

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

**Centre Universitaire de Ouargla**  
**Institut de Chimie Industrielle**

**MEMOIRE DE FIN D'ETUDE**  
**Présenté en vue de l'obtention du titre**  
**INGENIEUR D'ETAT**  
**Spécialité : Chimie Industrielle**  
**Option : Génie Chimique**

**Présenté par :**  
**Benamoura Hamoudi**

**Optimisation des paramètres de marche de la section**  
**Fractionnement de l'usine GLA/C (Guellala).**

**Encadreur:**  
**Korichi Mourad**

**Promotion 1998/1999**

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

**Centre Universitaire de Ouargla**  
**Institut de Chimie Industrielle**

**MEMOIRE DE FIN D'ETUDE**

**Présenté en vue de l'obtention du titre**

**INGENIEUR D'ETAT**

**Spécialité : Chimie Industrielle**

**Option : Génie Chimique**

**Présenté par :**

**Benamoura Hamoudi**

**Optimisation des paramètres de marche de la section  
Fractionnement de l'usine GLA/C (Guellala).**

**Encadreur:**

**Korichi Mourad**

**Promotion 1998/1999**

**DEDICACAM**  
**A MES CHERS PARENTS**

*A MES SŒURS et MES FRERES.*

*A NOTRE PETIT AIMENE*

*A TOUS MES PROCHES*

*A TOUS MES AMIS.*

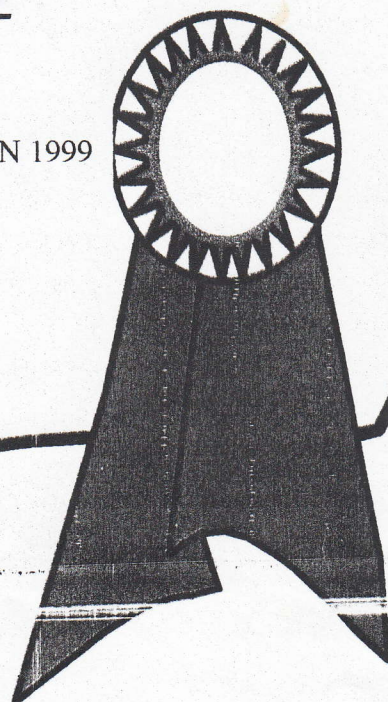
*A TOUTE LA FAMILLE KHERAZ.*

*A MONSIEUR ARBAOUI NACER  
et sa petite famille.*

*A TOUS, JE DEDIE CE TRAVAIL*

*BENAMOURA HAMOUDI*

JUIN 1999



# Remerciement

A LA FIN DE LA REALISATION DE CETTE ETUDE, JE REMERCIE DIEU TOUT PUISSANT QUI MA DONNER DE LA FORCE ET LA VOLONTE POUR LA PATIENCE DURANT TOUS CES ANNEES D'ETUDE.

- ◆ Je remercie mon promoteur korichi pour son suivi précieux et ces brefs conseils.
- ◆ J'adresse un remerciement à mon enseignant Gherraf de son aide qui à été utile.
- ◆ Je remercie monsieur bouroudi sedik De son aide qui a été bénéfique.

Cette étude à été faite à l'usine de GLA/C région de haoud berkaoui

Plusieurs personnes qu'il me soit permis de les remercier très sincèrement et de leur exprimer ma profonde gratitude :

- ◆ je remercie monsieur Belloattar le chef service exploitation et monsieur attab qui mit accueilli dans la région (HBK) et monsieur Derdouha le chef service instrumentation de ses encouragements.
- ◆ Je remercie aussi l'équipe de l'usine (les ingénieurs : boubtache, kadi le tablotiste : moustafa, le laborantin : louafi de sa patience .... etc).
- ◆ Je présente mon profond remerciement à l'ingénieur Arbaoui pour l'aide précieuse, les conseils et les encouragements qu'il ma donné sans cesse à fin de mener à terme ce travail.
- ◆ je remercie aussi monsieur kherraz kadour de tout mon cœur de son aide prodigué et pour tous je le remercie une deuxième fois vivement
- ◆ pour tous ceux qui on contribué de près ou de loin à ma formation

En fin que tous dont j'ai oublié de mentionner leurs noms me le pardonnent, j'espère qu'il se montreront compréhensifs.

# SOMMAIRE

Introduction .....	1
<b>Chapitre I</b> <u>Généralité sur les gaz</u>	
I-1.1. Définition .....	3
I-1.2. Source de récupération .....	3
I-1.3. Composition chimique du gaz naturel.....	3
I-1.4. Utilisation .....	3
I-1.5. Le Gaz de pétrole liquéfiés (G.P.L).....	4
I-1.6. condensât .....	5
I-2. équilibre liquide – vapeur.....	6
I-2.1. Changements d'états.....	6
I-2.2. Calcul d'équilibre liquide - vapeur .....	7
I-3. Distillation complexe.....	10
I-3.1. Introduction.....	10
I-3.2. Principaux paramètres de dimensionnement d'une colonne.....	11
I-3.3. Simulation des colonnes.....	13
I.3.4 Conception d'une colonne de distillation.....	15
<b>Chapitre II</b> <u>Process</u>	
II-1. Introduction.....	24
II-1.2 Schéma de l'usine.....	25
II-2. Description de l'usine de GLA/C .....	26
II-2-1- La capacité de traitement de L'usine de gaz .....	26
II-2.2. Section de séparation et stabilisation .....	27
II-2.3. Section déshydratation .....	28
II-2.4 . Section de réfrigération .....	29
II-2.5. Section fractionnement.....	31
II-2.6. Utilités.....	33
<b>Chapitre III</b> <u>Calcule débutaniseur</u>	
III-1. Introduction.....	35
III-1.2 Organigramme de calcul par simulation.....	36
III-2. Calcul de la colonne de distillation ( débutaniseur C702 ).....	40
<b>Chapitre IV</b> <u>Interprétation des résultats</u>	
IV-1 Introduction .....	53
IV-2 Bilan de matière ( débit et composition ) .....	53
IV-3 Profil de pression et température.....	54
IV-4 Charge thermique au condenseur et rebouilleur.....	55
<b>Conclusion</b> .....	56
<b>Recommandation</b> .....	57

# Nomenclature

**- Nomenclature :**

<b>Symbole</b>	<b>Désignation</b>	<b>Unité</b>
$M_L$	La masse moléculaire moyenne de la charge	Kg/mole
$X_{li}$	Concentration massique de chaque constituant.	-
$X'_{Li}$	Concentration molaire de chaque constituant	-
$X'_i$	Concentration du constituant « i » de la phase liquide dans la charge	-
$Y'_i$	Concentration du constituant « i » de la phase vapeur dans la charge	-
$L_i$	Débit massique de chaque constituant de la charge	kg/h
$L'_i$	Débit molaire de chaque constituant de la charge	Kmole/h
D	Débit du distillat	Kmole/h
R	Débit du résidu	Kmole/h
$g_x$	Débit de reflux froid	Kmole/h
$G_R$	Débit de reflux chaud	Kmole/h
$G_V$	Débit de vapeur de tête	Kmole/h
$Q_R$	Charge thermique du rebouilleur	Kcal/h
$Q_C$	Charge thermique du Condenseur	Kcal/h
$h_L$	Enthalpie de la charge monophasique	Kcal/h
$h_R$	Enthalpie du résidu en état liquide	Kcal/h
$H_D$	Enthalpie de distillat en état vapeur	Kcal/h
$H_R$	Enthalpie de résidu en état vapeur	Kcal/h
$h_D$	Enthalpie de distillat en état liquide	Kcal/h
$K_i$	Coefficient d'équilibre d'un constituant (i)	-
$e^0_0$	Taux de vaporisation molaire	-
$\alpha$	Coefficient de volatilité du constituant (i) par rapport au constituant clé lourd	-
$\theta$	Constante qui varie entre les volatilité relatives des constituants clé lourd et clé léger	-
$R_{fmin}$	Taux de reflux minimale	-
$R_{fopt}$	Taux de reflux optimale	-
$R_{bmin}$	Taux de rebouillage minimale	-
$R_{opt}$	Taux de rebouillage optimale	-

# INTRODUCTION



### Introduction :

Quelques années auparavant, le gaz «associe» sortant des gisements de pétrole était brûlé aux torches, sachant que les structures nécessaires permettant, sa récupération et son recyclage n'étaient pas rentable du point de vue économique.

Les progrès actuels nous permettant de récupérer ce gaz et le traiter, pour produire le GPL et le gaz-lift, qui contribué à l'augmentation de la production pétrolière, vu qu'en comprimant celui-ci et on le ré-injectant dans les puits de pétrole, en augmentant de ce fait la pression de gisement d'où l'augmentation de la production.

Dans ce cadre, l'entreprise nationale «Sonatrach» vient d'installer une usine au centre de production «Guellala» (région de haoud-Berkaoui), pour la récupération et le traitement du gaz des trois champs(HBK,BKA,GLA) dont l'expédition de ces trois champs vers cette usine est assuré par trois station de compression.

La principale section dans cette usine est la section fractionnement, à l'aide des deux colonne : le déethaniseur pour la séparation du gaz léger qui sera recyclé dans le gaz commercial , et la deuxième colonne est le débutaniseur qui sépare le GPL des condensât se GPL sera pompé vers les sphères de stockage.

Durant ma présence a -GLA-j'ai constaté, une instabilité de production du -GPL- due au vieillissement des puits ceci a influé sur la charge qui est devenue presque la moitié en comparaison à celle du démarrage de l'usine, tous les critères cités au dessus ont causé un mauvais fonctionnement, de la section fractionnement, suite à l'intervention manuelle sur les régulateurs de la colonne(C702), on varient la température de fond. Les paramètres actuels sont issus uniquement par des analyses de -GPL- donnée par le laboratoire.

Pour étudier ce problème il ma été demandé, de trouver un point de fonctionnement de la section de fractionnement, en optimisant de la colonne de débutaniseur tout on respectant les exigences de qualité de produit.

Pour atteindre notre but et traiter ce problème nous avons suivi le plan de travail qui suit :

- I. Généralités sur les gaz
- II. Etude Théorique sur la distillation complexe
- III. Description de l'usine de traitement du gaz GLA/C
- IV. Simulation de l'usine et Calcul manuel d'un débutaniseur.
- V. Résultats de calcul et interprétation
- VI. Conclusion et Recommandation.

# CHAPITRE I

### **I-1. Généralités sur les gaz**

#### **I-1.1. Définition:**

Le pétrole brut constitué essentiellement des hydrocarbures liquides contient en général des parties volatiles qui se trouvent dissoutes dans le liquide sous la pression à laquelle se trouve le gisement. Ces parties volatiles s'échappent à l'état gazeux dès que le pétrole brut est amené à la pression atmosphérique. Ces parties volatiles sont appelées : gaz associés.

#### **I-1.2. Source de récupération :**

On peut classer les hydrocarbures gazeux d'origine pétrolière en trois groupes:

- Les gaz secs provenant de gisement produisant uniquement de gaz.
- Les gaz associés au pétrole brut
- Les gaz de raffineries à la suite des différents procédés de traitement de pétrole brut.

#### **I-1.3. Composition chimique du gaz naturel**

Le gaz naturel, est constitué généralement d'un mélange d'hydrocarbures gazeux : Méthane, Ethane, Propane, Butane, ainsi que la gazoline ( $C_5+$ ), en plus il comporte quelques produits d'origine non pétrolière comme l'azote( $N_2$ ), le dioxyde de carbone( $CO_2$ ), et l'hydrogène sulfureux( $H_2S$ ).

#### **I-1.4. Utilisation :**

- combustible : il est utilisé dans les villes comme alimentation des réseaux Gaz de distribution de gaz de ville.
- Employé pour les turbomachines dans les centrales électriques.
- Gaz de reinjection pour le maintien de pression des gisements pétroliers.
- Gaz lift pour augmenter la production des puits à faible indice de productivité.

## Partie théorique

### I-1.5. Le Gaz de pétrole liquéfiés (G.P.L)

#### I-1.5.1. Définition:

Le (G.P.L) est un mélange du propane et du butane à différentes proportions, il est liquéfié à des températures ambiantes et à des pressions relativement faibles, stocké et transporté à l'état liquide, s'emploie généralement à l'état gazeux, il est obtenu après diverses opérations de traitement du gaz naturel ou pétrole.

Le GPL d'après sa proportion ou sa composition est classé en :

#### **a- Gaz Propane :**

Présente une quantité importante de propane ( $C_3H_8$ ), les butanes et plus ( $C_4+$ ), moins de 2.5% et les Ethanes et moins ( $C_2-$ ) jusqu'à 1%.

#### **b- Gaz Butane :**

Composé principalement de Butane ( $C_4H_{10}$ ) et du Propane et moins ( $C_3-$ ) jusqu'à 3% et du Pentane et plus ( $C_5+$ ) moins de 1.5%.

#### **C- Gaz Burpo(GPL)**

Contient plus de 65% de Propane et moins de 35% de Butane ainsi que des traces d'Ethane et de Pentane (moins de 2%).

#### I-1.5.2. Propriétés du GPL:

##### Quelques Propriétés physique du GPL:

Le tableau (I-1) résume quelques propriétés du GPL.

