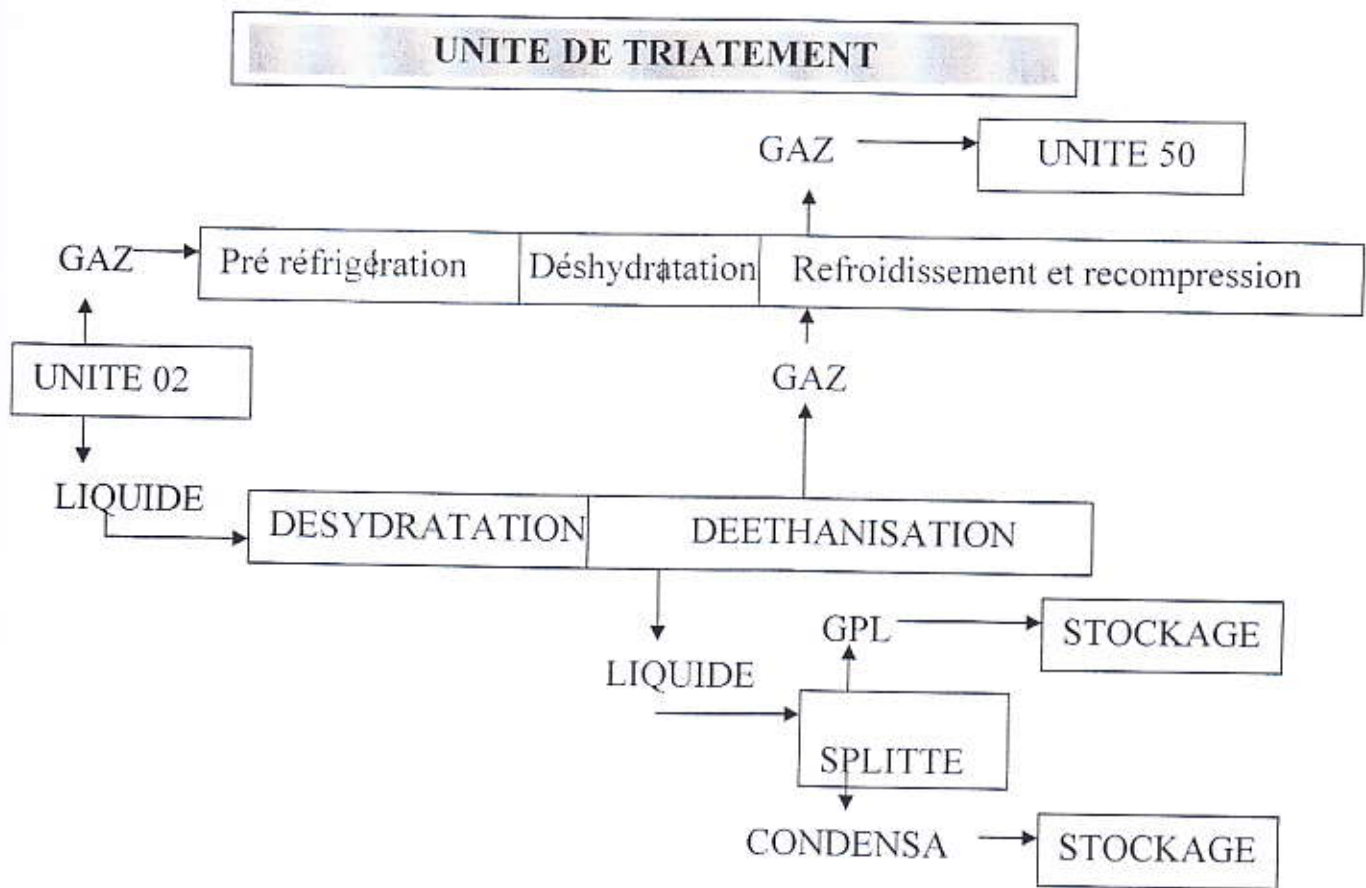


Figure VI-1 Schéma unité de traitement

**VI-3 Pré réfrigération du gaz brut :**

Le gaz provenant du séparateur 02-V01A/B est envoyé à la limite de batterie de l'unité ; l'alimentation de l'unité est prévue sous contrôle de la pression (PRC01) tandis que le débit est réglé directement par le turbo-expander.

Le gaz provenant à une température de 53°C est refroidi dans le refroidisseur E-01 jusqu' à une température de 33°C au moyen du gaz traité, puis est envoyé au séparateur HP-V-01, où en obtient trois phase ; gaz, condensât, eau ; l'eau de formation est récolter dans un mamelon de décantation et envoyé vers le dégazeur 02-V04 à travers le réchauffeur E-12.

Les hydrocarbures accumulés sont envoyés vers le ballon de détente 10- V02. Le gaz séparé est envoyé vers le système de déshydratation 10-V04 A/B/C, la spécification demande que la teneur en eau entraîné dans le gaz soit  $\leq 1$ ppm. [2]

#### **VI-4 Déshydratation du gaz :**

Le gaz sortant du séparateur 10-V01 est envoyé aux déshydrateurs 10-V04 A/B/C, deux en adsorption et un en régénération, le système de déshydratation du gaz est dimensionné sur la base des critères suivants :

➤ Point de rosée dans l'eau en sortie : - 65°C à 31 bar eff.

➤ Durée du cycle :

Adsorption	16 heures
Régénération	8 heures

➤ Sens de flux :

Adsorption	de haut en bas
Régénération	de bas en haut

➤ Température de gaz de régénération : 275°C

Le gaz déshydraté est envoyé aux filtre S-01 A/B pour l'élimination des poussières des tamis entraînés, le gaz ensuite est envoyé au séparateur entrée expander 10-V05 via les refroidisseurs E-03, E-02 et E-04 de côté tube jusqu'à une température de -3°C ; Une partie de gaz déshydraté et filtré est prélevé pour la régénération des déshydrateurs gaz et liquides, après le réchauffement dans le réchauffeur E-10, avec l'huile diathermique jusqu'à la température de 275°C (phase de réchauffement) la température est réglé par le contrôleur TIC-50, la TV-50 est installée sur la ligne de l'huile diathermique à l'entrée de E-10.

Pendant la phase de refroidissement le réchauffeur E-10 est by passé par la vanne KJV-20 ,en maintien tout fois dans le réchauffeur un flux minimum de l'huile diathermique.

#### **VI-4-1 Régénération du tamis du gaz :**

##### **❖ Phase de réchauffement**

Le réchauffeur E-10 est déjà à température (flux minimum d'huile diathermique) ; la vanne KJV-20 qui reçoit les ordres de la séquence, est disposé de manière à laissé passé le gaz à travers le réchauffeur ; le débit d'huile diathermique vers l'échangeur est augmenté graduellement, de manière à réchauffé le gaz avec un gradient de température fixée.

1° Rampe de chauffage	6 min
1° Chauffage (t° du gaz 120°C)	30 min
2° Rampe de chauffage	12 min
2° Chauffage (t° du gaz 275°C)	245min

La première rampe (chauffage de tout le lit à 120°C) sert pour éviter la recondensation, dans la zone supérieur du lit, de l'eau désorbé dans la zone inférieure.

##### **❖ Phase de refroidissement**

La vanne d'alimentation d'huile diathermique est fermée graduellement , de manière à refroidir le gaz avec un gradient thermique fixé ; lorsque le flux minimum d'huile diathermique à été atteint ,la vanne KJV-20 est activée par la séquence de manière à by- passer complètement le réchauffeur. [2]

Le gaz de régénération sortant du déshydrateurs gaz est envoyé, avec le gaz provenant du déshydrateurs des liquides en régénération, au réfrigérant 02-EA-01

1° Rampe de refroidissement	30 min
2° Refroidissement	120 min

#### ❖ Refroidissement et recompression du gaz :

Le système de pré refroidissement du gaz vers le turbo expander a été dimensionné sur la base des critères suivants :

- Température du séparateur V-05 à l'entrée de l'expander  $-3^{\circ}\text{C}$
- Pression séparateur V-05 à l'entrée de l'expander 97bar eff

Le gaz sec provenant des filtres S-01A/B est refroidit dans les échangeurs suivants :

- côté tube du l'échangeur E-03 avec le liquide provenant du V-05
- côté tube du l'échangeur E-02 avec le gaz provenant du E-05 et de V-07
- côté tube du l'échangeur E-04 avec le liquide provenant du V-06

Après le refroidissement le gaz est envoyé au DET (turbo expander) dont le système est composé de :

- Un séparateur V-05 en amont de l'expander
- Un séparateur V-06 en aval de l'expander
- Un DET pour la récupération du maximum de liquide
- Deux pompes P-02A/B pour liquide Du V-06

Le dimensionnement de DET a été fait suivant les critères ci –dessous :

- |  |                      |
|--|----------------------|
| -Température de séparateur V-05                    | $-3^{\circ}\text{C}$ |
| - Pression de séparateur V-05                      | 97bar eff            |
| - Pression de séparateur V-06                      | 31bar eff            |
| -Pression d'entrée compresseur couplé à l'expander | 28.6bar eff          |



Le débit vanne Joule – Thomson (dérivation expander) est égale à 80% de la valeur de l'alimentation à l'expander au moment où celui-ci est mis hors service.

Le gaz refroidit à la température  $-3^{\circ}\text{C}$  est envoyé au séparateur V-05 composé de deux corps :

Le corps supérieur V-05 –A permet la séparation gaz liquide, alors que le corps inférieur V05-B permet l'accumulation du lit liquide.

Le liquide séparé dans le V-05 est envoyé au dééthaniseur après qu'il est passé de côté calandre de l'échangeur E-03.

Le gaz sortant de séparateur V-05 est envoyé au DET où se passe une détente isentropique.

Le gaz et le liquide sortant de l'expander sont envoyés au séparateur V-06 dont les paramètres sont 30 bars et  $-55^{\circ}\text{C}$ .

Le gaz séparé dans le V-06 est envoyé pour réchauffage d'abord vers le condenseur E-05 puis mélangé avec celui qui a été produit dans le V-07 (ballon de reflux dééthaniseur) pour aller refroidir le gaz brut dans le E-02 ,E-01 puis est envoyé au compresseur 02-K-01A/B couplée à l'expander DET-01 après la compression ; le gaz est refroidit dans les aéro-réfrigérants EA-02 à pas variable puis envoyé à la station de compression (unité 50) ,pour la réinjection a une pression de 270 bars .

Le liquide séparé dans le V-06 est envoyé au dééthaniseur C-01 par des pompes P-02 A/B via E-04 dans le quel il est réchauffé. [2]

### **VI-5 Déshydratation des liquides :**

Le ballon de détente V-02 traite les hydrocarbures provenant du :

-séparateur 02 –V-01A/B

-séparateur 10/20 V-01

-bac de condensât hors spécification (02-T-01) pour retraitement  
(Max 16 m<sup>3</sup>/h)

Ce ballon est prévu pour recevoir également le liquide drainé du déshydrateurs en régénération (V-03 A/B) à travers le filtre 02-S01A/B et le ballon V-01.

Le liquide provenant du ballon de détente V-02 est pompé à travers la P-01 A/B à la pression de 99.6 bars eff de manière à garantir une hauteur de refoulement suffisant supérieur de 1.5 bar à celle du V-02 ; pour éviter la vaporisation du liquide dans le système de déshydratation au système de pré filtration S-04A/B, afin d'éliminer les particules solide supérieur à 10 microns nécessaire au bon fonctionnement du coalesceur S-03 A/B.

L'indicateur de pression différentielle avec alarme de haute pression est installé à l'entrée et la sortie du liquide filtré pour vérifier les conditions des tamis.

Le coalesceur S-03 permet la déshydratation de liquide jusqu'à une teneur de 10 ppm d'eau libre en maximum, le liquide (hydrocarbure) de S-03 filtré et partiellement déshydraté et envoyé vers les déshydrateurs V-03A/B qui sont alimentés de bas en haut le liquide sortant latéralement dans la partie haute de déshydrateurs.

Le système de déshydratation dans le liquide est dimensionné sur la base des critères suivants :

➤ point de rosée dans l'eau en sortie -65°C à 31 bars eff

➤ durée de cycle (deux déshydrateurs, l'un pour l'adsorption et l'autre en régénération) :

Adsorption	12h
Régénération	02h

➤ Type de flux :

Adsorption	de bas en haut
Régénération	de haute en bas

### VI-5-1 Régénération des tamis du liquide

Pour la régénération des tamis du liquide, en suite les étapes suivantes :

#### ❖ Drainage de liquide

Le déshydrateur V-03A/B qui doit être régénéré doit tout d'abord être complètement vidé. Pour se fait, on utilise une ligne de drainage de 3" qui vidange le condensât vers le séparateur V-02 sous control de débit.

Le drainage est fini lorsque le contact de niveau minimum du pot de drainage disposé au point le plus bas en dessous des déshydrateurs des lignes entrées.