**Tableau (I-1) :**

Produit	Formule globale	Masse molaire	Température d'ébullition	$d_4$ (liquide)
Méthane	$CH_4$	16.0	-161.5	0.260
Ethane	$C_2H_6$	30.1	-88.6	0.377
Propane	$C_3H_8$	44.1	-42.1	0.508
n-butane	n- $C_4H_{10}$	58.1	-0.5	0.585
Iso-butane	i- $C_4H_{10}$	58.1	-11.7	0.563
n-pentane	n- $C_5H_{12}$	72.1	+36.1	0.688

## Partie théorique

---

- Le GPL est incolore, soit en phase liquide, soit en phase gazeuse.
- Le GPL n'est pas corrosif vis à vis des aciers.
- La densité du GPL liquide est approximativement la moitié de celle de l'eau.
- Une petite quantité de gaz liquéfié peut générer une grande quantité de vapeur (250 fois en volume).
- Le propane commercial est plus lourd que l'air puisque à 15°C, 1m<sup>3</sup> de Propane pèse 1.85kg et dans les même condition, 1m<sup>3</sup> d'air pèse 1.22 kg.
- Le Butane commercial est deux fois plus lourd que l'air car à 15°C, 1m<sup>3</sup> de Butane pèse 2.44 kg.
- Le pouvoir calorifique de :
  - ◆ 1 kg de Propane est de 11.900 k calories/moles.
  - ◆ 1 kg de Butane est de 11.800 k calories/moles

### **I-1.5.3. Utilisation du GPL:**

- C'est un carburant très facile à utiliser.
- Il est utilisé pour le confort de la maison (chauffage et eau chaud).
- Le butane est incorporé dans les détergents et les eaux aérosols aux quels il fournit l'énergie nécessaire pour maintenir le produit sous pression.
- Dans les raffineries, le Butane est utilisé pour ajuster la tension de vapeur des carburants à la volatilité désirée.

### **I-1.6. Condensât :**

Le Condensat est la phase liquide légèrement jaunâtre, qui accompagne le gaz naturel lors de sa sortie des puits de production.

- Sa densité varie de 0.70 à 0.72 à 20 °C
- Sa température initiale d'ébullition égale à 28 °C.
- Sa température finale d'ébullition égale à 220 °C.

### I-2. Equilibre liquide-vapeur

#### I-2.1. Changements d'états

Tout corps pur se vaporise à température constante, sous l'effet d'une pression donnée, un mélange passe progressivement de l'état liquide à l'état vapeur par augmentation de température à pression constante.

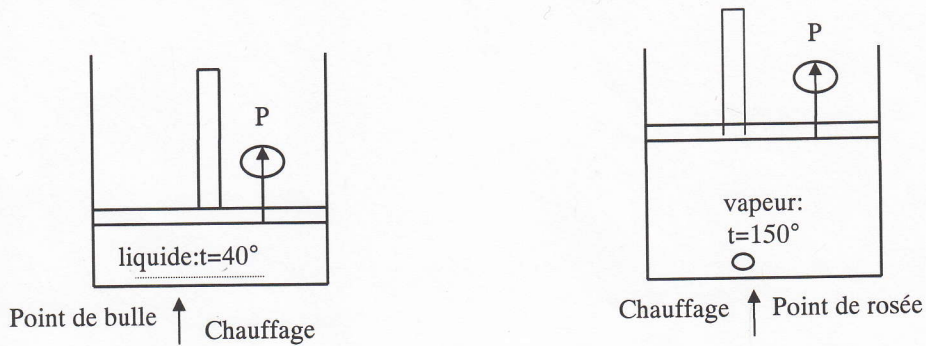
Considérons une vaporisation théorique (non limitée du point de vue cinétique par la diffusion) réalisée dans l'enceinte fermée (fig. (I-1)) représente un système cylindre-piston équipé de manomètre, thermomètres dans lequel nous introduisons un échantillon sous forme liquide.

Si nous apportons des calories au système, en maintenant constante la pression par un déplacement vertical du piston, la phase vapeur va se développer à l'intérieur du cylindre jusqu'à disparition de toute trace du liquide.

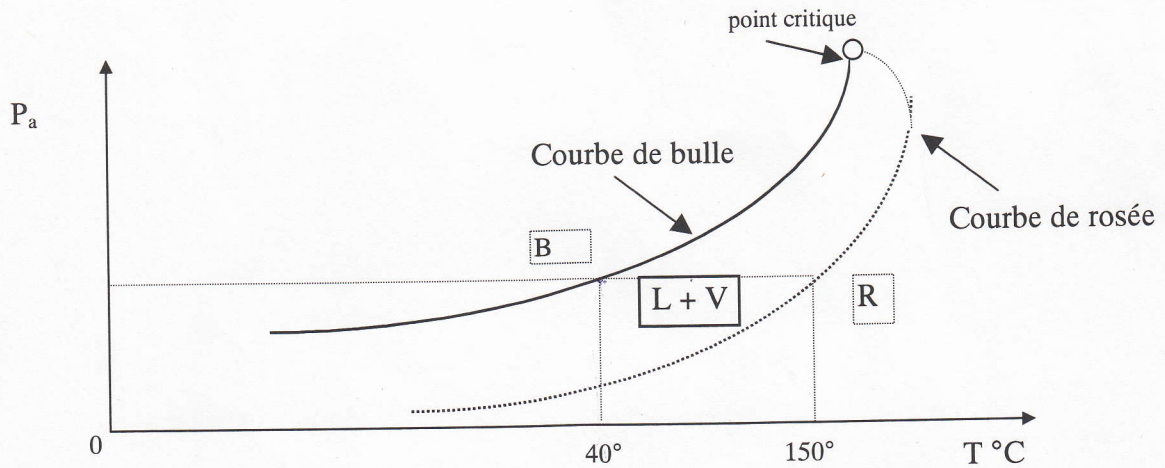
La vaporisation commence par l'apparition de la première bulle de vapeur, sous une pression correspond à la température  $T_b$  du liquide, puis la température croît jusqu'à une valeur appelée température de Rosée  $T_r$ .

Toute température  $T$  comprise entre :  $T_b$  et  $T_r$ , sous la pression  $P$  correspond un équilibre liquide-vapeur, unique caractérisé par les quantités  $(V)$  et  $(L)$ . On peut donc dire que la température de l'équilibre est la température de bulle de la phase liquide ou la température de rosée de la phase vapeur.

Si nous répétons ces essais de vaporisation sous des pressions différentes, il est possible de les traduire sur un diagramme pression-température (fig. (I-2)), Le lieu des températures de bulle, quand la pression varie, et une courbe appelée ; courbe de bulle, alors que les température de rosée se répartissent sur la courbe de rosée, on observe une réduction de l'intervalle de vaporisation lorsque la pression croît, on admettra l'existence d'un point critique au raccordement des courbes de bulle et de rosée. Ces deux courbes sont pour un mélange, les homologues de la courbe de tension de vapeur d'un corps pur. Elles partagent le plan en trois régions: phase liquide, phase mixte(liquide-vapeur) et phase vapeur, et montrent que l'état d'un mélange est parfaitement défini par la seule connaissance des deux variables: pression et température.(8)



**Fig.(I-1) :** Vaporisation d'une essence à pression constante:  $p=760\text{mmHg}$



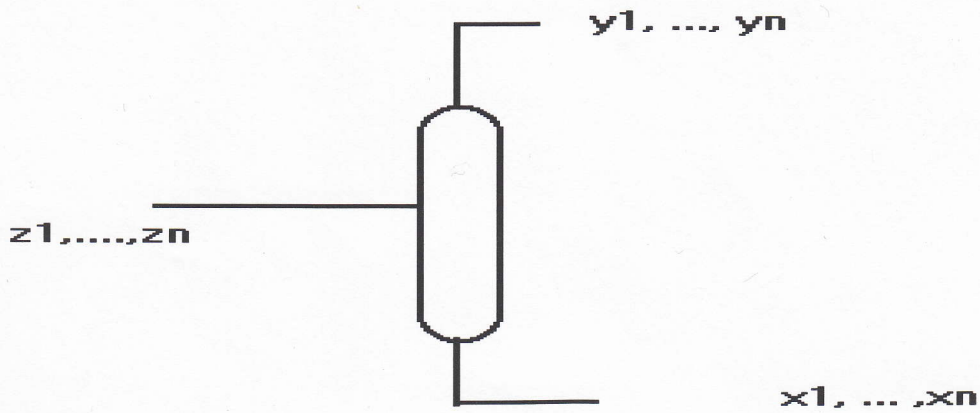
**Fig.(I-2):** Relation pression température pour la vaporisation d'un mélange

**I-2.2. Calcul d'équilibre liquide-vapeur :**

Soit (A) moles d'un mélange de (n) constituants de composition:  $z_1, z_2, z_3, \dots, z_n$  représente un mélange en équilibre liquide-vapeur à la pression (P), et la température (T).

- La phase vapeur contient V moles d'un mélange de composition:  $y_1, y_2, y_3, \dots, y_n$ .
- La phase liquide contient L moles d'un mélange de composition:  $x_1, x_2, x_3, \dots, x_n$ .





**I-2.2.1. Les équations de bilan :**

- globale:  $A=V+L$  ... .. (1)
- partiel :  $Az_i = Vy_i + Lx_i$  tel que  $\forall i= 1...n$ .
- Les équations d'équilibre :  $y_i = kx_i$  : équation de définition du coefficient d'équilibre  $k_i$
- De plus par définition des fractions molaire:  $\sum z_i=1, \sum y_i=1$  et  $\sum x_i=1$ .

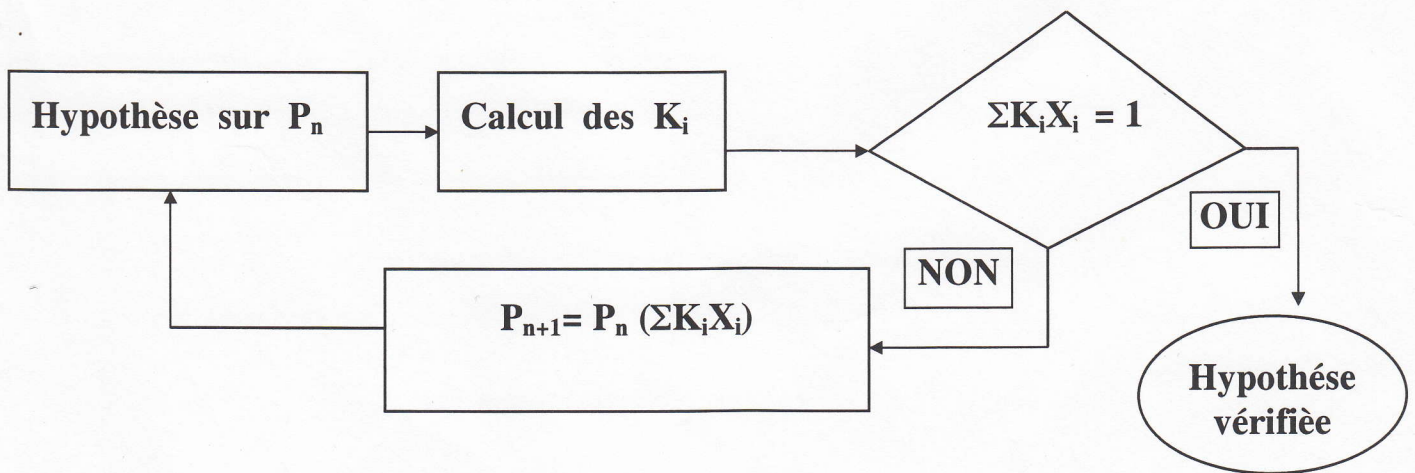
**I.2.2.2. Calcule du point de bulle :  $V=0$**

Les équations de bilans matière partiels donne immédiatement  $(Z_i)=(X_i)$  et le système à résoudre se ramène à :

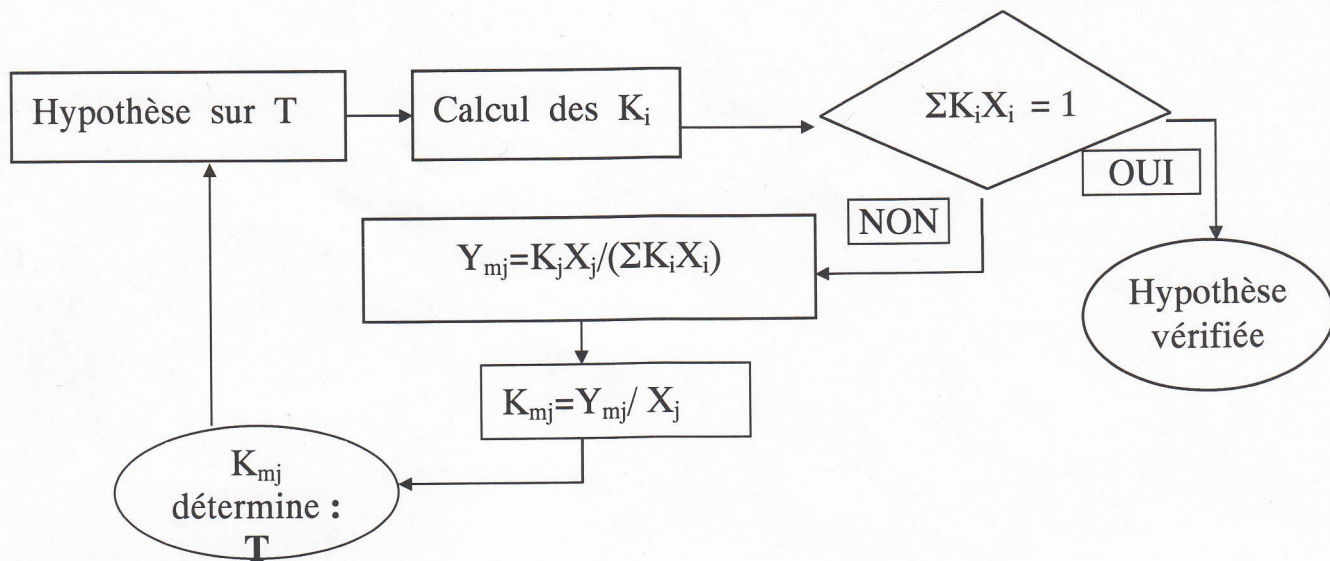
$(Y_i) = (K_i \cdot Z_i) = (K_i \cdot X_i)$ , soumise à la contrainte  $\sum Y_i=1$ ,

deux cas se présentent:

**Premier cas:** P : inconnue, T: connue. **Fig.(I-3a)**



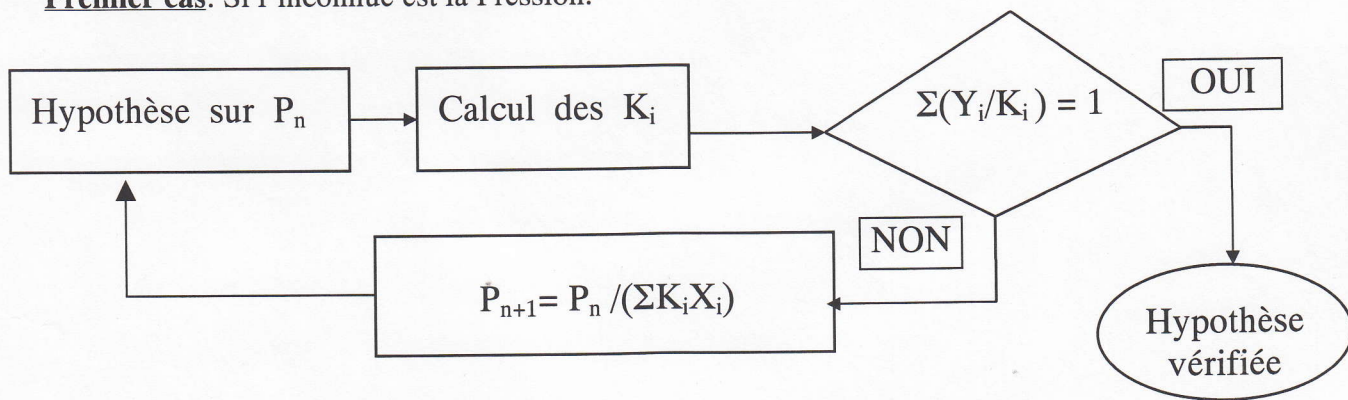
**Deuxième Cas: T: inconnue, P: connue. Fig.(I-3b)**



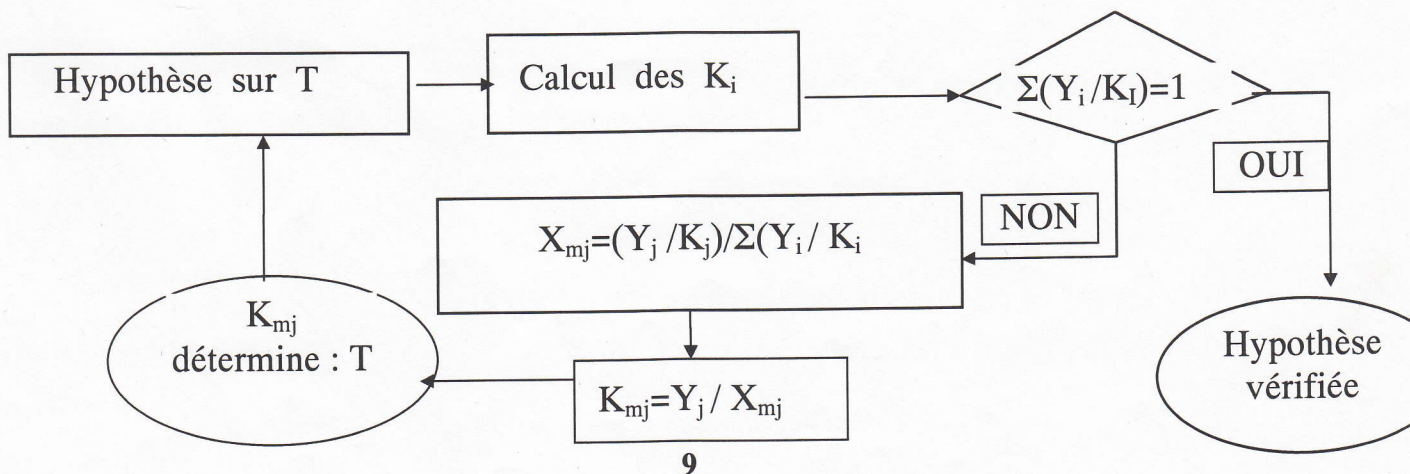
**I-2.2.3. Calcul du point de rosée : L= 0. Fig.(I-3c)**

Le mélange est entièrement vapeur  $Y_i = Z_i$  le système se ramène à :  $X_i = Y_i / K_i$  soumis à la contrainte  $\Sigma X_i = 1, \Sigma Y_i / K_i = 1$ .

**Premier cas:** Si l'inconnue est la Pression.



**Deuxième cas :** Si l'inconnue est la Température. Fig.(I-3d)



## Partie théorique

### I-2.2.4. Vaporisation partielle à pression et température données.

Etant donnée  $P, T$  et  $Z_i$  connues ; On calcule la pression de bulle ( $P_b$ ), et la pression de rosée  $P_t$ , à la température considérée.

- Si  $P \geq P_b$  : le mélange est entièrement liquide.
- Si  $P \leq P_t$  : le mélange est entièrement vapeur.
- Si  $P_t < P < P_b$  : vaporisation partielle.

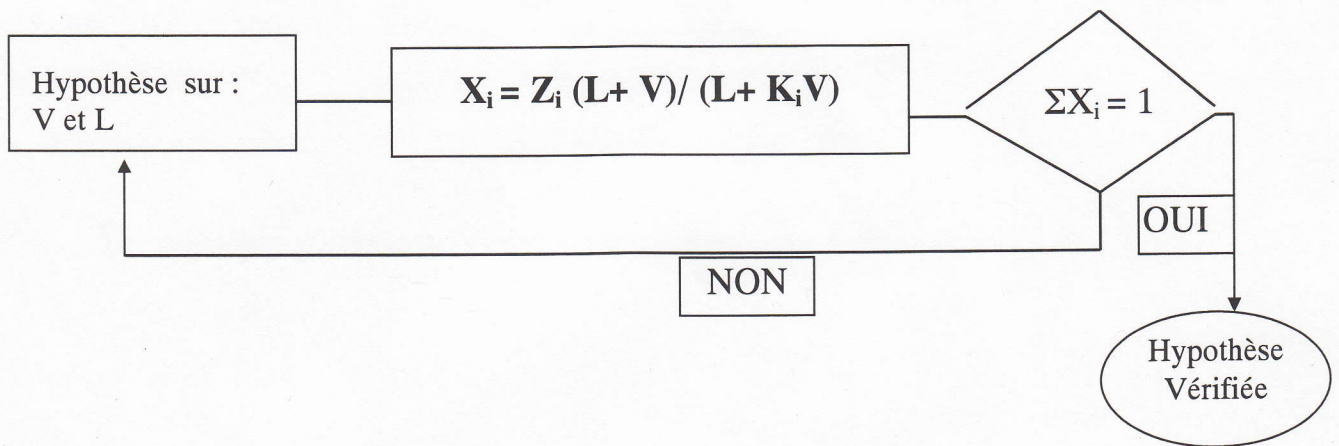
### I-2.2.5. Détermination des quantités (V) et (L)

D'après l'équation du bilan partiel :

$$Lx_i + Vy_i = Z_i(L + V) \dots \dots \dots (2)$$

$$Y_i = K_i x_i$$

$\Rightarrow X_i = Z_i (L + V) / (L + K_i V)$ , le calcul de  $K_i$  grâce à  $P$  et  $T$ .



## I-3. Distillation complexe:

### I-3.1. Introduction:

Exploitant les différences de volatilité des constituants d'un mélange, la distillation permet la séparation ou, comme l'on dit généralement, le Fractionnement de ces constituants, des fractions différenciées par un ou plusieurs propriétés physiques, on utilisant la chaleur, comme agent de séparation (en fonction de leur température d'ébullition).

Les colonnes de distillation sont largement représentées, soit au stade de la préparation de charge avant réaction, soit au stade de Fractionnement après réaction.

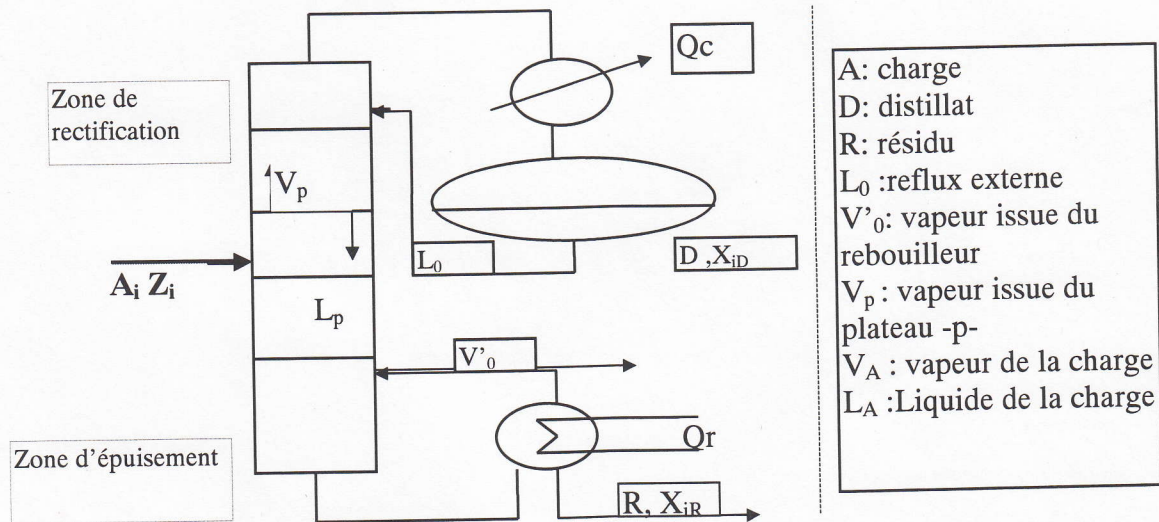
## Partie théorique

Travaillant comme une machine thermique entre une source chaude (four ou rebouilleur) et une source froide (condenseur de tête).

La distillation met en œuvre, un contre-courant de liquide et de vapeur, discontinu dans le cas des colonnes à plateaux ou continu pour les colonnes à garnissage. 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 éléments 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 directement du gradient de concentration. Il ressort que l'étude de la distillation proprement dite devra être précédée par l'analyse du phénomène de diffusion, appelé « équilibre liquide vapeur ». (8)

### I-3.2. Principaux paramètres de dimensionnement d'une colonne :



#### I.3.2.1. Bilan de matière :

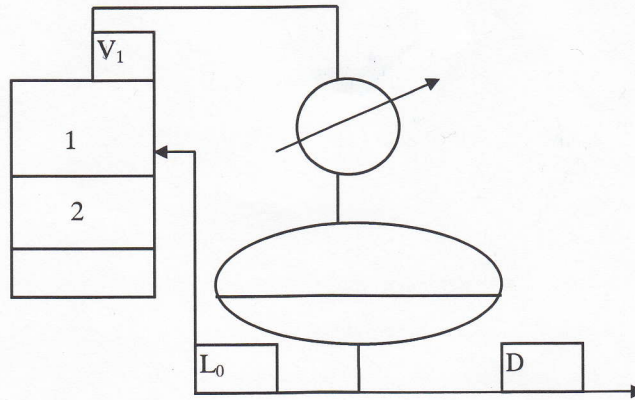
Bilan de matière Globale de la colonne:  $A=D+ R$

Bilan de matière partiel (par constituant) :  $Ax_i = Dx_{iD} + Rx_{iR}$

#### I-3.2.2. Bilan thermique global:

$$AH_A + Q_r = Dh_D + Rh_R + Q_c \dots \dots \dots (3)$$

**I.3.2.3. Bilan autour du Condenseur:**



Bilan matière global :  $V_1 = L_0 + D$ .

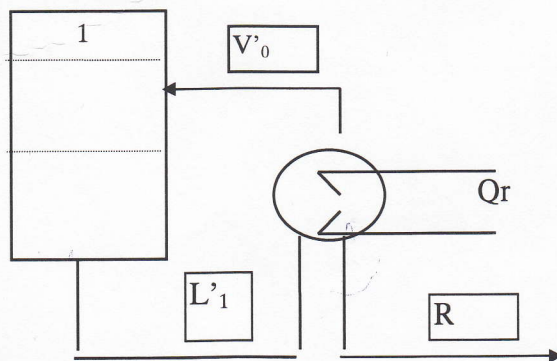
Bilan thermique:  $V_1 H_1 = (L_0 + D)h_D + Q_c$ .

Où  $Q_c = V_1(H_1 - h_D) \dots \dots \dots (4)$

On appelle le taux de reflux ( $R_f$ ), le rapport du débit de reflux  $L_0$  au débit de distillat  $D$ :  $R_f$  égale  $L_0/D$ .  $Q_c$  peut être explicité en fonction du taux de reflux et l'on obtient:

$Q_c = D(R_f + 1)(H_1 - h_D)$ . On remarque, que  $D, H_1$  et  $h_D$  sont fixés par  $Q_c = aR_f + b$ . Donc la charge thermique du condenseur est proportionnelle aux taux de reflux choisis.

**I-3.2.4. Bilan autour du rebouilleur**



Bilan matière  $L_1 = V'_0 + R$

Bilan thermique  $L'_1 h_1 + Q_r = V'_0 H_0 + R h_R$

$$Q_r = V'_0 (H_0 - h_1) + R(h_R - h_1) \dots \dots \dots (5)$$

On appelle ( $R_b$ ) le rapport du débit de vapeur issu du rebouilleur au débit de résidu :  $R_b = V'_0/R$ . En introduisant  $R_b$  dans la formule (5), on obtient :

## Partie théorique

---

$$Q_r = R_b(H_0 - h_1) + R(h_r - h_1)$$

$R, H_0, h_R$  Sont fixés on aura donc approximativement une équation linéaire de la forme:

$$Q_r = aR_b + b.$$

### **I-3.2.5. Conclusion :**

- $Q_c$  et  $Q_r$  sont liés par le bilan thermique global de la colonne.
- $Q_c$  est proportionnel au taux de reflux et  $Q_r$  au taux de rebouillage.
- La dépense énergétique de fonctionnement de la colonne qui est en gros proportionnelle au taux de reflux.

### **I-3.3. Simulation des colonnes:**

L'objet de toutes les méthodes de calcul est l'obtention, à partir des variables imposées de l'ensemble, une solution résultante en débits, compositions et températures.

D'une manière générale des valeurs hypothèses affectées à certaines variables, non spécifié par la définition du problème permettent en utilisant les équations à respecter, bilans matières et enthalpiques, équations d'équilibre thermodynamique de recalculer de nouvelles valeurs de ces mêmes variables.

#### **I-3.3.1. Calcul de la tête de colonne:** Trois cas sont possibles:

- **La pression de la tête de colonne est fixée**

Si le condenseur est un condenseur total, on pose :  $D_1=0$ . On connaît alors la composition du distillat et le calcul de la température d'ébullition de ce distillat, fixe la température du condenseur. l'enthalpie du distillat  $h_D$  est une résultante de ce calcul.

Dans le cas d'un condenseur partiel:  $D_1=D$  et  $D_2=0$ , le calcul de la température de rosée du distillat fixe la température du condenseur et permet de déduire l'enthalpie du distillat vapeur  $H_D$ . on obtient simultanément la composition du reflux qui est celle du liquide en équilibre avec le distillat vapeur et l'enthalpie de ce reflux:  $h_D$ .

- **La température du condenseur est donnée:**

On calcule soit la pression d'ébullition dans le cas du condenseur total ou la pression de rosée dans le cas du condenseur partiel, ce qui fixe la pression en tête de colonne et donne les quantités  $D_1, H_D$  ou  $D_2, h_D$ .

- **Pression et température en tête de colonne sont imposées:**

Un équilibre liquide vapeur calculé sur le distillat hypothèse dans les condition T,P donne la répartition en distillat vapeur  $D_1(H_D)$  en distillat liquide  $D_2(h_D)$  à condition que les données imposées correspondent bien à un équilibre bi-phasique possible.

## Partie théorique

### I-3.3.2. Calcul du fond de la colonne:

La composition du résidu et la pression du fond sont imposées, le calcul de la température d'ébullition du résidu fournira donc : la température au rebouilleur  $t_r$  et l'enthalpie du résidu  $h_R$

### I-3.3.3. Calcul de la chaleur $Q_c$ évacuée au condenseur de tête et de la température du plateau de tête:

Le taux de reflux étant fixé, les calculs précédemment effectués en tête de colonne permettent de déterminer:

1. l'enthalpie totale du distillat :  $D_1H_D + D_2h_D$
2. l'enthalpie totale du reflux :  $L_0h_D$
3. la vapeur  $V_1$  issue de la tête de colonne en débit et composition:

$$V_{i1} = Dx_{iD} + L_0x_{i0}, i=1...n \quad \dots \quad (6)$$

La température du plateau  $i$  est alors obtenue par le calcul de la température de rosé de cette vapeur sous la pression du premier plateau. Ce calcul donne on outre la composition  $x_{i1}$  du liquide qui coule de ce plateau, son enthalpie molaire  $h_i$  et celle de la vapeur  $v_1$  soit  $H_i$  la quantité de chaleur évacuée au condenseur est alors:

$$Q_c = V_1H_1 - (D_1H_D + D_2h_D) - L_0h_D \text{ avec } V_1 = L_0 + D \text{ et } D = D_1 + D_2$$

### I-3.3.4. Calcul d'un étage de rectification

Nous connaissons déjà à l'étage 1 :

- Sa température et sa pression.
- La vapeur  $V_1$  en débit, composition  $y_{i1}$  enthalpie molaire  $H_1$
- Le liquide  $L_1$  composition  $x_{i1}$  et enthalpie molaire  $h_i$

Pour déterminer entièrement ce plateau il nous faut déterminer son débit global  $L_1$ , pour cela nous écrivons les bilans matière et enthalpique dans une section comprenant le condenseur et le plateau de tête.

$$V_2 = L_1 + D$$

$$V_2Y_{i2} = L_1x_{i1} + Dx_{iD}, i=1,n \text{ avec } Dx_{iD} = Dx_{iD1} + D_2x_{iD2}$$

$$V_2H_2 = L_1H_1 + (D_1H_1 + D_2h_D) + Q_c$$

## Partie théorique

### **I-3.3.5. Calcul de la chaleur $Q_R$ fournie au rebouilleur :**

On l'obtiendra par un bilan thermique global autour de la colonne :

$$Q_R = (D_1 H_D + D_2 h_D) + Rh_R + Q_C - AH_A \dots \dots \dots (7)$$

### **I-3.3.6. Calcul d'un étage d'épuisement**

On calcul la quantité de vapeur  $V'_R$  s'échappant du rebouilleur, par le bilan matière et enthalpique établis autour du rebouilleur :

$$L'_1 = V'_R + R$$

$$L'x_{i1} = V'y'_{iR} + Rx'_{iR} \quad i=1,\dots,n$$

$$Q_R = L'_1 h_1 = Rh'_R + V'H'_R \dots \dots \dots (8)$$

### **I.3.4) Conception d'une colonne de distillation**

IL est nécessaire dans le cadre général du gaz processing le calcul d'une colonne à distillation compte tenu d'une charge dont les caractéristiques sont connus et des spécifications des produits à obtenir, il s'agit donc de déterminer en particulier :

- La pression de fonctionnement
- le taux de reflux et le nombre d'étage théorique.
- Les charges thermiques du condenseur et du rebouilleur.

#### **I-3.4.1. Caractéristiques de la charge :**

Mis à part de débit de charge, il est nécessaire de connaître :

- a)- La Composition: Ce peut être une analyse par chromatographie en phase gazeuse.
- b)- Les Conditions de pression et de température auxquelles elle est disponible et qui permettra par le choix d'une pression et température de fonctionnement et éventuellement la mise en place d'échangeur, de connaître ses conditions d'équilibre à l'entrée dans la colonne.

#### **I-3.4.2. Les spécifications des Produits à obtenir:**

Séparation de mélange de composition connus, la distillation est un procédé de séparation dont le critère est la volatilité. Le fonctionnement d'une colonne séparera les différents constituant selon leur volatilité ( $\alpha$ ):

- La plus légère se retrouvant dans le distillat.
- Le plus lourd se retrouvant dans le résidu.



## Partie théorique

---

Le travail étant plus difficile que les volatilité sont voisines, on appelle les deux corps qui se trouvent de part et d'autre de la coupure désirée, les corps clés de la séparation:

- La clé légère (CV).
- La clé lourde (CL).

L'étude des contraintes propres à la distillation, montre que l'on peu se fixer à des spécifications(exigence) par exemple:

- La limitation de la teneur du distillat en clé lourd.
- La limitation de la teneur du résidu en clé légère.

### **I-3.4.3. Profil de pression dans une colonne :**

La pression de marche dans une colonne est maintenue à son ballon de reflux. Dans le cas général c'est la pression de bulle du distillat à la température du ballon de reflux. A partir de cette pression de base, compte tenu des perte de charge dues à l'écoulement de la vapeur du rebouilleur vers le ballon de reflux, il s'établit un profil de pression dans la colonne, dont la relation est:  $P_f = P_t + \Delta P$

Tel que :  $P_t$  : pression du ballon de reflux.

$P_f$  : pression de fond de la colonne.

$\Delta P$ : perte de charge dues a l'écoulement de la vapeur.

La composition du distillat et du résidu étant supposées connus, la pression revient à se fixer certaines température, En effet sous la pression envisagée:

- La température du ballon est la température de bulle du distillat (condenseur total).
- La température de tête est la température de rosé du distillat.
- La température de fond est la température de bulle du résidu.

### **I-3.4.3.1. Influence du choix de la Pression sur les caractéristiques des fluides**

#### **Liquide:**

La viscosité et la densité du liquide dépendent de la température et de la pression de fonctionnement pour l'efficacité des plateaux réel, qui augmente quand la viscosité diminue.

#### **Vapeur :**

Le débit volume de vapeur en circulation à l'intérieur de la colonne dépend directement de la pression.

## Partie théorique

### I-3.4.3.2. Contrainte liées aux échanges thermiques

La loi de transfert global des appareils d'échange thermique s'écrit :

$$Q = U_s \cdot A \cdot DTL_{\text{moy}}$$

Q: quantité de chaleur échangée.

$U_s$  : coefficient de transfert global.

A : Surface d'échange.

$DTL_{\text{moy}}$  : différence de température logarithmique moyenne entre les fluides dans un appareil.

$$A = Q / U_s \cdot DTL_{\text{moy}}$$

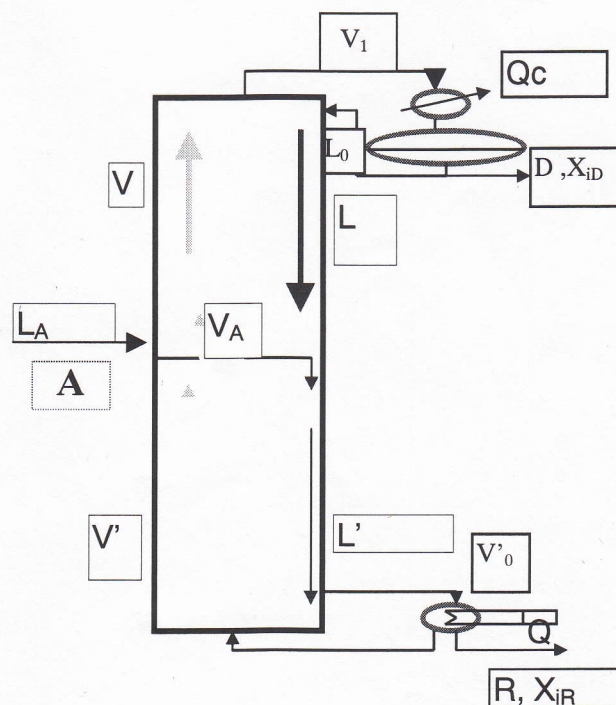
Ce qui signifie que la surface d'échange nécessaire est d'autant plus faible que,  $DTL_{\text{moy}}$  est grand. Comme  $DTL_{\text{moy}}$  est lié à la différence de température des deux fluides à l'entrée de la colonne, on voit que choisir une pression plus élevée, augmente le  $DTL_{\text{moy}}$  au condenseur et le diminue au rebouilleur il en résulte une taille plus petite de condenseur, et au contraire au rebouilleur, plus important, donc à divers niveau de pression correspond à diffère surface d'échange entre condenseur et rebouilleur.

### I-3.4.4. Reflux et chauffe :

Le débit de reflux et la chauffe sont les variables de réglage plus importantes d'une colonne de distillation, mais il est important d'examiner les conséquences d'un changement de ces paramètres dans le cadre de:

- pression constante
- charge constante en température et composition

#### I-3.4.4.1. Relation entre débit de produit -reflux-chauffe :



## Partie théorique

---

Le schéma ci-dessus montre comment sont liés les débits liquide et vapeur dans une colonne, pour un débit de reflux et une valeur de  $V'_0$  déterminés pour un couple  $L_0, V'_0$  les débits de distillat et de résidu sont fixés, en effet :

$$D = V_1 - L_0$$

$$R = L' - V, \text{ avec } D + R = A = \text{Constante}$$

Le couple  $L_0, V_0$  détermine le point de coupe de la charge caractérisée par :  $D/A$  ou  $R/A$ .

### **I-3.4.4.2. Conséquences d'une augmentation du reflux a chauffe constante :**

#### **Variation des débits:**

$Q_r$  : Constante, soit  $V_1$  : Constante

$L_0$  :  $L_0$  augmente donc  $D = V_1 - L_0$  et parallèlement  $R$  augmente.

Il résulte que la diminution du débit de distillat et une augmentation du débit de résidu ( le point de coupe de la charge a été modifié ).

#### **Aspect fractionnement: -**

- Augmentation du taux de reflux :  $R_F = L_0/D$ , car  $L_0$  augmente et  $D$  diminue.
- diminution du taux de rebouillage  $R_b = V'_0/R$  car  $V'_0 =$  constante et  $R$  augmente.

Cela se traduit par un meilleur fractionnement en rectification mais un plus mauvais en épuisement ce qui a pour conséquence :

- un produit de tête plus pur (plus léger).
- un produit de fond moins bon (plus léger).

### **I.3.4.4.3) Conséquences d'une Augmentation de la chauffe à reflux constant**

#### **Variation des débits:**

$L_0 =$  constante

$Q_r$  augmente soit  $V_1$  augmente donc  $D = (V_1 - L_0)$  augmente et parallèlement  $R$  diminue. Il en résulte une augmentation du débit de distillat et une diminution du débit de résidu.

#### **Aspect fractionnement:**

- Diminution du taux de reflux  $R_f$  diminue car  $L_0 =$  constante et  $D$  augmente.
- Augmentation du taux de rebouillage  $R_f$  augmente car  $V'$  augmente et  $R$  diminue.

Soit un meilleur fractionnement en zone d'épuisement mais un plus mauvais en rectification, cela se traduit par:

- Un produit de tête moins bon (plus lourd).
- Un produit de fond meilleur (plus lourd).

### **I-3.4.5. Paramètre de réglage des colonnes de distillation(1)**

IL est important de connaître les effets, de chaque paramètre de réglage d'une colonne de distillation.

#### **La pression:**

Le choix de la pression de marche résulte d'un calcul économique, l'exploitant peut être amené pour des raisons d'économie ou plus souvent insuffisance d'échange thermique, à modifier le niveau de pression d'une colonne.

#### **A- Conséquence d'une augmentation de pression : Aspect fractionnement :**

Compte tenu de la baisse de sélectivité des équilibre liquide vapeur liée à l'accroissement de la pression on observera une dégradation de la qualité du fractionnement:

- pureté en tête diminue
- pureté au fond diminue

Il est nécessaire donc d'augmenter le reflux et la chauffe, cela implique une dépense énergétique plus grande.

- $Q_C$  augmente et  $Q_r$  augmente.

#### **B- Profil de température:**

Le gradient de température est translaté vers des températures plus élevées, ceci traduit la variation des températures d'équilibre avec la pression en particulier :

- $T_{tête}$  augmente
- $T_{fond}$  augmente

Il sera aggravé par détérioration du fonctionnement.

#### **C-Echanges thermique**

Les conditions de transfert de la chaleur dans le rebouilleur et le condenseur sont modifiées. L'examen de la loi de transfert,  $Q = U_s \cdot A \cdot DTL_{moy}$  dans lequel  $U_s$  et  $A$  sont des constantes permet de prévoir un certain nombre de conséquences.