#### ❖ Purging

On prévoit une phase de purging, avant le réchauffement, à température basse pour éliminer les hydrocarbures liquides restant sur les tamis moléculaires pour éviter leur dégradation.

- Rampe de purging	10 min
- Purging (température de gaz 80°C)	20 min

### ❖ Phase de réchauffement

Le réchauffeur E-11 est déjà à température (flux minimum d'huile diathermique). La vanne KJV-40 qui reçoit les ordres de la séquence, est disposée de manière à laisser passer le gaz à travers le réchauffeur ; le débit d'huile diathermique vers l'échangeur est augmenté graduellement de manière à réchauffer le gaz avec un gradient de température fixé.

-Rampe de réchauffage	6 min
-Chauffage (température de gaz 120°C)	30 min
-Rampe de réchauffage	12 min
-Chauffage (température de gaz 275°C)	300 min

La première rampe (chauffage de tout le lit à 120) sert pour éviter la ré-condensation dans la zone supérieure du lit, de l'eau désorbé dans la zone inférieure. [2]

### ❖ Phase de refroidissement

La vanne du déshydrateur est effectuée en équilibrant la pression du déshydrateur avec le ballon de détente V-02 et en l'alimentant du bas avec le liquide prélevé sous contrôle du coalesceur S03, l'opération de remplissage finit lorsque le contact du haut niveau disposé sur la partie supérieure du déshydrateur au-dessus du gaz de sortie du liquide est activé. Le liquide déshydraté venant des V-03A/B est envoyé aux filtres S-02A/B pour l'élimination des poussières de tamis moléculaire. [2]

### VI-6 Déshydratation du liquide :

La pression dans la colonne dééthaneuse est de 32 bars.

Le système de dééthanisation est composé des équipements suivants :

- dééthaneuse	C-01
- Refroidissement condensât vers stockage	E-13

-Echangeur de charge dééthaniseur	E-06
-Condenseur de dééthaniseur	E-05
-Rebouilleur de dééthaniseur	E-08
-Ballon de reflux dééthaniseur	V-07
-Pompe de reflux dééthaniseur	P-03A/B

Il a été dimensionné sur la base des données suivantes :

- Teneur en éthane du GPL produit inférieure à 3.0% mol
- Débit du GPL hors spécification retraitable égale à 12.5 m<sup>3</sup>/h

1) Le liquide sortant des filtre est envoyé vers le dééthaniseur C-01 après avoir été préchauffé dans les E-13 et E-06 à la température 100°C ,est pénétré dans le 24<sup>ème</sup> plateau.

2) Le liquide provenant de V-05 puis réchauffé dans E-03 à une température de 20°C est envoyé au C-01 au dessus du 20<sup>ème</sup> plateau.

3) Le liquide provenant de V-06 est refoulé par la pompe P-02 A/B à travers le réchauffeur E-04 pour sortir à une température de -2°C puis pénétré dans le C-01 au dessus du 10<sup>ème</sup> plateau.

Les vapeurs de tête à une température de -11°C sont condensées dans le E-05 et sont recueillies dans le ballon de reflux V-07, où la pression de service est de 30.5 bar eff de manière à permettre au gaz séparé de se mélanger en aval du E-05 avec le gaz provenant du V-06.

Le liquide recueilli dans le V-07 est totalement recyclé en tête de la colonne par les pompes P-03 A/B.

La chaleur nécessaire pour le fractionnement est fourni par le rebouilleur E-08 qui fonctionne avec un échange de chaleur avec l'huile calo porteuse qui chauffe la charge du fond jusqu'à une température de 155°C ;le liquide de dééthaniseur est envoyé vers la C-02. (Voir la annexe 5)

**VI-7 Splitter du GPL :**

La colonne de débutaniseur fonctionne à une pression de 16bars. Le système est composé des équipements suivants :

-Splitter GPL	C-02
-Echangeur de charge dééthanisé	E-06
-Echangeur charge/fond splitter GPL	E-07
-Rebouilleur du splitter GPL	E-09
-Refroidisseur condensât vers stockage	E-13
-Réchauffeur du GPL	E-15
-Condenseur du splitter GPL	EA-01
-Refroidisseur du GPL	EA-04
-Ballon de reflux du splitter GPL	V-08
-Pompe de reflux du splitter GPL	P-04A/B
-Pompe de d'atomisation du GPL	P-05A/B

Il a été dimensionné sur la base des critères suivants :

- Teneur en  $C_5^+$  du GPL produit inférieur à 0.4% mol
- Tension de vapeur du condensât inférieur à 0.9 bar abs
- Température de l'air pour le dimensionnement du refroidisseur à air 45°C
- Température du GPL au stockage 55°C

Le liquide venant du fond de dééthaniseur est réchauffé dans l'échangeur E-07 avant d'alimenter la C-02 au dessus de 27<sup>ème</sup> plateau les vapeur de tête de la colonne sont envoyées sous contrôle du régulateur de pression (PRC-13) au ballon de reflux splitter GPL V-08 via le condenseur EA-01, une partie de GPL est recyclé en tête de la colonne et l'autre partie est envoyée au refroidisseur où il est refroidit jusqu'à 55°C puis vers stockage. [2]

Dans le cas où la spécification du GPL n'a pas été respectée on l'envoie manuellement vers la sphère hors spécification 180-T-01.

La chaleur nécessaire pour le fractionnement est fournie par le rebouilleur E-09 qui fonctionne avec un échange de chaleur par intermédiaire de l'huile diathermique qui chauffe la charge du fond jusqu'à une température de 180°C, le condensât est refroidi dans les échangeurs E-07, E-06, EA-03 et enfin dans E-13 de manière à atteindre la température de 45°C à laquelle correspond une TVR inférieure à 0.9 bar abs; dans ces conditions le condensât est envoyé au stockage, si la température est de 52°C le condensât est envoyé automatiquement au système hors spécification (Voir le schéma suivant) :

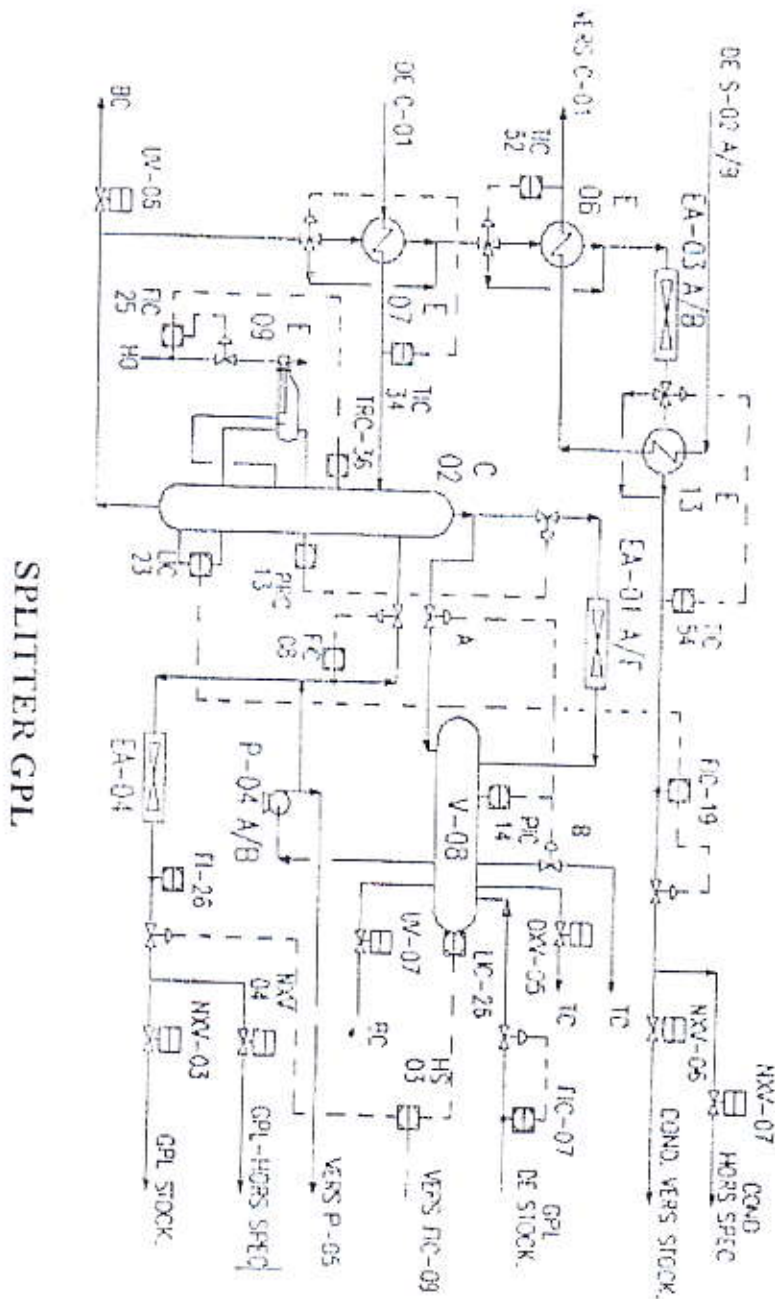


Figure VI- 2 Schéma de la section « Splitter GPL »



## II-SYSTEME HUILE DIATHERMIQUE (UNITE 141/142) :

### II-1 Généralités :

Le système huile diathermique (huile chaude) fournit la chaleur nécessaire pour le fonctionnement normal de l'unité de traitement 10/20 et l'unité 120 (système de distribution du gaz combustible). (voit le schéma ci-dessous )

Le circuit d'huile chaude comprend :

- 1) Un réservoir tampon 141-V-01 d'huile chaude.
- 2) Trois pompes 141-P-01 A/B/C pour la circulation de l'huile chaude à travers le réseau de distribution des échangeurs des unités 10/20 et 120 qui sont les suivants :
  - Le rebouilleur 10-E-08 du Dééthaniseur.
  - Le rebouilleur 10-E-09 du Splitter GPL.
  - Le réchauffeur régénérateur 10-E-10 du déshydrateur gaz.
  - Le réchauffeur régénérateur 10-E-11 du déshydrateur liquide.
  - Le réchauffeur 10-E-15 du GPL.
  - Le réchauffeur 120-E-01 du gaz combustible.
- 3) Deux filtres 141-S-01 A/B d'huile chaude.
- 4) Un four 141-F-01 pour le chauffage d'huile.
- 5) Un aéroréfrigérant 141-EA-01 pour le refroidissement d'huile chaude.

L'huile chaude entrante dans le four F-01 à 240°C adsorbe la chaleur dans la zone de convection d'abord et ensuite dans la zone radiante, puis sorte à une température de 300°C, cette température est contrôlée par le TIC-04, tandis que la température de retour au réservoir tampon V-01 est

Contrôlée par le TIC-07, le contrôle du four est fait par le signal du TIC-04 en cascade avec le contrôleur de la pression du gaz combustible aux brûleurs et sa vanne de réglage TV-06.

Après refroidissement d'huile dans le four est envoyée vers le réseau de distribution qui alimente les rebouilleurs 10-E-08 et 10-E-09 pour assurer le reflux chaud de la colonne C-01 ( Dééthaniseur ), C-02 (Splitter GPL) ainsi que les réchauffeurs générateurs 10-E-10 et 10-E-11 du déshydrateur vapeur, le déshydrateur GPL, le réchauffeur 10-E-15 du GPL et le réchauffeur 120-E-01 du gaz combustible, le contrôle des température de chaque échangeur est indépendant.

Une partie de l'huile est envoyée vers l'aéroréfrigérant EA-01 pour garantir une température constante de l'huile chaude dans le réservoir tampon V-01. Cette température est réglée par TIC-06 qui contrôle le débit d'huile à travers l'aéroréfrigérant par une vanne de réglage TV-06 est installée en amont de l'aéroréfrigérant et le cycle recommence. [2]

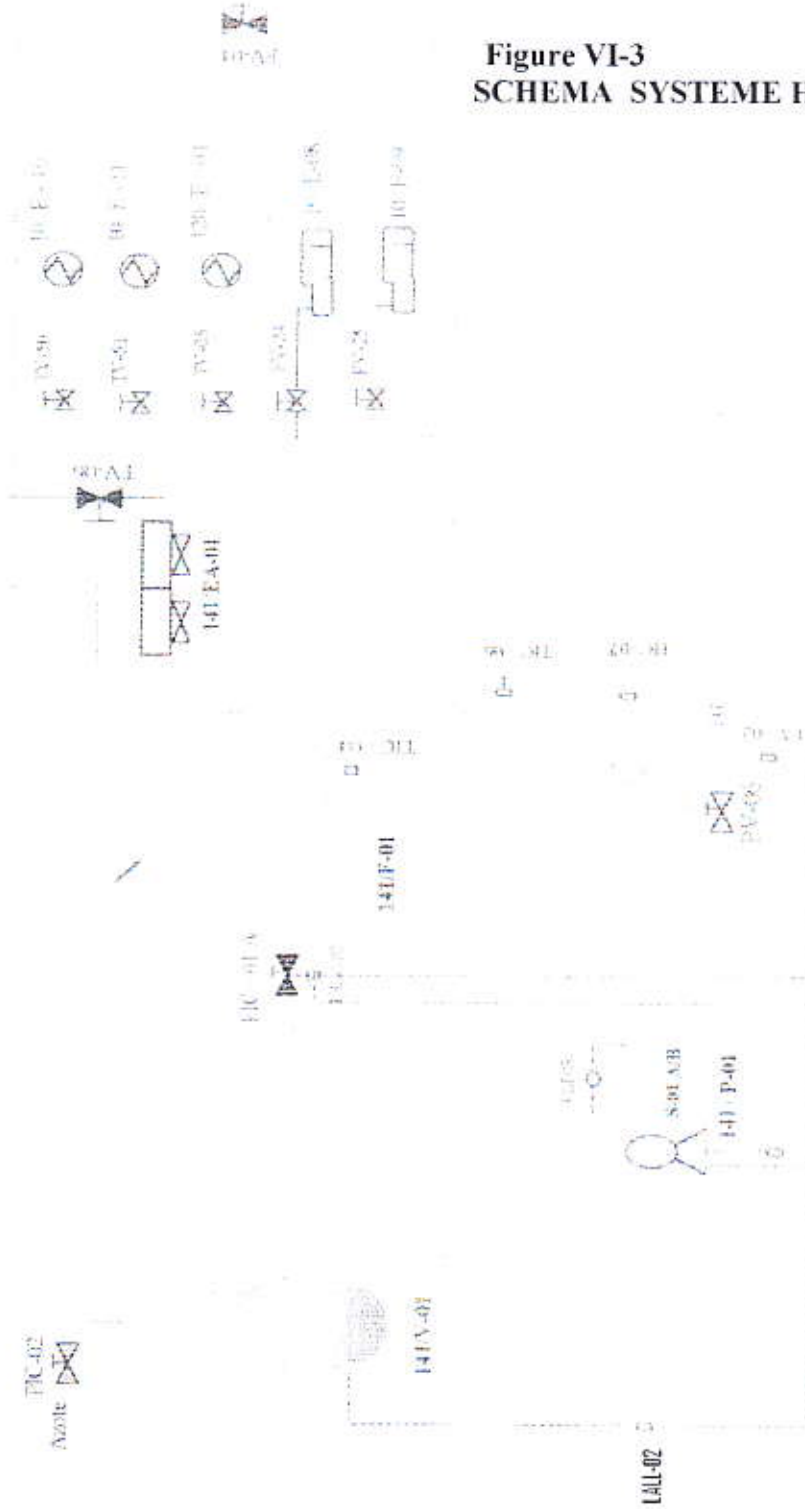


Figure VI-3  
SCHEMA SYSTEME HUILE CHAUDE

Huile de  
Stockage  
140 / T-01

# *Partie calcul*

## VII -1- Les donnés de départ :

- Débit de l'alimentation de Splitter GPL : **96058 kg / h**
- La température d'alimentation dans la colonne : **151°C**
- On choisit comme constituant clé volatil : **nC<sub>4</sub>H<sub>10</sub>**
- On choisit comme constituant clé lourd : **iC<sub>5</sub>H<sub>12</sub>**
- La teneur en nC<sub>4</sub>H<sub>10</sub> dans le résidu : **2 %**
- La teneur en iC<sub>5</sub>H<sub>12</sub> dans le distillat : **0.4%**

On tenant compte des caractéristiques du GPL commercial :

- Teneur en C<sub>2</sub><sup>-</sup> < 3 % mol
- Teneur en C<sub>5</sub><sup>+</sup> < 0.4% mol

Tableau -VII-1-

Constituants	% Mol(réel)	% Mol(design)
CO2	0	0,0003
CH4	0	0,0003
C2H6	0,265	1,1377
C3H8	31,417	24,7766
iC4H10	11,108	12,3601
nC4H10	12,436	14,2512
iC5H12	6,967	8,5746
nC5H12	4,826	6,1194
C6H14	8,238	8,8956
C7H16	7,481	7,1948
C8H18	7,582	6,6279
C9H20	4,349	4,344
C10H22	2,226	2,5154
C11H24	1,29	0,9034
C12H26	0,792	0,7662
C13H28	0,438	0,5947
C14H30	0,585	0,938
Total	100	100,0002

Comparaison de la charge de design et celle réel de la charge en pourcentage molaire

**VII -2-Ordre de calcul :**

- 1 . A partir du débit et de la composition de la charge , on détermine les quantités massique et molaire de charge constituant .
- 2 . calcul les débits et les compositions du distillat et de résidu.
- 3 . Détermine la pression de service et les températures aux différentes zones de la colonne.
- 4 . Calcul la volatilité relative.
- 5 . Calcul le taux de vaporisation, ainsi que les composition des phases liquide et vapeur de la charge à l'entrée de la colonne.
- 6 . Calcule le taux de reflux minimal et optimal.
- 7 . Calcule le taux de bouillage minimal et optimal
- 8 . Calcul le nombre de plateau théoriques et réels dans la colonne.
9. Les débits alimentant et provenant de la colonne et du rebouilleur.
- 10.élabore le bilan thermique de la colonne et on détermine les charges thermiques du condenseur et rebouilleur.
- 11.On détermine les dimensions principales (diamètre  $\phi$  et hauteur) de la colonne.

VII -2-1 Composition de la charge d'alimentation :

La composition (massique) molaire et la masse moléculaire moyenne ainsi que les débits massique et molaire de la charge sont représenté dans le tableau (-II-1-)

Constituants	X'li	Mi	Mi* X'li	composition massique Xli	Quantité kg /h	kmol/h
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,003	30,070	0,090	0,001	103,743	3,450
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,314	44,100	13,850	0,189	18116,155	410,797
iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,111	58,120	6,451	0,088	8441,577	145,244
nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,124	58,120	7,206	0,098	9450,858	162,609
iC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,070	72,150	5,050	0,068	6572,769	91,099
nC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,048	72,150	3,463	0,047	4552,861	63,103
*C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0,082	86,180	7,066	0,097	9283,045	107,717
*C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	0,075	100,210	7,515	0,102	9802,527	97,820
*C <sub>8</sub> H <sub>18</sub>	0,076	114,230	8,681	0,118	11324,278	99,136
*C <sub>9</sub> H <sub>20</sub>	0,043	128,255	5,514	0,076	7292,723	56,861
*C <sub>10</sub> H <sub>22</sub>	0,022	142,282	3,130	0,043	4141,060	29,105
*C <sub>11</sub> H <sub>24</sub>	0,013	156,308	2,032	0,027	2635,832	16,863
*C <sub>12</sub> H <sub>26</sub>	0,008	170,335	1,362	0,018	1763,625	10,354
*C <sub>13</sub> H <sub>28</sub>	0,004	184,361	0,737	0,011	1055,677	5,726
*C <sub>14</sub> H <sub>30</sub>	0,001	198,388	0,198	0,016	1517,428	7,649
<b>Total</b>	<b>1,000</b>	<b>1615.259</b>	<b>72,418</b>	<b>1,000</b>	<b>96054,158</b>	<b>1307,532</b>

➤ Masse moléculaire moyenne :

$$M_m = \sum M_i \cdot X'_{Li} \dots \dots \dots (VII-1)$$

M<sub>i</sub> : masse moléculaire de chaque constituant de la charge

X'<sub>Li</sub> : Concentration molaire de chaque constituant dans la charge

➤ Concentration massique :

$$X_i = \frac{M_i \cdot X'_{Li}}{M_m} \dots \dots \dots (VII-2)$$

➤ Débit massique d'un constituant :

$$G_i = X_i \cdot \sum G_i \dots \dots \dots (VII-3)$$

$X_i$ : Concentration massique du constituant

$G_i$ : Débit massique d'un constituant

$\sum G_i$ : Le débit massique total de constituant (charge)

➤ Débit molaire d'un constituant :

$$G'_i = \frac{G_i}{M_i} \dots \dots \dots (VII-4)$$

$G'_i$ : Débit molaire du constituant  $i$

$G_i$ : Débit massique du constituant  $i$

**VII -2-2 Détermination de la composition du distillat et du résidu :**

Pour la séparation du GPL et du condensât, on fixe les teneurs suivantes :

- La teneur en constituant clé lourd ( $i C_3H_{12}$ ) dans le distillat D du Sp. L:  $Y'_{Di} = 0,4\%$
- La teneur en constituant clé lourd ( $i C_4H_{10}$ ) dans le résidu R du Sp. L:  $Y'_{Di} = 2\%$

Dans le cas où la concentration en  $iC_3$  est faible, on peut estimer que les concentrations en  $iC_3$  et plus sont nulles dans le distillat.

$$\text{Donc : } Y'_{DnC_3} = \dots \dots \dots = Y'_{DC_{14+}} = 0 \dots \dots \dots (VII-5)$$

De même, on a donné que la concentration admise du  $iC_4$  dans le résidu n'est pas importante, on peut négliger les concentrations des constituants :

$C_2H_6$  et  $C_4H_{10}$  dans le résidu .

$$\text{Donc : } X'_{RC2} = X'_{RC3} = X'_{RnC4} = 0 \dots \dots \dots (VII-6)$$

L'équation du bilan matière pour tout la colonne :  $L = D + R$

L'application du bilan matière pour chaque constituant  $i$  de la charge



Conne :

$$L.X'_{Li} = D.Y'_{Di} + R.X'_{Ri} \dots \dots \dots (VII-7)$$

$i= 1 \text{ à } 14$

En substituant les valeurs connues dans toute l'équation, nous avons :

- 1)  $C_2H_6$        $1307,532. 0,00265 = D.Y'_{C2} + (L - D).0$
- 2)  $C_3H_8$        $1307,532. 0,31417 = D.Y'_{C3} + (L - D).0$
- 3)  $iC_4H_{10}$      $1307,532. 0,11108 = D.Y'_{C4} + (L - D).0$
- 4)  $nC_4H_{10}$      $1307,532. 0,12436 = D.Y'_{C4} + (L - D).0,02$
- 5)  $iC_5H_{12}$      $1307,532. 0,06967 = D.0,004 + (L - D).X_{RC5}$
- 6)  $nC_5H_{12}$      $1307,532. 0,04826 = D.0 + (L - D).X_{RC5}$
- 7)  $C_6H_{14}$        $1307,532. 0,08238 = D.0 + (L - D).X_{RC6}$
- 8)  $C_7H_{16}$        $1307,532. 0,07481 = D.0 + (L - D).X_{RC7}$
- 9)  $C_8H_{18}$        $1307,532. 0,07582 = D.0 + (L - D).X_{RC8}$
- 10)  $C_9H_{20}$       $1307,532. 0,04349 = D.0 + (L - D).X_{RC9}$
- 11)  $C_{10}H_{20}$      $1307,532. 0,02226 = D.0 + (L - D).X_{RC10}$
- 12)  $C_{11}H_{22}$      $1307,532. 0,0129 = D.0 + (L - D).X_{RC11}$
- 14)  $C_{12}H_{26}$      $1307,532. 0,00792 = D.0 + (L - D).X_{RC12}$
- 15)  $C_{13}H_{28}$      $1307,532. 0,00438 = D.0 + (L - D).X_{RC13}$
- 16)  $C_{14}H_{30}^+$     $1307,532. 0,00585 = D.0 + (L - D).X_{RC14}$

La résolution de ce système d'équation nous donne en faisant la somme des équations (1),(2),(3),(4) :

$$0,55226.1307,532=0,02.(L - D) + [D.Y'_{C2} + D.Y'_{C3} + D.Y'_{C4} + D.Y'_{C4} +]$$

Donc :

$$Y'_{C2} + Y'_{C3} + Y'_{C4} + Y'_{C5} = 1 \dots \dots \dots (VII-8)$$

$$Y'_{C2} + Y'_{C3} + Y'_{C4} + Y'_{C4} = 1 - Y'_{C5} \quad \setminus Y'_{C5} = 0,004$$

Par conséquent :

$$0,55226.1307,532=0,02.(L - D)+ 0,996.D$$

$$0,53226.1307,532 = 0,976. D$$

Donc:

$$D = 713,0604 \text{ Kmol/h}$$

On remplace la valeur de D dans les équations (5) donc :

$$R = 594,4716 \text{ Kmol/h}$$

### VII -2-3 Composition et débits du distillat et du résidu :

Les compositions et les débits du distillat et du résidu sont représentés dans les tableaux suivants :

- Distillat :