**Pour le condenseur:**  $DTL_{moy}$  augmente, augmentation de la quantité de chaleur échangée dans cet appareil, on voit que l'augmentation de pression, cela implique une insuffisance des condenseurs.

**Pour le rebouilleur:** Au contraire  $DTL_{moy}$  diminue donc, il est nécessaire d'augmenter le débit du fluide chaud au rebouilleur pour générer un débits de distillat et résidu, dont il demande un  $Q_r$  important.

## Partie théorique

---

### Conclusion:

1. En peut dire qu'une augmentation de pression rend la condensation plus facile et le rebouillage plus difficile.
2. En contre partie une basse de pression aurait des conséquences inverses:
  - Amélioration du fractionnement,  $Q_c$  diminue et  $Q_r$  diminue.
  - Baisse des températures.
  - Condensation plus difficile.
  - Rebouillage plus facile.
3. Il est peut être intéressant d'augmenter la pression quand :
  - il est difficile de condenser les vapeurs de tête pour éviter de dégazer.
  - Les plateaux sont à la limite de l'engorgement et qu'il est possible de perdre un peu en qualité de fractionnement.Inversement, une baisse de pression est souhaitable quand:
  - On a pas de problème de condensation.
  - Les plateaux ne sont pas trop proches de l'engorgement.

### **I-3.4.6. Colonne à plateaux (2)**

Les colonnes à plateaux sont utilisées pour réaliser un contact entre une phase gazeuse et phase liquide de façon à les amener le plus près possible de l'état d'équilibre.

Les transferts de masse et de chaleur entre les phases seront d'autant plus importants que la surface de contact et la turbulence des phases seront plus grandes. Les colonnes à plateaux ont été mises au point pour la distillation, opération dans lesquelles la résistance au transfert de masse est plus importante dans la phase vapeur que dans la phase liquide.

Les plateaux sont donc conçus pour assurer une dispersion de la phase vapeur au sein du liquide. Les colonnes à plateaux sont utilisées avec un égal succès en distillation et en absorption.

#### **I.3.4.6.1) Qualité d'un plateau**

Le plateau doit répondre à certaines exigences:

- Il doit avoir une grande efficacité: l'efficacité est le fait qu'il assure un excellent contact entre le flux vapeur et le flux liquide.
- Il doit avoir une grande capacité: la capacité d'un plateau est la quantité journalière de produit qu'il peut permettre de traiter en restant efficace.

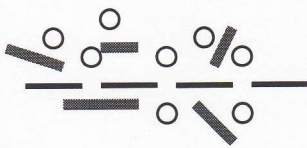
## Partie théorique

- Il doit avoir une faible perte de charge: C'est la baisse de pression d'un flux en mouvement dans une cavité quelconque, due principalement à la résistance que les parois de la cavité et les différents obstacles offrent au mouvement de ce flux.

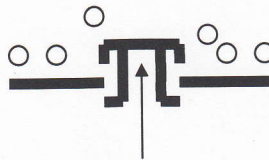
### I.3.4.6.2) Type de plateau

Il existe plusieurs type de plateaux et les trois principaux sont:

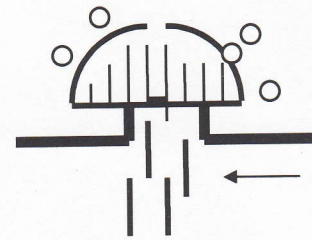
- Plateaux perforés, simplement percés de trous.
- Plateaux à cloches de barbotage, munis de fentes
- Plateaux à clapets, les plus utilisés



Plateaux perforés



Plateaux à Clapet



Plateaux à cloches liquide

- vapeur
- liquide

### I-3.4.7. Description de quelques schémas de régulation (7) :

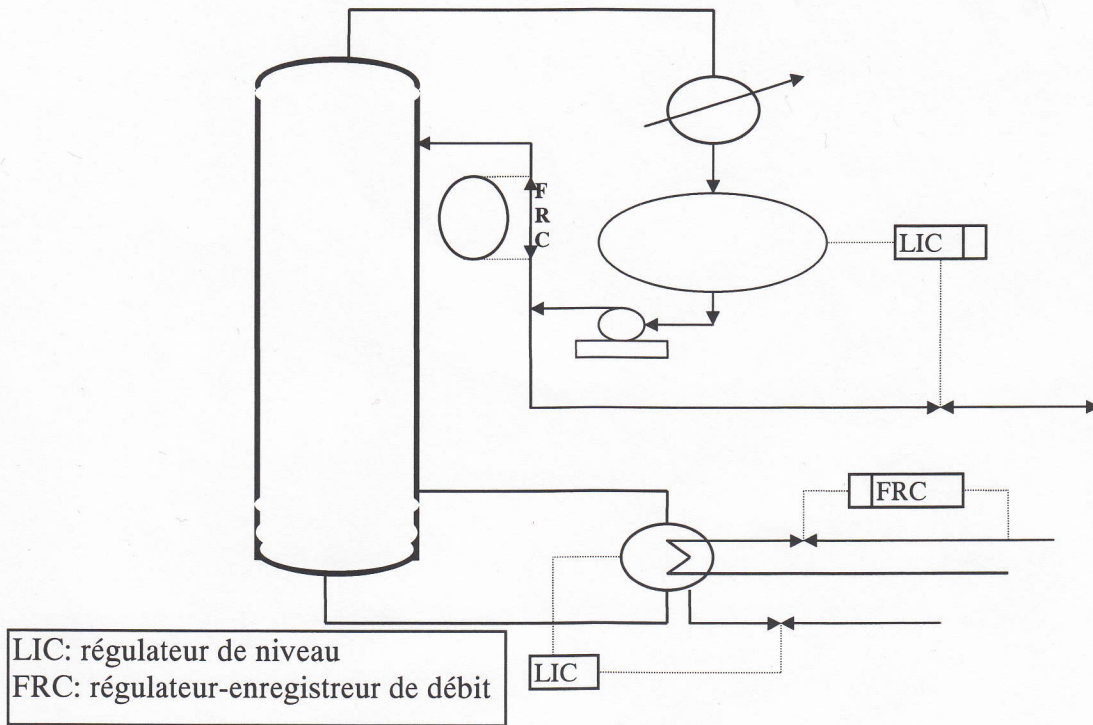
Pour conduire une unité de distillation, il faut avant tout connaître les valeurs prises par les différents paramètres, ce rôle d'information revient aux appareils de mesure, dont l'ensemble constitue le contrôle ou l'instrumentation de l'installation. Il n'est pas possible de surveiller en permanence tous les paramètres de fonctionnement, aussi les dérèglements importants seront-ils signalés aux opérateurs par des alarmes sonores et visuelles, pour que les défauts puissent être localisés rapidement. Si le défaut persiste, des dispositifs de sécurité agissant sur des automatismes assurant la protection du matériel en modifiant certains points de consigne ou en arrêtant l'installation s'il n'y a pas d'autre solution. On cite quelque type de colonne sous contrôle automatique :

#### I-3.4.7.1. Colonne du type «conduite en manuel » :

Il s'agit de colonne dont les paramètres sont:

- le débit de reflux.
- la quantité de chaleur apportée au rebouilleur.
- distillat et résidu sont soutirés sous contrôle de niveau.

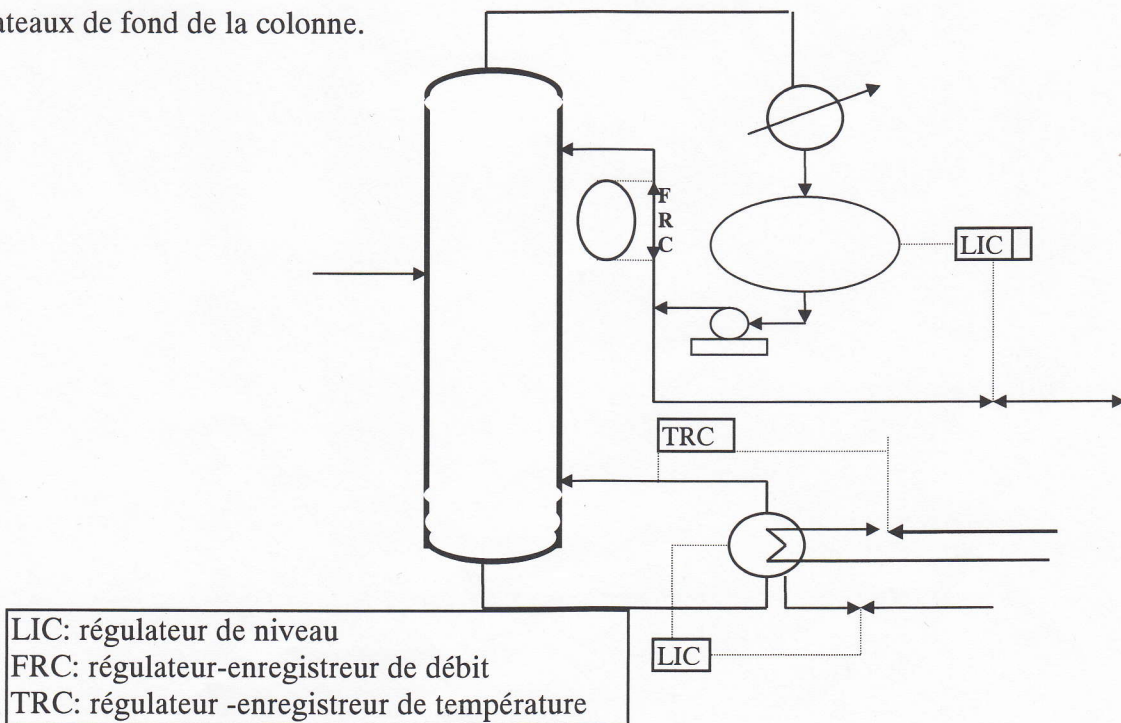
Les règles d'exploitation de ces colonnes répondent à la conséquence de variations de reflux et de chauffe. Ce schéma de régulation est souvent utilisé pour les séparations délicates.



**I-3.4.7.2. Colonne habituelles de raffinerie:**

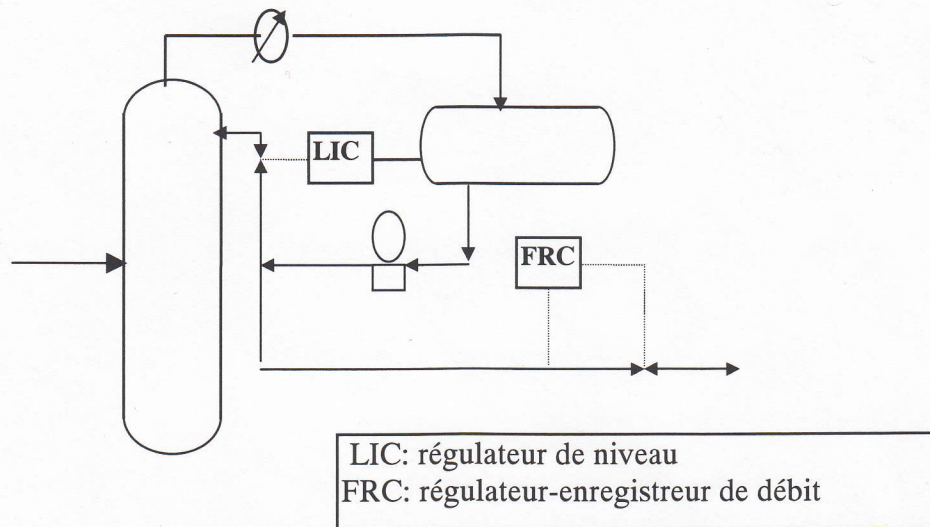
Le système de régulation représenté sur le schéma ci-dessous est fréquemment utilisé dans les colonnes de fractionnement des coupes légères de raffinerie: dééthaniseur, débutaniseur, dépropaniseur,....

Le système consiste à avoir le reflux sous contrôle de débit(FRC) et la chauffe asservie à un régulateur(TRC), qui maintient la température de sortie du rebouilleur ou celle d'un des plateaux de fond de la colonne.



**I-3.4.7.3. Reflux sous contrôle de niveau et distillat sous contrôle de débit:**

Le schéma se rencontre parfois sur des colonnes à taux de reflux élevé. On voit qu'un tel système répond automatiquement à toute variation du débit de vapeur en tête de colonne par une variation équivalente du débit de reflux.





# CHAPITRE II.

## **II-1 . Introduction:**

La region de Haoud-Berkaoui à été crée en 1976, alors qu'elle n'était qu'un champ qui dépend de Hassi-Messaoud, elle est située à 772 km au sud d'Alger et à 35 km de l'Ouest de Ouargla.

La region de Haoud-Berkaoui se compose de trois principaux champs:

- HAUD-BERKAOUI (HBK): Un champ pétrolier.
- BENKAHLA (BKA): champ pétrolier situé à l'est de la base de vie de Berkaoui à environ de 14 km.
- Guellala Centre (GLA/C) : champ pétrolier situé au nord de la base de vie de Berkaoui à 27 km de HBK.