Constituants	Mi	Distillat		
		Ydi	Mi* Ydi	Di*Y'i
<b>C<sub>2</sub>H<sub>6</sub></b>	30,0700	0,0049	0,1461	3,4649
<b>C<sub>3</sub>H<sub>8</sub></b>	44,1000	0,5761	25,4056	410,7870
<b>iC<sub>4</sub>H<sub>10</sub></b>	58,1200	0,2037	11,8382	145,2404
<b>n C<sub>4</sub>H<sub>10</sub></b>	58,1200	0,2114	12,2842	150,7124
<b>i C<sub>5</sub>H<sub>12</sub></b>	72,1500	0,0040	0,2886	2,8522
<b>Total</b>	262,56	1,0000	49,9628	713,0570

Tableau(-VII-3-) : Composition et débits du distillat

- Résidu

Constituants	Mi	Résidu		
		X'ri	Mi*X'ri	Ri* X'ri
$C_2H_6$	30,0700	0,0000	0,0000	0,0000
$C_3H_8$	44,1000	0,0000	0,0000	0,0000
$iC_4H_{10}$	58,1200	0,0000	0,0000	0,0000
$n C_4H_{10}$	58,1200	0,0200	1,1624	11,8894
$i C_5H_{12}$	72,1500	0,1484	11,869	88,2434
$n C_5H_{12}$	72,1500	0,1061	7,6551	63,0972
$C_6H_{14}$	86,1800	0,1812	15,615	107,7141
$C_7H_{16}$	100,2100	0,1645	16,48	97,8144
$C_8H_{18}$	114,2300	0,1668	19,053	99,1371
$C_9H_{20}$	128,2550	0,0957	12,274	56,8642
$C_{10}H_{22}$	142,2820	0,0490	6,9718	29,1053
$C_{11}H_{24}$	156,3080	0,0284	4,4391	16,8652
$C_{12}H_{26}$	170,3350	0,0174	2,9638	10,3556
$C_{13}H_{28}$	184,3610	0,0096	1,7698	5,7270
$C_{14}H_{30}$	198,3880	0,0129	2,5592	7,6490
<b>Total</b>	<b>1615,259</b>	<b>1,0000</b>	<b>102,812</b>	<b>594,4618</b>

Tableau-VII-4- Composition et débits du résidu

## VII -2-4 Pression et température dans la colonne :

Quelque soit la pression du service, la température de condensation total du distillat est au moins 15-20°C plus grand que la température de fluide réfrigérant.

Pour l'air moyenne  $t^{\circ}C = 45^{\circ}C$

## a) Température de condensation total :

$$T_b = T_c + 20 \quad \Rightarrow T_b = 65^{\circ}C$$

$T_b$  : Température dans le ballon de reflux

$T_c$  : Température moyenne de fluide réfrigérant

**b) Température dans le ballon de reflux :**

La pression dans le ballon de reflux est déterminée, par l'équation d'isotherme de la phase liquide :

$$\sum K_i \cdot X'_{Di}$$

$K_i$  : constant d'équilibre du constituant  $i$  à la température et à la pression donnée : et il est déterminé d'après le diagramme de SCHEIBLE et JENNY, (voir annexe 1)

La pression  $P_b$  est déterminée par approximations successives, le tableau suivant donne la pression  $P_b$

Constituons	X'd	Ki à 15,5 bars	Y'd*Ki
<b>C<sub>2</sub>H<sub>6</sub></b>	0,0049	3,3500	0,0163
<b>C<sub>3</sub>H<sub>8</sub></b>	0,5761	1,2700	0,7316
<b>iC<sub>4</sub>H<sub>10</sub></b>	0,2037	0,6500	0,1324
<b>n C<sub>4</sub>H<sub>10</sub></b>	0,2114	0,5200	0,1099
<b>i C<sub>5</sub>H<sub>12</sub></b>	0,0040	0,2400	0,0010
<b>Total</b>	1,0000	-----	0,9912

Tableau(-VII-5-)Température dans le ballon de reflux

**c) La pression au sommet de la colonne :  $P_s$**

$$P_s = P_b + \Delta P_1 \dots \dots \dots (VII-9)$$

$P_s$  : Pression au sommet de la colonne

$P_b$  : Pression dans le ballon de reflux

$\Delta p_1$  : Perte de charge (due au résistance des conduites) = (0,2 --- 0,5 bar)

Dans notre cas  $\Delta p_1 = 0,5 \text{ bar} \Rightarrow P_s = 16 \text{ bar}$

**d) La pression au fond de la colonne :  $P_f$**

$$P_f = P_s + \Delta p_2 \dots \dots \dots (VII-10)$$

$P_f$  : Pression au fond de la colonne

$\Delta p_2$  : Pert de charge (due au résistance des plateau) = (0,3---0,5 bar)

Dans notre cas  $\Delta p_2 = 0,4 \text{ bar} \Rightarrow P_3 = 16,4 \text{ bars}$

La pression de la colonne est de :  $P_L$  tel que  $P_L = \frac{P_s + P_f}{2} \dots\dots\dots(VII-11)$

**$P_L = 16,2 \text{ bars}$**

**e) Température au sommet de la colonne :**

La température au sommet de la colonne est déterminée par l'équation d'isotherme de la phase vapeur :

$$\sum \frac{Y'_{Di}}{K_i} = 1 \dots\dots\dots(VII-12)$$

$Y'_{Di}$  : concentration molaire du constituant  $i$  dans le distillat

$K_i$  : constant d'équilibre du constituant  $i$  à la température  $T$  et à la pression du sommet

La température au sommet de la colonne est déterminée par approximations successives, les résultats de calcul sont donnés dans le tableau (VII-6-)

Constituants	Y'd	Ki à 73°C	Y'd/Ki
$C_2H_6$	0,0049	3,7000	0,0013
$C_3H_8$	0,5761	1,5000	0,3841
$i \ C_4H_{10}$	0,2037	0,8000	0,2546
$n \ C_4H_{10}$	0,2114	0,6200	0,3409
$i \ C_5H_{12}$	0,0040	0,3200	0,0125
$T_{col}$	1,0000	-----	0,9934

$T_{col}$  (-VII-6-) la température au sommet de la colonne

**f) Température au fond de la colonne :**

Elle est déterminée à l'aide de l'équation d'isotherme de la phase liquide :

$$\sum K_i \cdot X'_{Ri} = 1 \dots\dots\dots(VII-13)$$

$X'_{Ri}$  : concentration du constituant  $i$  dans le résidu

$K_i$  : constante d'équilibre du constituant  $i$  à la température  $T_f$  et la pression du fond

La température au fond de la colonne est donnée dans le tableau(-VII-7):

Composés	X'r	Ki à 199°C	K'i*X'r
10	0,0200	2,9000	0,0580
12	0,1484	1,9000	0,2820
12	0,1061	1,9500	0,2070
14	0,1812	1,1700	0,2120
6	0,1645	0,7100	0,1168
8	0,1668	0,4500	0,0750
9	0,0957	0,3000	0,0287
2	0,0490	0,2200	0,0108
24	0,0284	0,1450	0,0041
26	0,0174	0,1000	0,0017
8	0,0096	0,0650	0,0006
+	0,0129	0,0500	0,0006
1	1,0000	----	0,9975

le tableau(-VII-7) la température au fond de la colonne

**VII -2-5 Utilisation de la volatilité relative :**

Dans le cas de la rectification des mélanges complexes, on est arrivé à effectuer des calculs de calcul d'équilibre sur chaque plateau. L'utilisation de la volatilité relative nous permet un calcul rapide et facile ; la volatilité est le rapport du coefficient d'équilibre du constituant a celui d'un constituant de référence « r »

$$\alpha_i = \frac{K_i}{K_r} \dots\dots\dots(\text{VII-14})$$

$K_i$  : constant d'équilibre du constituant  $i$

$K_r$  : constant d'équilibre du constituant de référence, on qualifié de constituant de référence, on choisit le constituant le moins volatil, dans notre cas c'est le  $iC_5H_{12}$

Les valeurs moyennes des volatilités relatives sont déterminées par les formules suivantes :

✓ **Pour la zone de rectification :**

$$\alpha_{im} = 0,5.(\alpha_{Di} + \alpha_{Li}) \dots\dots\dots(\text{VII-15})$$

✓ **Pour la zone d'épuisement :**

$$\alpha_{im} = 0,5.(\alpha_{Ri} + \alpha_{Li}) \dots\dots\dots(\text{VII-16})$$

$\alpha_{Ri}$ ,  $\alpha_{Di}$  : volatilité relatives respectivement du constituant  $i$  dans le résidu et dans la distillat.

$\alpha_{Li}$  : volatilité relative du constituant  $i$  dans la charge.

Les tableau suivantes donne les volatilité relative moyenne de chaque constituant dans les différent zones ainsi que les volatilité relatives :

## ✓ La zone d'alimentation :

Constituants	$K_i$ à 151°C et 16,2 bars	$\alpha_{Li}$
$C_2H_6$	8	7,619
$C_3H_8$	3,4	3,238
i $C_4H_{10}$	2	1,904
n $C_4H_{10}$	1,75	1,6
i $C_5H_{12}$	1,05	1
n $C_5H_{12}$	0,96	0,914
$C_6H_{14}$	0,56	0,533
$C_7H_{16}$	0,31	0,295
$C_8H_{18}$	0,175	0,166
$C_9H_{20}$	0,12	0,114
$C_{10}H_{22}$	0,07	0,066
$C_{11}H_{24}$	0,048	0,045
$C_{12}H_{26}$	0,03	0,028
$C_{13}H_{28}$	0,017	0,016
$C_{14}H_{30}^+$	0,012	0,011

Tableau(-VII-8-) La zone d'alimentation

## ✓ La zone de rectification :

Constituants	$K_i$ à 73°C 16,2 bars	$\alpha_{Di}$	$\alpha_{mi}$
$C_2H_6$	3,7	11,5625	9,590
$C_3H_8$	1,5	4,6875	3,760
i $C_4H_{10}$	0,8	2,5	2,202
n $C_4H_{10}$	0,62	1,907	1,750
i $C_5H_{12}$	0,32	1	1

Tableau(-VII-9-) La zone de rectification



✓ La zone d'épuisement :

Constituants	$K_i$ à 199°C et 16,4 bars	$\alpha_{Ri}$	$\alpha_{mi}$
n C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	2,9	1,526	1,596
i C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	1,9	1	1
n C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	1,95	1,026	1,088
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	1,17	0,615	1,074
C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	0,71	0,373	0,334
C <sub>8</sub> H <sub>18</sub>	0,45	0,236	0,201
C <sub>9</sub> H <sub>20</sub>	0,3	0,157	0,136
C <sub>10</sub> H <sub>22</sub>	0,22	0,115	0,091
C <sub>11</sub> H <sub>24</sub>	0,145	0,076	0,061
C <sub>12</sub> H <sub>26</sub>	0,1	0,052	0,040
C <sub>13</sub> H <sub>28</sub>	0,065	0,034	0,025
C <sub>14</sub> H <sub>30</sub> <sup>+</sup>	0,05	0,026	0,018

Tableau(-VII- 10) La zone d'épuisement

VII -2-6 Calcul du taux de vaporisation de la charge :

Le taux de vaporisation de l'alimentation  $e'_0$  et les compositions des phases liquides et vapeurs en équilibre à l'entrer de la colonne sont calculé à l'aide des équations suivantes :

$$\sum X'_{oi} = \sum \frac{X'_{Li}}{1 + e'_0 (K_i - 1)} \dots\dots\dots(VII-17)$$

et  $Y'_{oi} = K_i \cdot X'_{oi} \dots\dots\dots(VII-18)$

$X'_{Li}$  : concentration du constituant « i » dans la charge

$X'_{oi}$  : concentration du constituant « i » dans la phase liquide

$Y'_{oi}$  : concentration du constituant « i » dans la phase vapeur

Le taux de vaporisation et calculé dans le tableau-VII-11:

Constituons	$X_{li}$	$e'$	$K_i$	$e^*(K_i - 1)$	$1 + e^*(k_i - 1)$	$X_{li} / 1 + e^*(K_i - 1)$
$C_2H_6$	0,0027	0,5883	8,0000	4,1181	5,1181	0,0005
$C_3H_8$	0,3142	0,5883	3,4000	1,4119	2,4119	0,1303
$iC_4H_{10}$	0,1111	0,5883	2,0000	0,5883	1,5883	0,0699
$nC_4H_{10}$	0,1244	0,5883	1,7500	0,4412	1,4412	0,0863
$iC_5H_{12}$	0,0697	0,5883	1,0500	0,0294	1,0294	0,0677
$nC_5H_{12}$	0,0483	0,5883	0,9600	-0,0235	0,9765	0,0494
$C_6H_{14}$	0,0824	0,5883	0,5600	-0,2589	0,7411	0,1112
$C_7H_{16}$	0,0748	0,5883	0,3100	-0,4059	0,5941	0,1259
$C_8H_{18}$	0,0758	0,5883	0,1750	-0,4853	0,5147	0,1473
$C_9H_{20}$	0,0435	0,5883	0,1200	-0,5177	0,4823	0,0902
$C_{10}H_{22}$	0,0223	0,5883	0,0700	-0,5471	0,4529	0,0492
$C_{11}H_{24}$	0,0129	0,5883	0,0480	-0,5601	0,4399	0,0293
$C_{12}H_{26}$	0,0079	0,5883	0,0300	-0,5707	0,4293	0,0184
$C_{13}H_{28}$	0,0044	0,5883	0,0170	-0,5783	0,4217	0,0104
$C_{14}H_{30}^+$	0,001	0,5883	0,0120	-0,5812	0,4188	0,0140
<b>Total</b>	1,0000	----	----	----	----	1,0000

Tableau-VII-11- du taux devaporisation Donc  $e'_0 = 0,588$

VII -2 -7 Calcul à reflux minimal :

Pour le calcul de reflux minimal, on a beaucoup de méthodes parmi elles, la méthode de Winder Wosd est couramment employée, il est bon de savoir que cette méthode est juste mathématiquement seulement pour les supposition des débits molaires des phases et de la constante des volatilité relatives des constituants. Dans ces conditions, la vapeur, valeur minimale du taux de reflux ou de taux de vaporisation est calculé d'après la formule de Wonder Wosd suivant :

$$(rf_{min}) = \varphi \cdot \sum \frac{Y'_{Di}}{\alpha_{Li} - \varphi} \dots\dots (VII-19) \quad e'_0 = \frac{\alpha_{Li} \cdot X'_{Di}}{\alpha_{Li} - \varphi} \dots\dots\dots (VII-20)$$

$\varphi$  : Paramètre conventionnel déterminée par approximation de l'équation,

D'une manière général, la valeur de  $\varphi$  se trouve dans l'intervalle [ 1-1,59] c'est-à-dire entre les volatilités relatives clé, volatil et lourd.

Les résultats du calcul sont donnés dans le tableau-VII-12:

Constituants	$\alpha$	X'li	$\varphi$	$\alpha * X'li$	$\alpha - \varphi$	$\frac{\alpha * X'li}{\alpha - \varphi}$
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	7,6190	0,0027	1,1888	0,0202	6,4302	0,0031
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	3,2380	0,3142	1,1888	1,0173	2,0492	0,4964
iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	1,9047	0,1111	1,1888	0,2116	0,7159	0,2955
nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	1,6666	0,1244	1,1888	0,2073	0,4778	0,4338
iC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	1,0000	0,0697	1,1888	0,0697	-0,1888	-0,3690
n C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,9142	0,0483	1,1888	0,0441	-0,2746	-0,1607
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0,5333	0,0824	1,1888	0,0439	-0,6555	-0,0670
C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	0,2952	0,0748	1,1888	0,0221	-0,8936	-0,0247
C <sub>8</sub> H <sub>18</sub>	0,1666	0,0758	1,1888	0,0126	-1,0222	-0,0124
C <sub>9</sub> H <sub>20</sub>	0,1142	0,0435	1,1888	0,0050	-1,0746	-0,0046
C <sub>10</sub> H <sub>22</sub>	0,0666	0,0223	1,1888	0,0015	-1,1222	-0,0013
C <sub>11</sub> H <sub>24</sub>	0,0457	0,0129	1,1888	0,0006	-1,1431	-0,0005
C <sub>12</sub> H <sub>26</sub>	0,0285	0,0079	1,1888	0,0002	-1,1603	-0,0002
C <sub>13</sub> H <sub>28</sub>	0,0162	0,0044	1,1888	0,0001	-1,1726	-0,0001
C <sub>14</sub> H <sub>30</sub> <sup>+</sup>	0,0114	0,0059	1,1888	0,0001	-1,1774	-0,0001
Total	----	1,0000	----	----	----	0,5883

Tableau(-VII-12) reflux minimal

Les résultats des calculs montre que  $e_0' = 0,58883$  ; donc la valeur de  $\varphi = 1.1888$

La valeur du taux de reflux minimale :

$$(rf_{min}) = \varphi \cdot \sum \frac{Y_{Di}}{\alpha_{i1} - \varphi} \dots\dots\dots(VII-21)$$

$$(rf_{min}) = 1.188 \left[ \frac{0,0048592}{7,619 - 1,1888} + \frac{0,57609}{3,238 - 1,1888} + \frac{0,203686}{1,9047 - 1,1888} + \frac{0,21136}{1,6 - 1,1888} + \frac{0,004}{1 - 1,1888} \right]$$

$(rf_{min}) = 1,259$

VII -2-8 Calcul du taux de rebouillage minimal et opératoire :

Le taux de rebouillage minimal est calculé d'après l'équation ci- dessous :

$$\sum \frac{\alpha_{Li} \cdot X'_{Ri}}{\alpha_{Li} - \varphi} = -(rb)_{min} \dots \dots \dots (VII-22)$$

$$\left( \frac{1,6 \cdot 0,02}{1,6 - 1,188} + \frac{1,0 \cdot 0,14844}{1 - 1,188} + \frac{0,914 \cdot 0,10614}{0,9142 - 1,188} + \frac{0,5333 \cdot 0,18119}{0,5333 - 1,188} + \frac{0,2952 \cdot 0,16454}{0,2952 - 1,188} + \frac{0,166 \cdot 0,16677}{0,166 - 1,188} + \frac{0,1142 \cdot 0,09565}{0,1142 - 1,188} + \frac{0,0666 \cdot 0,04896}{0,0666 - 1,188} + \frac{0,045 \cdot 0,02837}{0,045 - 1,188} + \frac{0,0285 \cdot 0,017719}{0,0285 - 1,188} + \frac{0,01619 \cdot 0,009633}{0,01619 - 1,188} + \frac{0,01142 \cdot 0,0128669}{0,01142 - 1,188} \right)$$

**rb = 1,494**

Le taux de reflux opératoire est :

$$(rf)_{opt} = 1,24 \cdot (rf)_{min} \dots \dots \dots (VII-23)$$

**(rf)<sub>opt</sub> = 1,567**

Le taux de rebouillage opératoire est calculé comme suite :

$$(rb)_{opt} = (rf)_{opt} \cdot \frac{D}{R} + (1 - e'_0) \cdot \frac{L}{R} - 1 \dots \dots \dots (VII-24)$$

$$(rb)_{opt} = 1,567 \cdot \frac{713,0604}{594,4716} + (1 - 0,588) \cdot \frac{1307,532}{594,4716} - 1$$

**(rb)<sub>opt</sub> = 1,6345**

VII -2-9 Fonctionnement à reflux total :

L'application de la formule de FENSKE au deux constituant clé (nC4, iC5) permet de calculer le nombre de plateaux théoriques (N<sub>min</sub>) :

$$N_{min} = \log \left( \frac{X_{DV}}{X_{DL}} \cdot \frac{X_{RI}}{X_{RV}} \right) / \log \left( \frac{\alpha_V}{\alpha_L} \right) \dots \dots \dots (VII-25)$$

Avec *V* : Volatil      *L* : Lourd

$$N_{min} = \frac{\log\left(\frac{Y'_{DiC4} \cdot X'_{RiC5}}{Y'_{DiC5} \cdot X'_{RiC4}}\right)}{\log(\alpha_{LrC4} / \alpha_{LrC5})} \dots\dots\dots(VII-26)$$

$$N_{min} = \frac{\log\left(\frac{0,21136 \cdot 0,14844}{0,004 \cdot 0,02}\right)}{\log(1,6/1)} = 12,7 \dots\dots\dots(VII-27)$$

***N<sub>min</sub> ≈ 13 plateaux***

**VII -2-10 Calcul du nombre des plateaux théoriques dans la colonne :**

Le nombre des plateaux théoriques est de 13 (calculé précédemment) ; on calcul le rapport suivant :

$$\frac{(rf)_{opt} - (rf)_{min}}{(rf)_{opt} + 1} = \frac{1,567 - 1,259}{1,567 + 1} = 0,12 \dots\dots\dots(VII-28)$$

D'après le diagramme de GILLIAND (voir l'annexe 2 ) on aura :

$$\frac{N - N_{min}}{N + 1} = 0,52 \quad \Rightarrow \quad N = \frac{0,52 + 12,7}{1 - 0,52} = 27,54 \dots\dots\dots(VII-29)$$

Où : *N* c'est le nombre de plateaux théorique pour la colonne entière, et en tenant compte de l'efficacité des plateaux à clapet et qui égale à 0,6 (*E* = 0,6) le nombre réel dans la colonne est de :

$$N_R = \frac{N}{E} = \frac{27,54}{0,6} \dots\dots\dots(VII-30)$$

***N<sub>R</sub> ≈ 46 plateaux***

On tenant compte du condenseur et le rebouilleur.

➤ **Calcul du nombre des plateaux minimal dans la zone de rectification :**

L'application de l'équation de WINDER WOSD aux constituant clé entre l'alimentation et distillat donne :

$$N_{Rmin} = \log \left( \frac{X_{DV}}{X_{DL}} \cdot \frac{X_{LL}}{X_{LV}} \right) / \log \left( \frac{\alpha_V}{\alpha_L} \right) \dots\dots\dots(VII-31)$$

$$N_{Rth.min} = \frac{\log \frac{0,21136.0,06967}{0,004.0,12436}}{\log \frac{1,75}{1}}$$

$$N_{Rth min} = 6,0538$$

$$\frac{N_R - N_{min}}{N_R + 1} = 0,52 \quad \text{d'où on tire } N_R / \quad N_R = \frac{6,05 + 0,52}{1 - 0,52} = 13,69$$

Le nombre des plateaux réels dans la zone de rectification est :

$$N_{RR} = \frac{N_R}{E} = \frac{13,69}{0,6} = 22,82 \dots\dots\dots (VII-32)$$

$$N_{RR} \approx 23 \text{plateaux}$$

➤ **Calcul du nombre des plateaux minimal dans la zone d'épuisement :**

L'application de l'équation de WINDER WOSD aux constituant clé entre l'alimentation et résidu donne :

$$N_{Emin} = \log \left( \frac{X_{LV}}{X_{LL}} \cdot \frac{X_{RL}}{X_{RV}} \right) / \log \left( \frac{\alpha_V}{\alpha_L} \right) \dots\dots\dots (VII-33)$$

$$N_{Rth.min} = \frac{\log \frac{0,12436.0,14844}{0,06967.0,02}}{\log \frac{1,59}{1}}$$

$$N_{Rth\ min} = 5,52$$

$$\frac{N_R - N_{min}}{N_R + 1} = 0,52 \quad \text{d'où on tire } N_E / \quad N_E = \frac{5,52 + 0,52}{1 - 0,52} = 12,59$$

Le nombre des plateaux réels dans la zone d'épuisement est :

$$N_{ER} = \frac{N_E}{E} = \frac{12,59}{0,6} = 20,98 \dots \dots \dots (VII-34)$$

$$N_{ER} \approx 21 \text{ plateaux}$$

Le nombre des plateaux dans la colonne est de 44.

On constat d'après les résultat obtenus que le nombre de plateau total de la colonne se réduit à 44 plateaux, cela est du au l'appauvrissement de la charge de la colonne en constituant lourds.