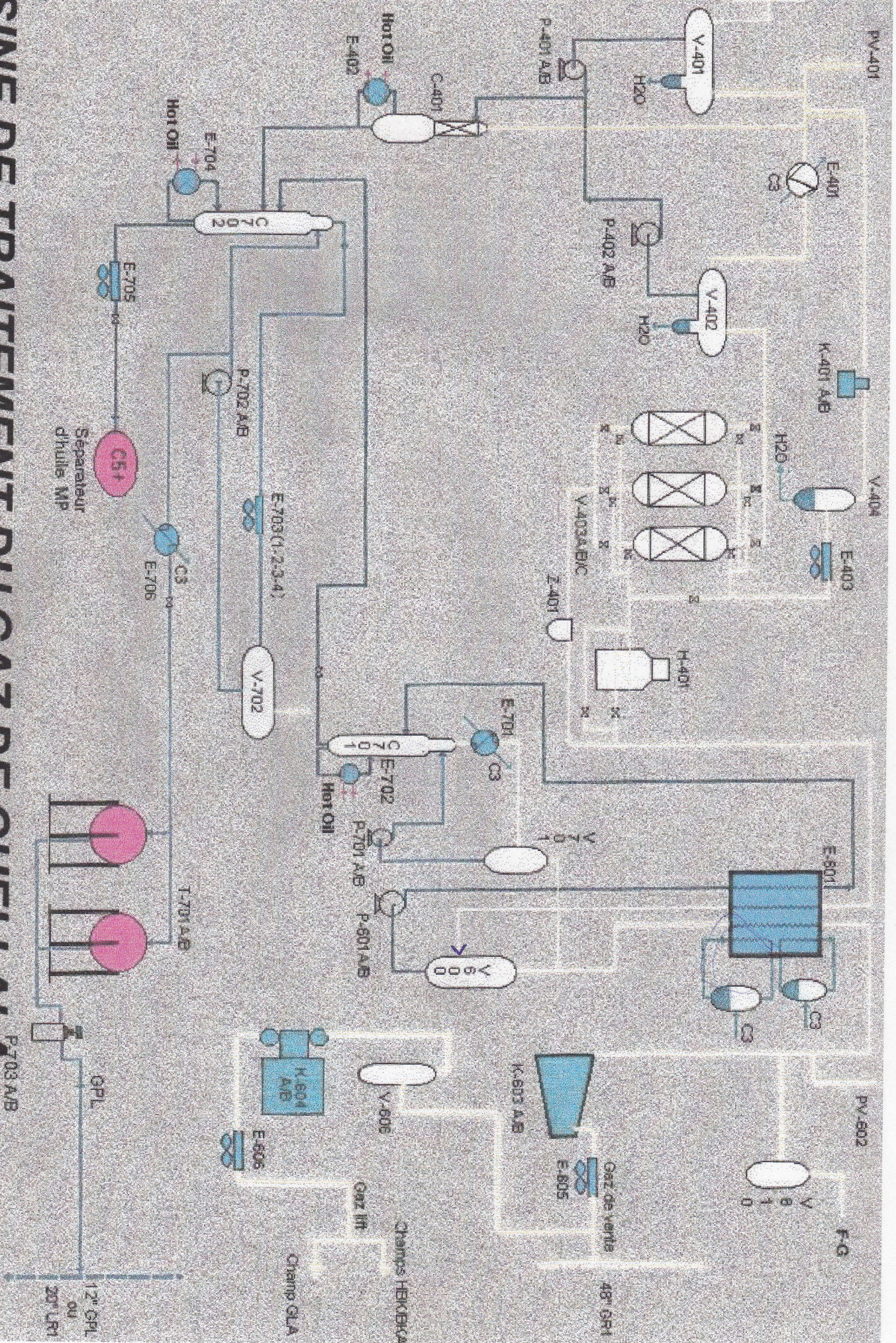
La region de Haoud-Berkaoui produit de pétrole brut avec une production moyenne globale de 6000 à 6500 T/J, une nouvelle usine a été installée à Guellala en 1993 pour la récupération et le traitement du gaz des trois champs.

Actuellement HBK, BKA, et GLA/C sont dotés des compresseurs pour expédier leur production du gaz vers l'unité de traitement GLA/C dont le but de produire le gaz de vente, le gaz-lift, de GPL ( gaz de pétrole liquifié ) et les condensats.

L'usine de GUELLAL se compose de plusieurs sections :

- Section 400 : Section de séparation de gaz et stabilisation des condensats
- Section 500 : Section de réfrigération au propane.
- Section 600 : Section de séparation à basse température et compression de gaz de vente .
- Section 700 : Section de fractionnement, stockage et expédition de GPL.
- Section 800 : Section d'huile chaude et air instrument.

BKH  
HBK  
GLA



# USINE DE TRAITEMENT DU GAZ DE GUELLALA

12" GPL  
ou  
20" LRI

Champs GLA

Champs HERKBERKA

48' GR-1

F-G

PV-802

PV-401

## Description de l'usine

---

### II-2 . Description de l'usine de GLA/C:

#### II-2-1 . La capacité de traitement de l'usine de gaz :

	Design	Actuel
Capacité ( Nm <sup>3</sup> / j )	2.369.000	1.300.000

L'usine de traitement de gaz à Geullala est conçue pour la récupération du gaz de formation HP, MP, et BP des champs de HBK, GLA/C, et BKA au lieu d'être torchés, elle à pour but de produire :

#### 1 - Le gaz commercial ( gaz de vente ):

	Design	Actuel
Capacité ( Nm <sup>3</sup> / j )	1.236.000	550.000
Pression ( bars )	74	74
Température ( °C )	60	55
C <sub>5</sub> ( % mol . max )	0.5	0.5

#### 2 - Le G.P.L.:

	Design	Actuel
Capacité ( T / j )	500	200 à 240
Pression ( bars )	56	56
Température ( °C )	60	55
Teneur en C <sub>2</sub> ( % mol . max )	3	3
Teneur en C <sub>5</sub> ( % mol . max )	0.3	0.3

## Description de l'usine

---

### 3 - Le gaz- lift :

	Design	Actuel
Capacité ( Nm <sup>3</sup> / j )	424.000	450.000
Pression ( bars )	140	140
Température ( °C )	60	55
C <sub>5</sub> ( % mol . max )	0.5	0.5

### 4 - Le condensat :

	Design	Actuel
Capacité ( T / j )	90	110 – 120
Pression ( bars )	10	10
Température ( °C )	60	55

#### II-2.1 . Section de séparation et stabilisation :

L'alimentation de l'usine de traitement de gaz est assurée par le gaz provenant des trois stations de boosting: HBK, BKA, GLA/C, mélangés au niveau de collecteur d'entrée, puis introduits dans le ballon qui est le piège à liquide (V-401), pour éliminer l'eau vers le bournier. Le gaz du ballon (V-401) est refroidi à 25° dans l'échangeur à propane (E-401), et envoyé ensuite vers le ballon (V402 ) pour enlever l'eau et les hydrocarbures lourds.

Les condensats provenant des ballons (V-401), (V-402) sont envoyés vers la colonne de stabilisation (C-401) par les pompes (P401.A/B) et (P402.A/B). Les condensats de fond du stabilisateur sont séparés des C2 et plus léger ] les lourds sont stabilisée par le rebouilleur (E402) réchauffés par l'huile chaude, est envoyés au débutaniseur (C-702), pour le fractionnement.

## Description de l'usine

---

### Conditions de Marches

#### a- Ballon d'entrée V-401 :

	Design	Actuel
Pression d'entrée ( bars )	25.6	25
Température d'entrée ( °C )	41.8	41

#### b- Ballon de séparation V-402 :

	Design	Actuel
Pression d'entrée ( bars )	25	25
Température d'entrée ( °C )	25	21

#### c- Stabilisateur C-401 :

	Design	Actuel
Température de tete ( °C )	51.1	47
Température de fond ( °C )	138.4	136
Pression de fond ( bars )	26.6	22.5

### II-2.3 . Section déshydratation :

Le gaz provenant du ballon séparateur (V-402) est envoyé aux sécheurs de gaz (V-403.A/B/C) avant de passer à la section de séparation en aval. Pour prévenir le bouchage qui pourrait être provoqué à cause des hydrates.

## Description de l'usine

---

Le système de séchage est constitué de trois déshydrateurs à tamis moléculaire, dont deux sont en service et l'autre en régénération. Le gaz de régénération est tout d'abord préchauffé dans un four (H-401) et porté jusqu'à une température de 290°C, puis est utilisé comme gaz de régénération chaud pour les sècheurs, ensuite le gaz passe dans le refroidisseur de gaz de régénération (E-403), est envoyé au ballon séparateur de gaz de régénération (V-404), où l'eau est enlevée, et le gaz est recyclé vers le refroidisseur de gaz d'alimentation (E-401) à travers le compresseur de gaz de régénération (K-401.A/B). Le gaz une fois séché passe par un filtre à poussière (Z-401) pour enlever la poussière des tamis moléculaire ou d'autres matières qui pourraient créer des problèmes de bouchage dans les équipements en aval du circuit.

### - Condition de marche sécheur

	Design	Actuel
Température de service ( °C )	25	25
Température de régénération ( °C )	290	250
Temps de cycle ( h )	12	12
Temps de régénération ( h )	06	06
Teneur en eau entrée ( ppm )	> à 300	350
Teneur en eau sortie ( ppm )	5	5

### II-2.4 . Section réfrigération :

Le gaz sec est refroidi dans un échangeur de chaleur à plaque (E-601.E-602.E-603), est envoyé au séparateur froid (V-600), où il sera mélangé avec le gaz du ballon de reflux (V-701), du dééthaniseur, est préchauffé dans l'échangeur à plaque, et envoyé vers le compresseur de gaz de vente ( K 603 A/B ) pour y être comprimé à 74 bars absolue,

## Description de l'usine

une partie du gaz comprimé est envoyée vers le gasoduc 48 pouce reliant la région D'ALRAR - Hassi R'MEL, et l'autre partie est recomprimée dans le compresseur du gaz - lift ( K604 A/B ) à une pression de 142 bars absolue pour satisfaire les besoins en gaz - lift de la région de HAOUD - BERKAOUI.

Le liquide du ballon séparateur (V-600 ), est pompé vers le dééthaniseur (C- 701), par la pompe (P-601.A/B), après préchauffement dans l'échangeur à plaque.

## Conditions de Marches

A- Gaz sec à l'entrée du ballon V-600 à travers l'échangeur à plaque

	Design	Actuel
Pression dans le ballon ( bars )	23	22
Température d'entrée ( °C )	26.8	22
Température de sortie ( °C )	-22.9	-23

B- Le fond du ballon V-600 Alimente le dééthaniseur à travers l'échangeur à plaque

	Design	Actuel
Température d'entrée ( °C )	-22.9	-23
Température de sortie ( °C )	23	22



**II-2.5 . Section fractionnement :**

*non* **II-2.5.1 . Déethaniseur :**

Cette colonne sert à assurer le fractionnement du gaz conforme aux spécifications. le courant de liquide provenant de la section de refroidissement alimente le déethaniseur (C-701), par la pompe (P-601.A/B), au 13<sup>ème</sup> étage de la colonne.

En tête de la colonne le gaz est partiellement condensé dans le condenseur (E-701), et séparé dans le ballon de reflux (V-701), dont le liquide est pompé, par la pompe (P-701.A/B), vers le plateau de tête comme reflux froid.

Le gaz de tête est préchauffé dans la section de refroidissement et envoyé au compresseur de gaz de vente (K-603.A/B). Les condensats du fond de déethaniseur sont stabilisés par le rebouilleur à huile chaud est envoyé comme 2<sup>ème</sup> charge du débutaniseur (C-702).

**Conditions de marches**

	Design	Actuel
Température de tete ( °C )	- 5.6	- 6.0
Pression dans la colonne ( bars )	25.3	24
Température de fond ( °C )	87.6	85
Nombre de plateaux	38	38

*non* **II-2.5.2. Débutaniseur et stockage de G.PL. :**

L'alimentation est assurée par le fond du déethaniseur et la colonne de stabilisation, ou le gaz de tête est totalement condensé par l'aero-condenseur (E-703), est séparé dans le ballon de reflux (V-702), une partie est utilisé comme reflux froid, et l'autre partie c'est le GPL qui sera envoyé vers les sphères de stockage (T-701A/B), après être refroidie à 45° a travers l'échangeur (E-706).

Les condensats de fond sont stabilisés par le rebouilleur (E-705), et récupérés

### Description de l'usine

dans le séparateur MP existant dans le centre de production de GLA.

### Conditions de marches

	<b>Design</b>	<b>Actuel</b>
<b>Température de tete ( °C )</b>	65.7	74
<b>Pression dans la colonne ( bars )</b>	15.4	14
<b>Température de fond ( °C )</b>	156.8	145
<b>Nombre de plateaux</b>	38	38

### Stockage et expedition de G.P.L :

La section se compose de deux réservoirs de stockage de G.P.L équipés de deux pompes d'expédition de G.P.L vers la ligne 12 pouce reliant GUELLALA – ARZEW pour être fractionné en propane et butane commercial destiné à l'exportation.

### Conditions de marches

	<b>Design</b>	<b>Actuel</b>
<b>Température d'entrée ( °C )</b>	45	40
<b>Pression dans la sphère ( bars )</b>	11	11
<b>Diamètre de la sphère ( mm )</b>	14800	14800
<b>Volume de la sphère ( m3 )</b>	1700	1700

## **II-2.6. Utilités :**

### **ren II-2.6.1. Système a l'huile chaude :**

Le Système d'huile chaud est prévu pour fournir de la chaleur au rebouilleur des colonnes ( stabilisateur, déethaniseur, débutaniseur ). L'huile chaude est réchauffée jusqu'à 290°C à l'aide d'un four ( H-850 ) qui est la source chaude de l'usine.

### **II-2.6.2. Système de réfrigération :**

Le système de réfrigération utilise le propane comme réfrigérant à une température de -28°C pour fournir le froid aux échangeurs ( le condenseur de déethaniseur, le refroidisseur de G.P.L et le refroidisseur de gaz d'alimentation ).

### **II-2.6.3. Système de gaz combustible :**

Un réseau d'alimentation en gaz combustible est prévu d'assurer l'alimentation en fuel gaz pour les turbines a gaz et les fours. Le combustible est fourni à partir de la canalisation de gaz commercial existante au démarrage de l'usine.

### **II-2.6.4. Système d'air instrument et d'air service :**

Le réseau d'alimentation en air comprimé est installé dans l'usine de traitement de gaz de GLA pour assurer l'alimentation en air instrument et air service, le système comprend des compresseurs d'air, ballon séparateur d'air service, sécheur d'air instrument.

**II-2.6.5. Système d'eau industrielle :**

Le système de distribution industrielle est prévu à usage de service et sanitaire dans le bâtiment de contrôle, le bâtiment de sécurité, et le poste de prise de flexibles dans se but le système comprend des pompes d'eau et un réservoir d'eau industrielle de 5m3.