**VII -2-11 Bilan thermique de la colonne :**

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

$$L \cdot h_L + Q_R = D \cdot H_D + R \cdot h_R + Q_C \dots \dots \dots (VII-35)$$

$$h_L = e'_0 H_0 + (1 - e'_0) h_0 \dots \dots \dots (VII-36)$$

$$Q_R = gr(H_R - h_R) \quad / \quad H_R = e'_0 \cdot H_{Gr} + (1 - e'_0) h_{Gr} \dots \dots (VII-37)$$

$$Q_s = (D + g_x) \cdot (H_D - h_D) \dots \dots \dots (VII-38)$$

L, D, R : débits molaires respectivement de la charge ,du distillat et du résidu en (Kmol/h )

✓ Détermination des masses moléculaires :

-Pour la zone de flash :

La masse moléculaire de chaque phase est déterminée par la formule suivante :

$$M_m = \sum X'_i \cdot M_i \dots \dots \dots (VII-39)$$

Constituents	Mi	phase liquide X0i	Mi* X0i	phase vapeur Y0i	Ki	Mi*Y0i
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	30,0700	0,0005	0,0156	0,0041	8,0000	0,1246
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	44,1000	0,1303	5,7443	0,4429	3,4000	19,5308
iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	58,1200	0,0699	4,0647	0,1399	2,0000	8,1294
nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	58,1200	0,0863	5,0150	0,1510	1,7500	8,7763
iC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	72,1500	0,0677	4,8831	0,0711	1,0500	5,1272
n C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	72,1500	0,0494	3,5659	0,0474	0,9600	3,4232
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	86,1800	0,1112	9,5791	0,0622	0,5600	5,3643
C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	100,2100	0,1259	12,6192	0,0390	0,3100	3,9119
C <sub>8</sub> H <sub>18</sub>	114,2300	0,1473	16,8287	0,0258	0,1750	2,9450
C <sub>9</sub> H <sub>20</sub>	128,2550	0,0902	11,5651	0,0108	0,1200	1,3878
C <sub>10</sub> H <sub>22</sub>	142,2820	0,0492	6,9934	0,0034	0,0700	0,4895
C <sub>11</sub> H <sub>24</sub>	156,3080	0,0293	4,5833	0,0014	0,0480	0,2200
C <sub>12</sub> H <sub>26</sub>	170,3350	0,0184	3,1421	0,0006	0,0300	0,0943
C <sub>13</sub> H <sub>28</sub>	184,3610	0,0104	1,9149	0,0002	0,0170	0,0326
C <sub>14</sub> H <sub>30</sub> <sup>+</sup>	198,3880	0,0140	2,7714	0,0002	0,0120	0,0333
Total	----	1,0000	93,2858	1,0000	----	59,5902

Tableau(-VII-13) Pour la zone de flash



**-Pour le distillat et le résidu**

On procède de la même manière que la zone de flash :

Constituents	Distillat			Résidu	
	Mi	Ydi	Mi* Ydi	X'ri	Mi*X'ri
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	30,0700	0,0049	0,1461	0,0000	0,0000
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	44,1000	0,5761	25,4056	0,0000	0,0000
iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	58,1200	0,2037	11,8382	0,0000	0,0000
nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	58,1200	0,2114	12,2842	0,0200	1,1624
iC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	72,1500	0,0040	0,2886	0,1484	10,7099
n C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	72,1500	0,0000	0,0000	0,1061	7,6580
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	86,1800	0,0000	0,0000	0,1812	15,6152
C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	100,2100	0,0000	0,0000	0,1645	16,4886
C <sub>8</sub> H <sub>18</sub>	114,2300	0,0000	0,0000	0,1668	19,0496
C <sub>9</sub> H <sub>20</sub>	128,2550	0,0000	0,0000	0,0957	12,2682
C <sub>10</sub> H <sub>22</sub>	142,2820	0,0000	0,0000	0,0490	6,9661
C <sub>11</sub> H <sub>24</sub>	156,3080	0,0000	0,0000	0,0284	4,4345
C <sub>12</sub> H <sub>26</sub>	170,3350	0,0000	0,0000	0,0174	2,9672
C <sub>13</sub> H <sub>28</sub>	184,3610	0,0000	0,0000	0,0096	1,7761
C <sub>14</sub> H <sub>30</sub> <sup>+</sup>	198,3880	0,0000	0,0000	0,0129	2,5526
Total	1615,259	1,0000	49,9628	1,0000	101,6484

Tableau(-VII-14) Pour le distillat et le résidu

A l'aide de l'équation de concentration de la zone d'épuisement, on calcule la composition du liquide descendant du plateau « n + 1 ».

$$X'_{n+1,i} = (Y'_{ni} / m) + [(m - 1) / m] \cdot X'_{R,i} \dots \dots \dots (VII-40)$$

Le coefficient « m » figurant dans cette équation est calculé d'après la formule suivante :

$$m = [(rb)_{opt} + 1] / (rb)_{opt} = (1,635 + 1) / 1,635 = 1,618.$$

On remplace « m » par sa valeur :

$$X'_{n+1,i} = Y'_{ni} / 1,618 + [(1,618 - 1) / 1,618] \cdot X'_{Ri}$$

$$X'_{n+1,i} = 0,62 \cdot Y'_{ni} + 0,38 \cdot X'_{Ri}$$

Donc :

$$X'_{L,i} = 0,62 \cdot Y'_{Ri} + 0,38 \cdot X'_{Ri}$$

et

$$Y'_{R,i} = (\alpha_{im} X'_{Ri}) / (\alpha_{m1} X'_{R1} + \alpha_{m2} X'_{R2} + \alpha_{m3} X'_{R3} + \alpha_{m4} X'_{R4} + \alpha_{m5} X'_{R5} + \alpha_{m6} X'_{R6} + \alpha_{m7} X'_{R7} + \alpha_{m8} X'_{R8} + \alpha_{m9} X'_{R9}).$$

Les résultats de calcul sont représentés dans le tableau-VII-15:

Constituants	Mi	Vapeur Gr		Liquide gl	
		Y'ri	Mi*Y'ri	X'li	Mi *X'li
nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	58,1200	0,0532	3,0946	0,0406	2,3604
iC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	72,1500	0,2475	17,8601	0,2099	15,1430
n C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	72,1500	0,1927	13,9021	0,1598	11,5293
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	86,1800	0,3247	27,9802	0,2701	23,2815
C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	100,2100	0,0918	9,1949	0,1194	11,9665
C <sub>8</sub> H <sub>18</sub>	114,2300	0,0561	6,4075	0,0981	11,2115
C <sub>9</sub> H <sub>20</sub>	128,2550	0,0217	2,7824	0,0498	6,3870
C <sub>10</sub> H <sub>22</sub>	142,2820	0,0074	1,0589	0,0232	3,3036
C <sub>11</sub> H <sub>24</sub>	156,3080	0,0029	0,4511	0,0126	1,9648
C <sub>12</sub> H <sub>26</sub>	170,3350	0,0012	0,2006	0,0073	1,2519
C <sub>13</sub> H <sub>28</sub>	184,3610	0,0004	0,0746	0,0039	0,7212
C <sub>14</sub> H <sub>30</sub> <sup>+</sup>	198,3880	0,0004	0,0803	0,0051	1,0198
Total	-----	1,0000	83,0873	1,0000	90,1405

Tableau(-VII-15)composition du liquide et vapeur

Les enthalpies des phases vapeurs sont déterminées à l'aide des graphes (Voir l'annexe 3 a-b)

Constituants Et La phase	La masse moléculaire Kg/Kmol	Débit Kmol/h	T <sup>0</sup> C	P bars	Enthalpie Kcal/Kmol	Enthalpie Kcal/ h
Charge L,V	72,418	1307,532	151	16,2	8053,06	1,052.10 <sup>7</sup>
Reflux froid L	48,85	1117,36	65	15,5	4115,02	4,597.10 <sup>6</sup>
Refl chaud G <sub>r</sub> V	83,0873	602,43	223	16,4	10949,27	6,596.10 <sup>6</sup>
Refl chaud G <sub>r</sub> L	90,1405	369,23	223	16,4	11933,47	4,406.10 <sup>6</sup>
Résidu L	102,812	594,4716	199	16,4	12618,96	1,297.10 <sup>6</sup>
Distillate V	49,9628	713,0604	73	16	4621,09	3,295.10 <sup>6</sup>
g <sub>R</sub> L	102,812	971,66	200	16,4	12626,95	1,226.10 <sup>7</sup>

Tableau(-VII-16 )d' enthalpies

$$L.h_L = 1,052.10^7 \text{ Kcal/h}$$

$$Q_R = R.h_R = 594,4716.12618,96 = 7,50.10^6 \text{ Kcal/h}$$

$$Q_D = D.H_D = 713,0604.4621,09 = 3,295.10^6 \text{ Kcal/h}$$

$$L.h_L + Q_R = 1,802.10^7 \text{ Kcal/h}$$

$$Q_C = (713,0604 + 1117,36). (4621,09 - 4115,02) = 9,2632.10^5 \text{ Kcal/h}$$

$$D.H_D + R.h_R + Q_C = 1,172.10^7 \text{ Kcal/h}$$

**VII -2-12 Dimensions de la colonne:**

- Diamètre de la colonne :

$$V_i = 22.4(D_v/M) \times (273,15 + t_s/273,15) \times (1/P_s) Z \dots \dots \dots (VII-41)$$

Avec :

**M** : masse moléculaire moyenne des vapeurs de tête, M=49,96275 Kg/Kmol

**D<sub>v</sub>** : quantité des vapeurs qui quitte le sommet de la colonne en Kg/h

**T<sub>s</sub> et P<sub>s</sub>** : respectivement la température et la pression au sommet de la colonne.

**Z** : facteur de compressibilité.

$V_i$  : débit volumique des vapeurs qui quittent le sommet de la colonne.

Le calcul est fait en prenant le débit de vapeur de tête (distillat + reflux interne) ; Car c'est la zone la plus chargée.

$$D_v = g_D + D \dots \dots \dots (VII-42)$$

Avec :  $g_D = r_f \times D \dots \dots \dots (VII-43)$

$$D_v = D (1 + r_f) 1,15 \dots \dots \dots (VII-44)$$

$$D_v = 2105 \text{ Kmol/h}$$

$$D_v = 1,05171.105 \text{ Kg/h}$$

1,15: facteur de sécurité en cas d'augmentation du débit des vapeurs au sommet de la colonne

- Le facteur de compressibilité :

Ces facteurs sont déterminés d'après les paramètres P et T critiques

Connaissant ces derniers, on calcul les paramètres réduits d'après les

formules :  $T_{rm} = T_{gaz} / T_{Cm} \dots \dots \dots (VII-45)$       au :  $T_{Cm} = \sum Y'_i \cdot T_{Ci} \dots \dots \dots (VII-46)$

$P_{rm} = P_{gaz} / P_{Cm} \dots \dots \dots (VII-47)$       au :  $P_{Cm} = \sum Y'_i \cdot P_{Ci} \dots \dots \dots (VII-49)$

Le calcul détaillé est donné dans le tableau :

Constituant	$Y'_{Di}$	$T_{Ci}$ (°k)	$P_{Ci}$ (bars)	$T_{Cm}$ (°k)	$P_{Cm}$ (MPa)
$C_2H_6$	0,0049	305.5	48,2	1,48448	0,2342
$C_3H_8$	0,5761	370	42	213,1533	24,1957
i- $C_4H_{10}$	0,2037	408.1	36	83,12425	7,33269
n- $C_4H_{10}$	0,2114	425.2	37,5	89,8702	7,926
$C_5H_{12}$	0,0040	460	32,9	18,44	1,316
<b>Total</b>	<b>1</b>	<b>---</b>	<b>---</b>	<b>406,072</b>	<b>41,00468</b>

Tableau(-VII-17) Représentant la température et la pression critiques moyennes du Distillat.

$$T_{Cm} = 406,072^\circ K$$

$$P_{Cm} = 41,004 \text{ bars}$$

Les paramètres réduits sont :

$$T_{m}=(73+273,15)/ 406,072=0,852$$

$$P_{m}=(16/41,004)\approx 0,4$$

On calcul les pression et les températures réduites afin de déterminer le facteur de compressibilité Z d'après le diagramme « KATZ et KAY'S Compressibilité factor chart » (Voir l'annexe 4) On trouve : **Z=0.74**

Donc le diamètre de la colonne peut être calculer suivant :

$$V_i=22,4(D_v/M).(273,15+t_s/273,15).(1/P_s)Z.....(VII-50)$$

$$V_i=22,4 \cdot \frac{1,05171 \cdot 10^5}{49,96275} \left( \frac{273,15 + 73}{273,15} \right) \cdot \frac{0,74}{16}$$

$$V_i= 2763, 5855 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$V_i= 0, 7676 \text{ m}^3/\text{s}$$

La masse volumique des vapeurs sera :

$$\rho_v = \frac{V_D}{V_i} .....(VII-51)$$

$$\rho_v = \frac{1,05171 \cdot 10^5}{2763,585} = \mathbf{38,056 \text{ Kg/m}^3}$$

La vitesse des vapeurs est donnée par la formule suivante :

$$W=8.47 \cdot 10^{-5} C \cdot \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v}} .....(VII-52)$$

$$W=8.47 \cdot 10^{-5} \cdot 650 \cdot \sqrt{\frac{471,933 - 38,056}{38,056}}$$

$$W= \mathbf{0,185895 \text{ m/s}}$$

$$D = \sqrt{\frac{4s}{\pi}} .....(VII-53) \quad \text{meters} \quad / S = \frac{V_i}{W} .....(VII-54)$$

$$S = \frac{0,7676}{0,858} = \mathbf{4,129 \text{ m}^2}$$

Donc le diamètre sera :  $D = 2 \cdot \sqrt{\frac{4,129}{\pi}} = 2,293 \text{ m}$

Le diamètre normalisé est de :

**D = 2,3 m**

✓ *La hauteur de la colonne :*

La hauteur totale de la colonne est donnée par :

$H_T = h_1 + h_2 + h_3 + h_4 + h_5 \dots \dots \dots (VII-55)$

$h_1$  : distance entre le 1<sup>er</sup> plateau de la zone de rectification et le fond supérieur de la colonne.

$h_2$  : hauteur de la zone de rectification.

$h_3$  : hauteur de la zone d'alimentation.

$h_4$  : hauteur de la zone d'épuisement.

$h_5$  : distance entre le 1<sup>er</sup> plateau de la zone de épuisement et le fond inférieur de la colonne.