**II-2.6.6 . Système de torche :**

La cheminée de torche est installée pour évacuer en toute sécurité le gaz inflammable dans l'usine de traitement de gaz lors des arrêts programmés et/ou en cas d'urgence.

# CHAPITRE III.

### **III-1. Introduction:**

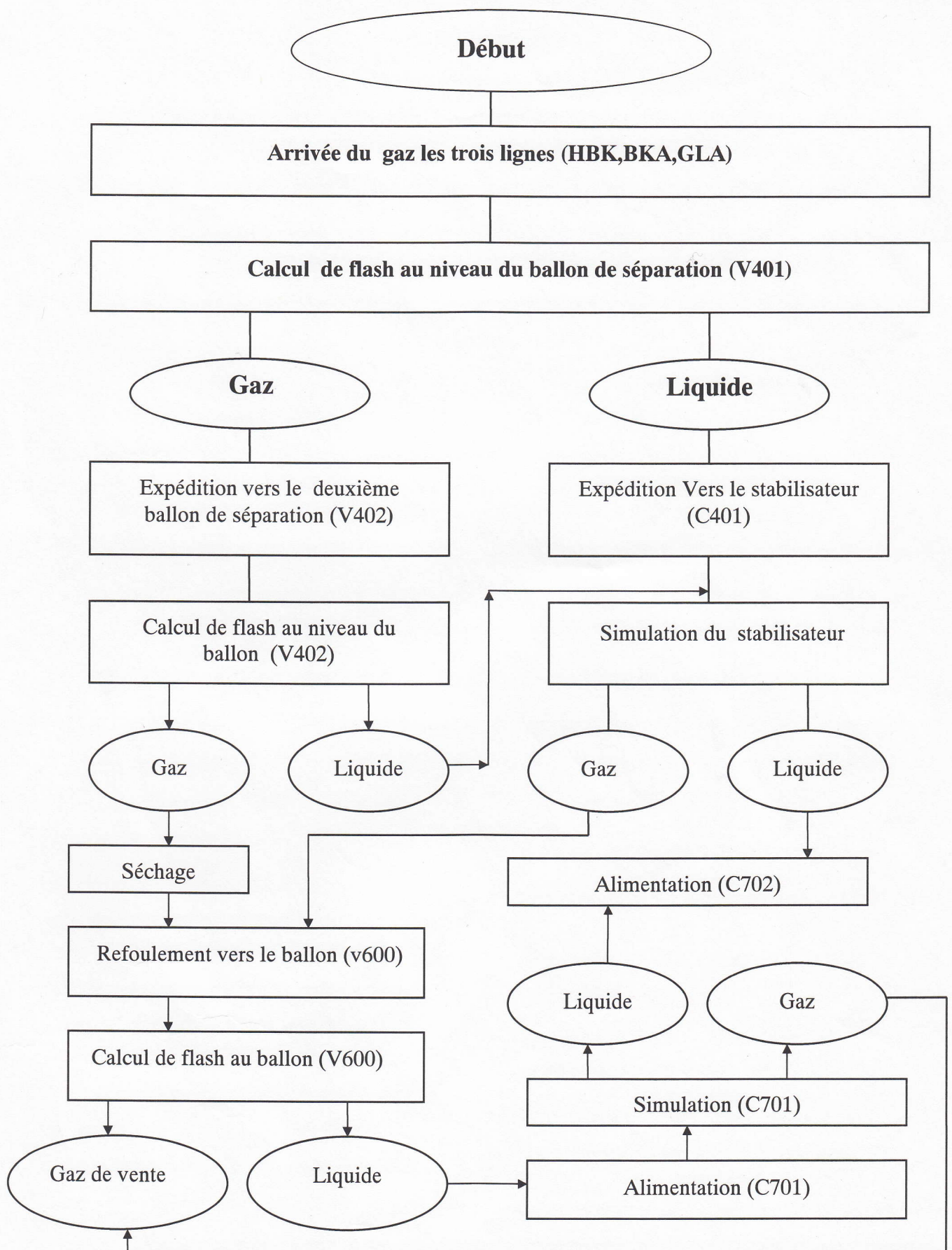
La section distillation de l'unité GLA/C est étudiée pour déterminer les paramètres de marche optimale de la colonne principale «débutaniseur», Cette dernière assure la production de GPL et condensât.

Vu les limitations existant au niveau des données du problème à savoir :

- 1- Pas de prise d'échantillon de l'alimentation de la colonne débutaniseur.
- 2- Pas de données relatives au régulateur des débits pour estimer le débit de charge de la colonne.

Toutes ces limitations créant un autre problème en plus pour faire une étude correcte il a été nécessaire de commencer les calculs d'équilibre liquide-vapeur (Flash) dans les ballons de séparations à l'entrée de l'usine on utilisant le simulateur Hysim, et les logiciels Campelle, flash pour l'obtention des débits et la composition de charge de la colonne (C702), qui est le point sensible de l'usine; son optimisation élimine toute perte de production. Pour atteindre ce but on a fait un calcul manuel parallèlement au simulateur pour confirmer a la fin les paramètres optimaux.

La fig.(III-1) montre les étapes de calculs pour obtenir les débits et la compositions des charge de la colonne clé : le débutaniseur (C702). Les tableaux (III-1) au (III-6) illustrés ci-dessous sont issus par simulation dont le but d'éliminer les limitation cités auparavant. La colonne C702 à deux alimentations , la première est le flux de fond de déethaniseur et la seconde est le fond de la colonne de stabilisation C401.



**Fig.(III-1) : Organigramme de calcul par simulation**

**Tableau(III-1) : Composition du gaz des trois lignes à l'entrée de l'usine**

	GLA	HBK	BKH	Entrée V401
Nitrogène	0.0274	0.0291	0.0291	0.0289
Méthane	0.5002	0.5686	0.5362	0.5520
Ethane	0.2129	0.2405	0.2476	0.2389
Propane	0.0926	0.1059	0.1067	0.1045
i-Butane	0.0101	0.0101	0.0130	0.0108
n-Butane	0.0263	0.0246	0.0352	0.0275
i-pantenne	0.0130	0.0121	0.0150	0.0129
n-pentane	0.1172	0.0091	0.0171	0.0244
n-Hexane	0.0002	-	-	-
Température: °C	30	30	30	28.3391
Pression (bars)	23	23	23	23
Débit(kmole/h)	283.2824	1442.0941	583.4434	2308.8199

**Tableau(III-2) : Calcul de flash au niveau du ballon V401**

	Liquide: alimente C401	Gaz : alimente V402	EntréeV402
Nitrogène	0.0015	0.0295	0.0295
Méthane	0.0769	0.5622	0.5622
Ethane	0.1460	0.2409	0.2409
propane	0.1873	0.1027	0.1027
i-Butane	0.0409	0.0102	0.0102
n-Butane	0.1362	0.0252	0.0252
i-pentane	0.1250	0.0106	0.0106
n-pentane	0.2856	0.0188	0.0188
n-Hexane	0.0005	-	-
Température: °C	28.3391	28.3391	25
Pression(bars)	23	23	22
Débit(kmole/h)	48.1896	2260.6328	2260.6328



**Partie calculé**

**Tableau(III-3) : Calcul de flash au niveaux du ballon V402**

	<b>GAZ : alimente V600</b>	<b>Liquide</b>	<b>Entrée V600</b>
Nitrogène	0.0297	-	0.0297
Méthane	0.5663	-	0.5663
Ethane	0.2417	-	0.2417
Propane	0.1019	-	0.1019
i-Butane	0.0099	-	0.0099
n-Butane	0.0242	-	0.0242
i-pentane	0.0096	-	0.0096
n-pentane	0.0166	-	0.0166
n-Hexane	-	-	-
Température: °C	25	-	-23
Pression (bars)	22	-	22
Débit (kmole/h)	2241.6997	-	2241.6997

**Tableau(III-4) : Calcul de flash au niveau du ballon V600**

	<b>Gaz : Gaz de vente</b>	<b>Liquide : alimente C701</b>	<b>Entrée C701</b>
Nitrogène	0.0376	0.0020	0.0020
Méthane	0.6885	0.1366	0.1366
Ethane	0.2196	0.3192	0.3192
Propane	0.0472	0.2945	0.2945
i-Butane	0.0021	0.0373	0.0373
n-Butane	0.0037	0.0964	0.0964
i-pentane	0.0006	0.0413	0.0413
n-pentane	0.0007	0.0727	0.0727
n-Hexane	-	-	-
Température(°C)	-23	-23	22
Pression(bars)	22	22	27
Débit(kmole/h)	1745.2048	496.4949	496.4949

**Tableau(III-5) : Simulation de la colonne C701**

	Distillat	Résidu : alimente C702	Entrée C702
Nitrogène	0.0045	-	-
Méthane	0.3025	-	-
Ethane	0.6805	0.0217	0.0217
propane	0.0125	0.5267	0.5267
i-Butane	-	0.0680	0.0680
n-Butane	-	0.1757	0.1757
i-pentane	-	0.0753	0.0753
n-pentane	-	0.1325	0.1325
n-Hexane	-	0.0001	0.0001
Température: °C	-13.3406	96.7659	75.4708
Pression	24.95	26.35	16.35
Débit (kmole/h)	224.2128	272.2820	272.2820

**Tableau(III-6) : Simulation du stabilisateur C401**

	Entrée C401 : de V401+V402	GAZ	Résidu : vers C702
Nitrogène	0.0014	0.0024	-
Méthane	0.076	0.1280	-
Ethane	0.1466	0.3029	0.0005
Propane	0.1889	0.0489	0.0195
i-Butane	0.0412	0.1289	0.0298
n-Butane	0.1372	0.0504	0.1494
i-pentane	0.1246	0.0935	0.2350
n-pentane	0.2861	0.0001	0.5648
n-Hexane	0.0005	-	0.0011
Température: °C	27.3675	-	136.008
Pression (bars)	22.5	-	16.5666
Débit(kmole/h)	67.119		26.9951

## Partie calcule

### III-2. Calcul de la colonne de distillation (débutaniseur C702):

#### III-2.1. Les étapes de calcul :

1. A partir du débit et de la composition de la charge on détermine les quantités massiques et molaires de chaque constituant.
2. Calcul des débits et des compositions du distillat et du résidu.
3. Détermination des pressions et des températures au sommet et au fond de la colonne.
4. Calcul du taux de vaporisation.
5. Pour le fonctionnement à reflux minimal, on calcul le taux de reflux optimal.
6. Elaboration du bilan thermique de la colonne et on détermine les charges thermiques du condenseur et du rebouilleur.

#### III-2.2. Données de Départ :

##### A. Débit d'alimentation de la colonne :

- 1- Fond C701 vers C702 :  $L_1=272,28$  Kmol/h
- 2- Fond C401 vers C702 :  $L_2=26,9951$  Kmol/h

##### B. Fraction molaire de l'alimentation de la colonne C702 :

Constituant	$X_{L1}$ Fraction molaire charge 1	$X_{L2}$ Fraction molaire charge 2
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,0217	0,0005
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,5267	0,0195
I C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,0680	0,0298
N C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,1757	0,1494
I C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,0753	0,2340
N C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,1300	0,5648
N C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0,0026	0,0020

#### III-2.3. Bilan Matière de la Colonne

##### III-2.3.1. Débits et composition molaire et massique de la charge de la colonne :

Pour calculer la composition massique, ainsi que les débits massiques et molaires des constituants, on doit tout d'abord calculer la masse moléculaire moyenne de la charge d'après l'équation

$$M_L = \sum M_i X'_{Li}$$

## Partie calcule

Ensuite la composition massique de la charge  $X_{Li}$  est calculée selon l'équation

$$X_{Li} = M_i X'_{Li} / M_L$$

En fin les débits massiques et molaires sont calculés d'après les équations suivantes :

$$L_i = L \cdot X_{Li}$$

$$L'_i = L \cdot X'_{Li}$$

Le tableau(III-7) montre les résultats de calcul.

### III-2.3.2. Débit et Composition du distillat et du résidu :

Pour la séparation du GPL en  $C_3$  et  $C_4$  ; Il est nécessaire de fixer :

Constituant Clé volatile  $NC_4$

Constituant Clé Lourde:  $IC_5$

Par la suite, pour la commodité de calcul on fera le calcul pour 100 Kmoles de la charge. Etant donné que les concentrations admises de  $IC_5$  dans le distillat  $Y' = 0,3\% = 0,003$  L'application du bilan matière pour chaque constituant (i) dans la charge donne :

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

Dans notre cas (2 charge)

$$L_1 \cdot X'_{Li1} + L_2 X'_{Li2} = D Y'_{Di} + R X'_{Ri}$$

Ou  $L_T = L_1 + L_2 = 272,28 + 26,9951 = 299,2751$  Kmole/h

Le débit total de la charge 299,2751 représente 100% kmole/h,  $L_1$  égale à 90,9798 et  $L_2$  égale à 9,0202 Kmole de charge, l'application de l'équation de bilan de matière pour chaque constituant ( $C_2, C_3, iC_4, nC_4, iC_5, nC_5, nC_6$ ) respectivement :

$$90,9798 \cdot 0,0217 + 9,0202 \cdot 0,0005 = Y_1 \cdot D + 0$$

$$90,9798 \cdot 0,5267 + 9,0202 \cdot 0,0195 = Y_2 \cdot D + 0$$

$$90,9798 \cdot 0,068 + 9,0202 \cdot 0,0298 = Y_3 \cdot D + 0$$

$$90,9798 \cdot 0,1757 + 9,0202 \cdot 0,1494 = Y_4 \cdot D + 0$$

$$90,9798 \cdot 0,0753 + 9,0202 \cdot 0,2340 = 0,003D + (100-D) X_{Ri5}$$

$$90,9798 \cdot 0,13 + 9,0202 \cdot 0,5648 = 0 \cdot D + (100-D) X_{RN5}$$

$$90,9798 \cdot 0,0026 + 9,0202 \cdot 0,0020 = 0 \cdot D + (100-D) X_{RN6}$$

Tableau(III-7)