$h_6$  : distance du fond inférieur de la colonne. =  $\frac{D}{2}$

$h_p$  : distance entre deux plateaux = 0,61m

-  $h_1 = \frac{D}{2} = 1,15 \text{ m} \dots \dots \dots (VII-56)$

-  $h_2 = (N_{RR}-1) \cdot h_p = 13,42 \text{ m} \dots \dots \dots (VII-57)$

-  $h_3 = 2 \cdot h_p = 1,22 \text{ m} \dots \dots \dots (VII-58)$

-  $h_4 = (N_{ER}-1) \cdot h_p = 12,2 \text{ m} \dots \dots \dots (VII-59)$

-  $h_5 = 7,5 \text{ m}$

-  $h_6 = \frac{D}{2} = 1,15 \text{ m} \dots \dots \dots (VII-60)$

Donc la hauteur de la colonne est :

**$H_T = 36.66 \text{ m}$**

	Cas du design (m)	Cas réel (m)
La hauteur de la colonne	37.5	36.66
Le diamètre de la colonne	2.45	2.3

# *Discussion et interprétation des résultats*

### Discussion et interprétation des résultats

Le calcul et l'optimisation et la vérification des paramètres de marche de Splitter à une température de (48°C, cas été) traitant une charge de 96058 Kg/h et fonctionnant à une pression de 16.2 bars a donné les résultats suivants :

Le nombre total des plateaux est de 46 plateaux, tandis que le calcul de chaque section séparée nous a donné : 23 plateaux dans la section rectificative et 21 plateaux dans la section d'épuisement, alors on opte pour 46 plateaux répartis comme suit : 24 plateaux (rectification) et 22 plateaux (épuisement).

Un diamètre calculé  $D=2.3$  m qui n'est pas loin de la valeur du design (2.45m).

Une hauteur calculée  $H= 36.66$ m qui est proche de celle du design (37.5m)

Les paramètres de marche réels et design de Splitre sont illustrés dans le tableau (VII-18)

	Cas de design	Cas réel (calculé)
T( <sup>0</sup> C)	77	73
P(bar)	16	16,2
Nombre de plateaux	46	44
Diamètre(m)	2,45	3,2
Hauteur(m)	37,5	36,66

Tableau(VII-18) comparative des résultants

**La température** :la différence entre ces température dans le cas réel est 73<sup>0</sup>c, Alors que celui de design est (77<sup>0</sup>c) ce que fait que les températures sont plus proche que dans le cas design, par conséquent la pureté et la quantité diminue .

**La pression** :la variation de pression dans le réel (16,2bar) , qui n'est pas loin de la valeur du design (16bar).



# *Conclusion*

**Conclusion et recommandations :**

**L'unité** (HMRA/HMD) de production du GPL confronte depuis plusieurs années en cas d'été un problème de condensation des vapeurs de tête du Spliter (dimensionné à 45°C) à cause de la température élevée et qui peut dépasser 50°C.

Notre mémoire porte sur le calcul, l'optimisation et la vérification des paramètres de marche du Spliter à une température de 48°C.

Les résultats trouvés montrent que le spliter calculé fonctionne à une pression de 16.2bars, et a les caractéristiques suivantes :

- Un nombre de plateaux égal à 46.
- Un diamètre  $D= 2.3m$ .
- Une hauteur  $H= 36.66m$ .

**L'optimisation des paramètres de marche** : nous donnent des résultats meilleurs par rapport au cas réel , de manière quantitative et qualitative.

En respectant ces paramètres de marche on pourra éviter la condensation des vapeurs de tête du Spliter et aboutir à une résolution finale du problème rencontré.

**Enfin on recommande les points suivants :**

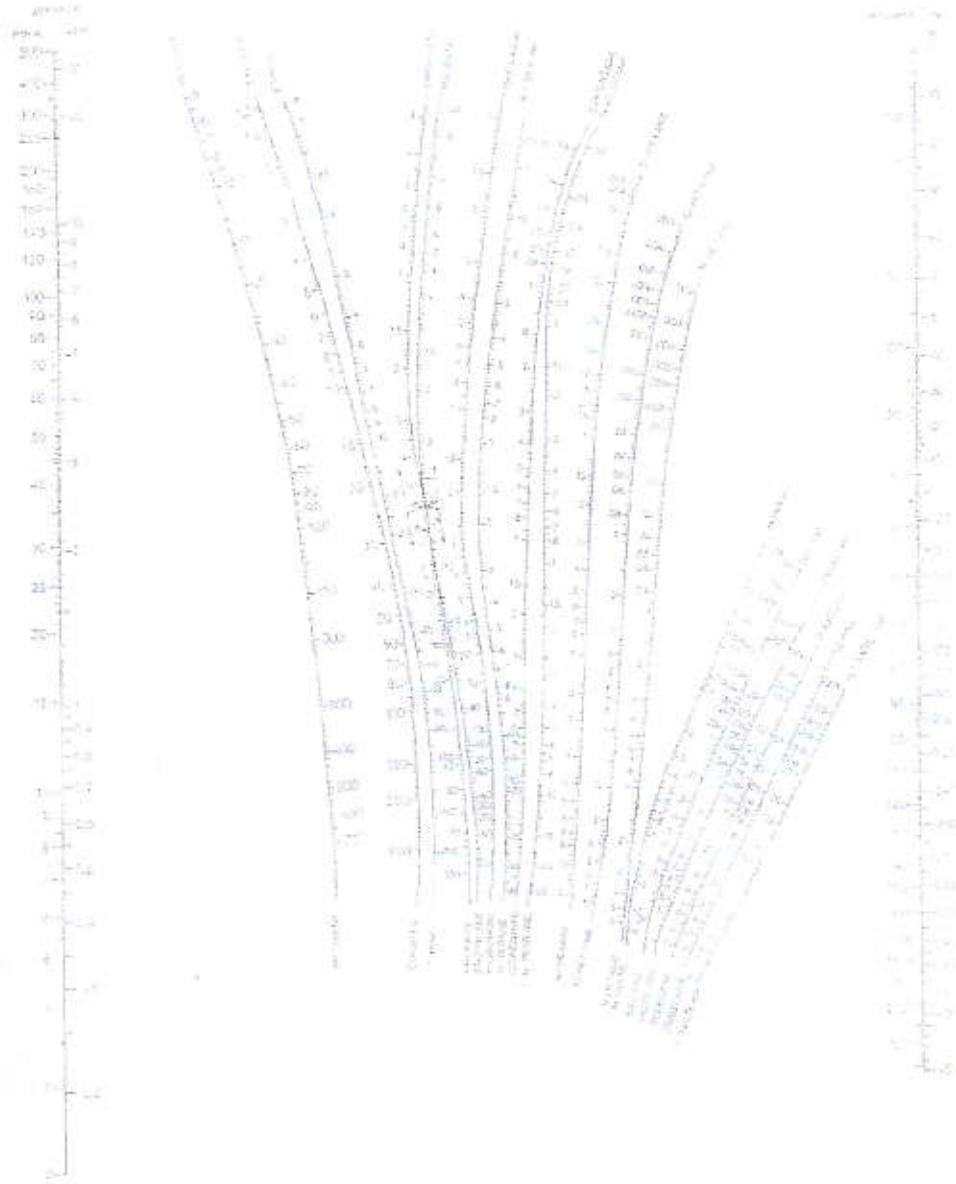
- Faire un bilan global autour du rebouilleur
- Faire un calcul de dimensionnement pour le ballon de reflux
- Utiliser la technique des aéroréfrigérants humides

# *Références bibliographiques*

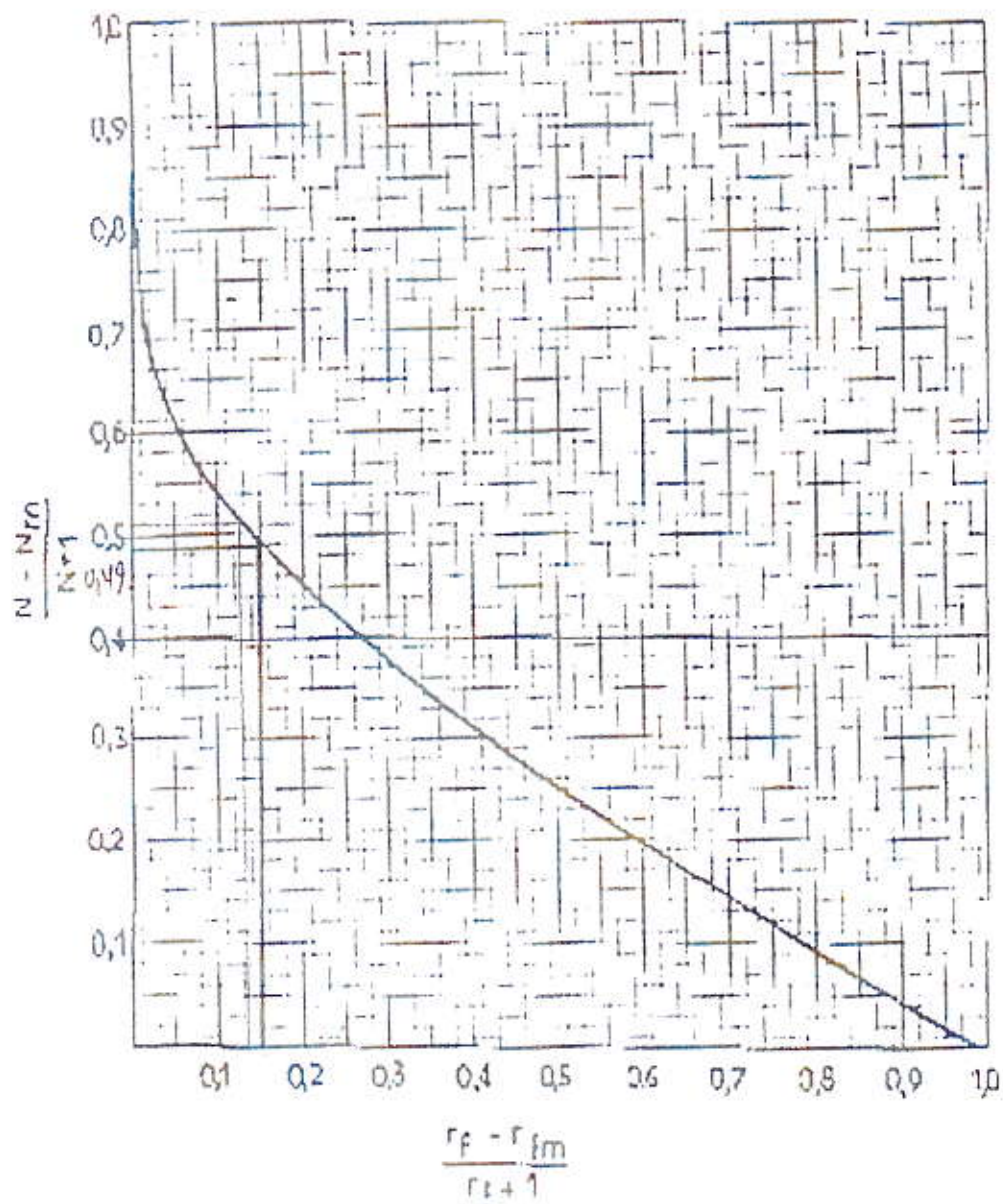
**Références bibliographiques :**

- [1] :Manuel. Colonne de distillation fonctionnement et analyse. Centre de promotionnellement de l'entreprise. SONATRACH
- [2] :Manuel opératoire de l'unité GPL
- [3] :Manuel générale de cis (centre industriel sud)
- [4] :-ABDOULLAV ,V.KSSTKOV.Téorie et calcul de la rectification des mélange complexes.Bomerdes 1997.
- [5] :LUCIEN SAJUS ,Traitement de gaz naturel ,édition TECHNIP,1994
- [6] :Labo ,Conférence sur le GPL.HASSIMESSAOUD .Avril 2007/2008
- [7] :ELMAKI BILLOUL-OUSAMA NECIR ( Traitement de gaz) , mémoire de D.O.A, Génie Procédés ,Université de Ouargla 2005
- [8] :P.WUITHIER ;Raffinage et génie chimique Tome I et II Edition Technip, Pari 1972

# Les annexes



**Annexe .1**  
**Nomogramme des coefficients d'équilibre des hydrocarbures**  
**(JENNY et SCHEIBEL)**

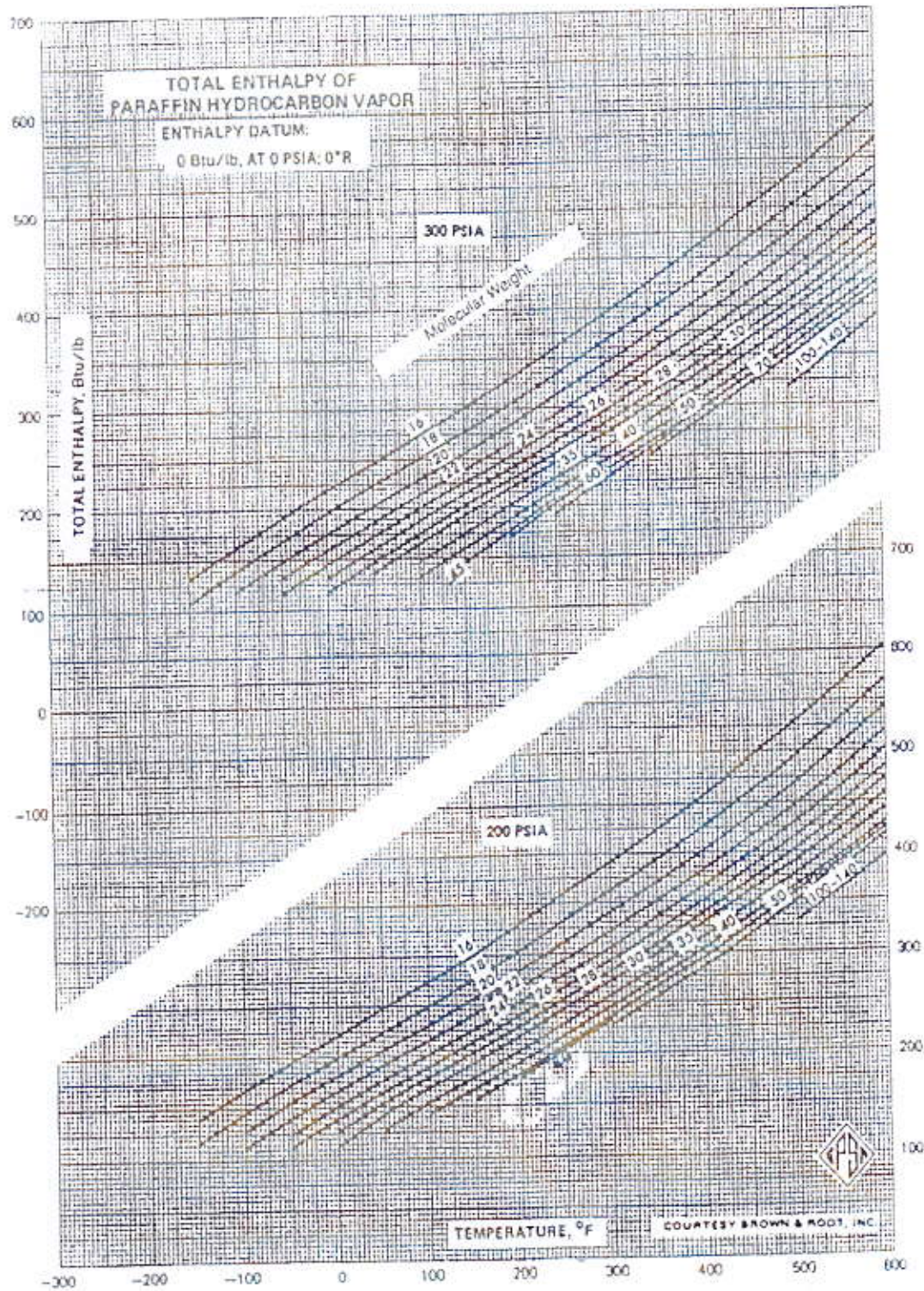


## Annexe 2

Nombre d'étages théoriques  $N$  en fonction du taux de reflux dans la distillation des mélanges complexes (Nomogramme de GILLIAND)

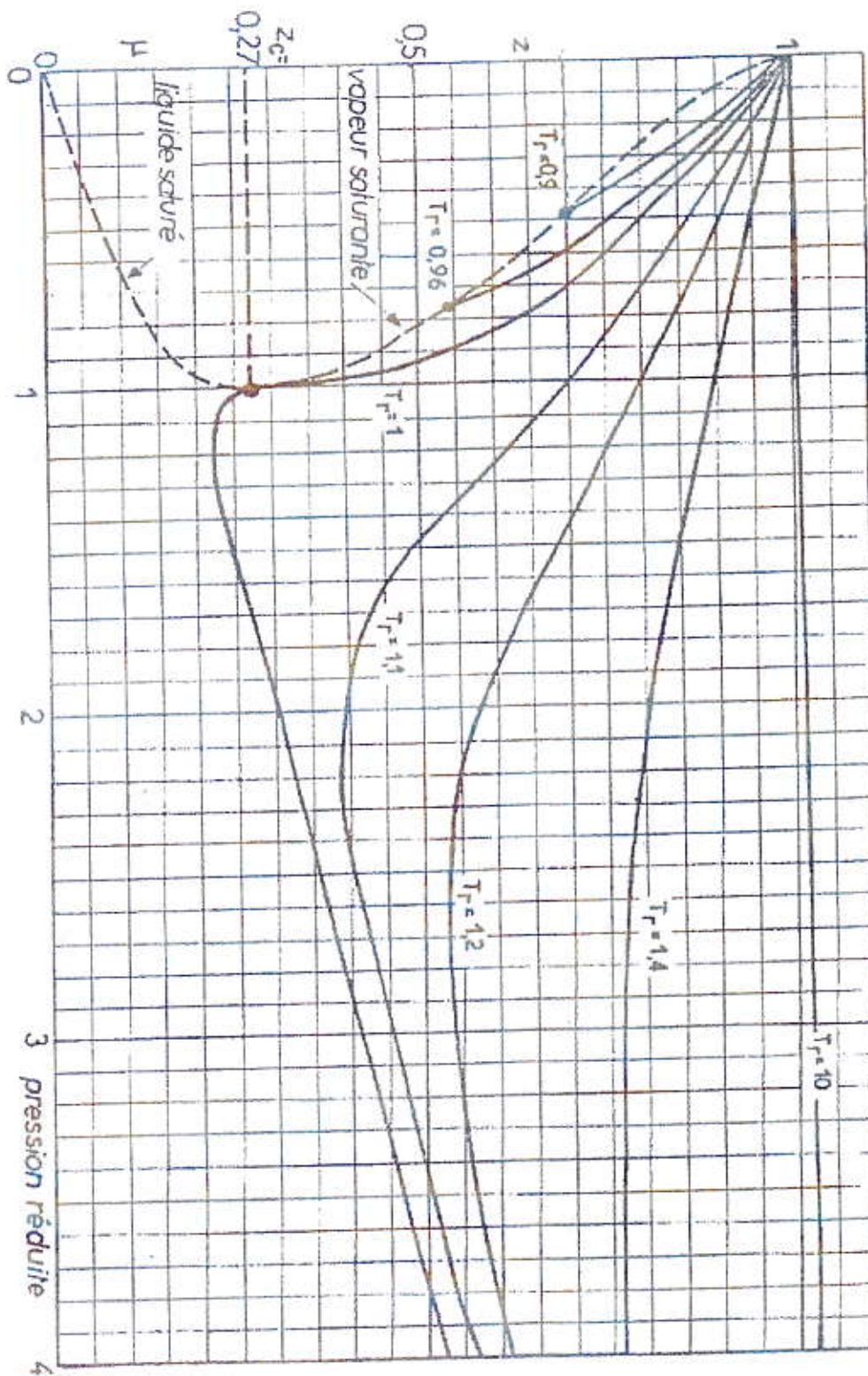






Annexe.3.b  
Enthalpie des hydrocarbures en phase vapeur

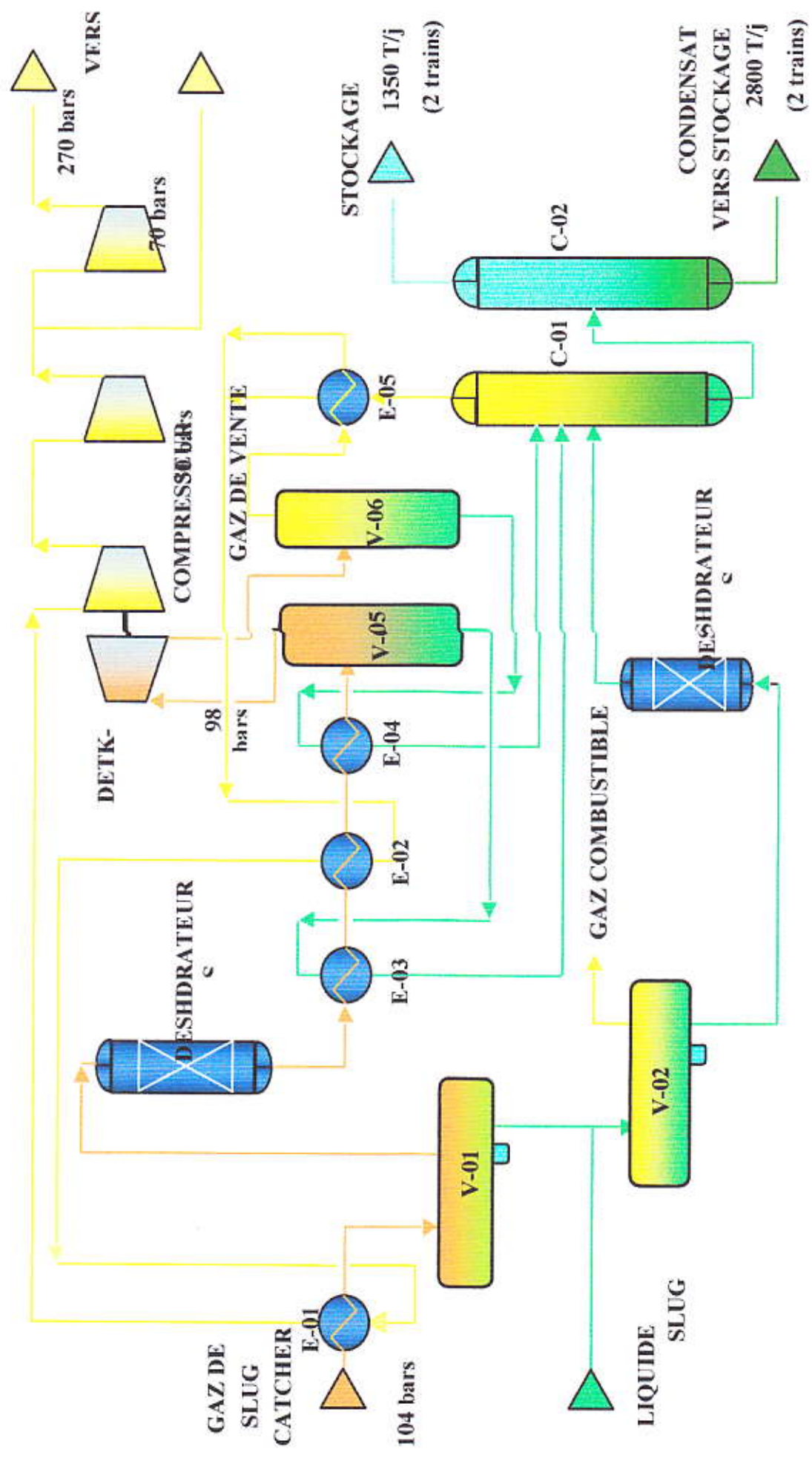
Facture de compressibilité



Annexe 4

Facteur de compressibilité généralisé

Annexe 5  
SCHEMA SIMPLIFIE DE PROCESS HAMRA  
(2 trains de capacité 7.5 10<sup>6</sup> 5m<sup>3</sup>/j)



### ملخص :

خلال إنتاج غاز البترول المميع بوحدة حمرة/حاسي مسعود، حيث أن هذه الوحدة تواجه مشكلة تكثيف بخار قمة عمود Spliter (المصمم في درجة حرارة 45 مئوية) بسبب ارتفاع درجة الحرارة الخارجية التي يمكن أن تتجاوز 50 درجة مئوية في فصل الصيف. هذا التكثيف يؤثر تأثيرا مباشرا على نوعية وكمية الغاز المميع المنتج. ويتناول هذا العمل : الحساب ، والتحقق من وسائط عمل عمود Spliter . النتائج التي وجدت : عدد الأطباق = 46 ، القطر = 2.3م، الطول 36.66م التي تعد جد قريبة من نتائج التصميم والتي ستسمح حتما بالحل النهائي للمشكلة.

### RESUME :

Durant la production du GPL l'unité (HMRA/HMD) confronte un problème de condensation des vapeurs de tête du Spliter (dimensionné à 45°C) à cause de la température élevée et qui peut dépasser 50°C en cas été. Cette condensation influe directement sur la qualité et la quantité du GPL produit. Ce travail porte sur le calcul, l'optimisation et la vérification des paramètres de marche du Spliter.

Les résultats trouvés :

Nombre de plateaux = 46 , Diamètre = 2.3m , Hauteur H=36.66m sont très proche de ceux du design et permettent la résolution définitive du problème rencontré.