Corps	M <sub>i</sub>	X <sup>2</sup> L <sub>i1</sub>	X <sup>2</sup> L <sub>i2</sub>	Mix <sup>2</sup> L <sub>i1</sub>	Mix <sup>2</sup> L <sub>i2</sub>	XL <sub>i1</sub>	XL <sub>i2</sub>	L <sub>i1</sub>	L <sub>i2</sub>	L <sup>3</sup> <sub>i1</sub>	L <sup>3</sup> <sub>i2</sub>
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	30	0,0217	0,0005	0,6510	0,0150	0,0123	0,0002	177.3841	0,3723	5.9085	0,0135
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	44	0,5267	0,0195	23,1748	0,8580	0,4375	0,0124	6309.3947	23.0810	143.4099	0,5264
IC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	58	0,068	0,0298	3,9440	1,7284	0,0745	0,0251	1074.3998	46.7204	18.5150	0,8045
NC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	58	0,1757	0,1494	10,1906	8,6652	0,1924	0,1257	2774.6915	233.9744	47.8396	4,0331
IC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	72	0,0753	0,2340	5,4216	16,8480	0,1024	0,2443	1476.7589	454.7331	20.5027	6,3169
NC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	72	0,13	0,5648	9,3600	40,6656	0,1767	0,5898	2548.2744	1097.8369	35.3964	15,2468
NC <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	86	0,0026	0,0020	0,2236	0,1720	0,0042	0,0025	60.5702	4.6534	0.7079	0,0540
Σ		1	1	52,9656	68,9522	1	1	14421,4736	1861,3715	272,28	26,9951

## Partie calcule

$$\text{On'a : } \sum X_i = 1 = X_{R15} + X_{RN5} + X_{RN6}$$

$$26,1381 = 0,003D + (100 - D)$$

Donc

$$D = 74,0842 \text{ Kmole}/100 \text{ Kmole de la charge}$$

$$R = 25,9158 \text{ Kmole}/100 \text{ Kmole de la charge}$$

Maintenant calculons D et R pour notre charge  $D1 = 221,7156 \text{ Kmole/h}$  et  $R1 = 77,5595 \text{ Kmole/h}$ . D'après les équations précédentes on peut tirer la composition de distillat et de résidu. Le tableau(III-8) donne les résultats de calcul.

**Tableau(III-8) : Composition molaire et débits du distillat et résidu**

Constituant	Distillat	Résidu
Ethane	0.0267	-
Propane	0.6492	-
i-Butane	0.0871	-
n-Butane	0.2340	-
i-pentane	0.003	0.3372
n-pentane	-	0.6530
n-Hexane	-	0.0098
Débit Totale :kmole/h	221.7156	77.5595

### III-2.4 Pression et Température dans la Colonne :

#### III-2.4.1. Pression au Sommet de la Colonne :

Le choix de la pression dans la Colonne est lié directement à une condensation facile et économique des vapeurs de tête de la colonne ; ceci se traduit par la fixation de la température dans le ballon de reflux à celle de design de  $40^\circ\text{C}$ . A cette température fixée, la pression nécessaire dans le ballon de reflux est déterminée par l'équation d'isotherme de la phase liquide  $\sum K_i X_i = 1$  par approximation successives a P et T fixées (fig.(I-3a)). Le tableau(III-9) donne les résultats de l'itération finale.

**Tableau(III-9) : Résultats de l'itération finale**

Constituant	$X'_{Di}$	$K_i$ P=12,2 bars T=40°C	$K_i X'_{Di}$
C <sub>2</sub>	0,0267	3,5266	0,0942
C <sub>3</sub>	0,6492	1,1774	0,7644
I C <sub>4</sub>	0,0871	0,3582	0,0312
N C <sub>4</sub>	0,2340	0,4872	0,1140
I C <sub>5</sub>	0,003	0,1254	0,0004
$\Sigma$	1		1,0041

On trouve par approximation successive que  $P_b=12,2$  bars. En tenant compte des pertes de charge dans la colonne jusqu'au ballon de reflux on admet  $P_s$  au sommet de la colonne à (0,5 bar) que  $P_b$  au ballon de reflux :  $P_s = P_b + 0,5 = 12,7$  bars

**III-2.4.2. Température au Sommet de la colonne :**

Elle est déterminée par approximation successive à partir de l'équation d'isotherme de la phase vapeur  $\sum Y'_{Di}/K_i = 1$  (Fig.(I-3b)), on trouve que  $T_s = 54^\circ$  C. Le tableau(III-10) montre les résultats de l'itération finale.

**Tableau(III-10) : Résultats de l'itération finale.**

Constitution	$Y'_{Di}$	$K_i$ à (Ps=12,7 bars . Ts=54°C)	$Y'_{Di} / K_i$
C <sub>2</sub>	0,0267	4,0420	0,0066
C <sub>3</sub>	0,6492	1,4660	0,4428
IC <sub>4</sub>	0,0871	0,4946	0,1761
NC <sub>4</sub>	0,2340	0,6512	0,3593
IC <sub>5</sub>	0,003	0,1897	0,0158
$\Sigma$	1		1,0006

**III-2.4.3. Pression au fond de la Colonne :**

En estimant les pertes de charge dans la colonne .P = 0,5 bars, donc  
 $P_s = P_b + .P = 12,2 + 0,5 = 12,7$  bars  
 $P_f = P_s + 0,5 = 12,7 + 0,5 = 13,2$  bars  
 $P_f = 13,2$  bars.

**III-2.4.4. Température au fond de la Colonne :**

Elle est déterminée par approximation successive à partir de l'équation d'isotherme de la phase liquide :  $\sum K_i X'_{Ri}=1$  (fig.(I-3a)). Le tableau(III-11) résume les résultats de la dernière itération. La température de fond est de 133.75 °C.

**Tableau(III-11) : Résultats de la dernière l'itération.**

Constituant	X' Ri	Ki à P=13,2 bars T <sub>f</sub> =133,75 °c	Ki X' Ri
I C <sub>5</sub>	0,3372	0,9073	0,3059
NC <sub>5</sub>	0,6530	1,0606	0,6926
NC <sub>6</sub>	0,0098	0,4854	0,0048
Σ	1		1,0033

**III-2.4.5. Détermination de la véritable température d'alimentation de la 1<sup>ère</sup> charge :**

La pression moyenne dans la colonne est  $P = (P_s + P_f)/2 = 12,95$  bars. On cherche la température d'alimentation de la 1<sup>ère</sup> charge. Elle est déterminée par approximation successive à partir de l'équation d'isotherme de la phase liquide :  $\sum K_i X'_{Li}=1$  (fig.(I-3a)). Le tableau(III-12) résume les résultats de la dernière itération. La température d'alimentation de la première charge est de La température est 52,5°C

**Tableau(III-12) : Résultats de la dernière itération.**

Constituant	X' Li1	Ki1	KiX' Li1
C <sub>2</sub>	0,0217	3,8979	0,0846
C <sub>3</sub>	0,5267	1,4037	0,7393
I C <sub>4</sub>	0,068	0,4696	0,0319
NC <sub>4</sub>	0,1757	0,6198	0,1089
IC <sub>5</sub>	0,0733	0,1788	0,0131
NC <sub>5</sub>	0,13	0,2277	0,0296
NC <sub>6</sub>	0,0026	0,0683	0,0002
Σ	1		1,0076



**III-2.4.6. Détermination de la véritable température d'alimentation de la 2<sup>ème</sup> charge :**

La pression moyenne dans la colonne est  $P = (P_s + P_f)/2 = 12,95$  bars. On cherche la température d'alimentation de la 2<sup>ème</sup> charge. Elle est déterminée par approximation successive à partir de l'équation d'isotherme de la phase liquide :  $\sum K_i X'_{Ri} = 1$  (fig.(I-3a)). Le tableau(III-13) résume les résultats de la dernière itération. La température d'alimentation de la deuxième charge 115,5°C.

**Tableau(III-12) : Résultats de la dernière itération.**

Constituant	$X'_{Li2}$	$K_{Li2}$	$K_i X'_{Li2}$
C <sub>2</sub>	0,0005	6,8875	0,0034
C <sub>3</sub>	0,0195	3,2031	0,0625
IC <sub>4</sub>	0,0298	1,4458	0,0431
NC <sub>4</sub>	0,1494	1,7522	0,2618
IC <sub>5</sub>	0,2340	0,7024	0,1644
NC <sub>5</sub>	0,5648	0,8289	0,4682
NC <sub>6</sub>	0,0020	0,3525	0,0007
$\Sigma$	1		1,0041

**III-2.4.7. Calcul du Taux de Vaporisation de la Charge :**

D'après les équations d'isotherme des phases liquide et vapeur, on peut déterminer le taux de vaporisation par approximation successive :

$$\sum X'_i = 1 \text{ et } \sum Y'_i = 1$$

ou

$$X'_I = X'_{Li} / (1 + e'_0(K_i - 1))$$

$$Y'_I = K_i X'_i$$

$e'_0$  : Taux de vaporisation molaire de la charge dans la zone d'alimentation

$X'_i$  : Composition molaire du constituant (i) de la phase liquide dans la charge

$Y'_i$  : Composition molaire du constituant (i) dans la phase vapeur dans la charge

$K_i$  : Coefficient d'équilibre

Pour cela, On détermine  $K_i$  à la température d'alimentation et à la pression de service dans la colonne et puisque nous avons deux charges.

## Partie calcule

Les tableau(III-13a et b) regroupant les résultats de la dernière itération. On déduit de ce résultat que la charge est introduite presque à l'état liquide.

**Tableau(III-13a) :**

Taux de Vaporisation pour la 1<sup>ère</sup> charge à la Température d'alimentation (T=52,5°C et P=12,95 bars) Avec un Taux d'évaporation  $e'_0 = 0,005 = 0,5\%$

Constituant	$X'_{Li1}$	$K_i$ T=52 ,5°C P=12,95 bars	$1+e'_0(K_i-1)$	$X'_{i1}$	$Y'_{i1}$
C <sub>2</sub>	0.0217	3,8979	1.0145	0,0214	0.0834
C <sub>3</sub>	0,5267	1,4037	1.0020	0,5256	0.7378
IC <sub>4</sub>	0,0680	0,4696	0.9973	0,0682	0.0320
NC <sub>4</sub>	0,1775	0,6198	0.9981	0,1760	0.1091
IC <sub>5</sub>	0,0735	0 ,1788	0.9959	0,0738	0.0132
NC <sub>5</sub>	0,1300	0,2277	0.9961	0,1305	0.0297
NC <sub>6</sub>	0,0026	0,0683	0.9953	0,0026	0.0002
$\Sigma$	1			0,9981	1.0054

**Tableau(III-13b) :**

Taux de Vaporisation pour la 2<sup>ème</sup> charge à la Température d'alimentation (T=115.5°C et P=12,95 bars) Avec un Taux d'évaporation  $e'_0 = 0,005 = 0,5\%$

Constituant	$X'_{Li2}$	$K_i$	$1+e'_0(K_i-1)$	$X'_{i2}$	$Y'_{i2}$
C <sub>2</sub>	0,0005	6,8875	1.0294	0,0005	0.0034
C <sub>3</sub>	0,0195	3,2031	1.0110	0,0297	0.0951
IC <sub>4</sub>	0,0289	1,4458	1.0022	0,1488	0.0043
NC <sub>4</sub>	0,1494	1,7522	1.0038	0,2344	0.4107
IC <sub>5</sub>	0,2340	0,7024	0.9985	0,5653	0.3971
NC <sub>5</sub>	0,5648	0,8289	0.9991	0,0020	0.0017
NC <sub>6</sub>	0,020	0,3525	0.9968	0.0201	0.0071
$\Sigma$	1			1,0008	0.9194

**III-2.5. Calcul du reflux minimum par la méthode d'Underwood :**

La méthode d'Underwood est utilisée pour déterminer le reflux minimum. L'Hypothèse de la méthode se base sur la constante de volatilité.

**III-2.5.1. Volatilité relative des Constituants**

Dans les calculs de la rectification des mélanges complexes ou sera amené à effectuer des séries de calculs d'équilibre sur chaque plateau pour éviter le travail long et fastidieux des approximations successives, on pourra utiliser une méthode simplifiée et rapide donnant une précision souvent satisfaisante.

Cette méthode fait intervenir la notion de la volatilité relative  $\alpha_i$ , qui est le rapport du coefficient d'équilibre du constituant 'i' à celui d'un constituant de référence 'j':

$$\alpha_i = K_i / K_j$$

La séparation désirée est, en général, fixée par le choix des constituants 'i' et 'j' appelé constituants clé légère (étant le constituant le plus volatil) et Clé lourde (étant le constituant le moins volatil).

$K_i$  : Coefficient d'équilibre du constituant (i) clé légère dans les conditions de service.

$K_j$  : Coefficient d'équilibre du constituant (j) clé lourde dans les conditions de service.

Et on admet que  $K_j = K_{jC5}$ , Les volatilité relative moyenne sont déterminées par :

$$\alpha_{Li} = 0.5(\alpha_{Li1} + \alpha_{Li2})$$

$\alpha_{Li1}$	21.8003	7.8837	2.6264	3.4664	1	1.2735	0.3820
$\alpha_{Li2}$	9.8057	4.5602	2.0584	2.4946	1	1.1801	0.5019
$\alpha_{Li}$	15.8030	6.2220	2.3424	2.9805	1	1.2268	0.4420

**III-2.5.2. Reflux minimal :**

Le taux de reflux minimal est calculé par la formule d'Underwood :

$$R_{f\min} = \theta \sum \alpha_{Li} Y'_{Di} / (\alpha_{Li} - \theta)$$

## Partie calcule

Ou  $\theta$  est une constante comprise entre  $\alpha$ (clé lourde) et  $\alpha$ (Clé légère)

$$\alpha_{\text{Clé Léger}} < \theta < \alpha_{\text{Clé Lourde}}$$

Pour cela on travaille comme étant, on a une seule charge qu'on a calculé auparavant sa composition. La valeur exacte de  $\theta$  est déterminée par approximation successive à l'aide de l'équation suivante. Les résultats de calcul sont données au tableaux(III-14).

$$e'_0 = \sum \alpha_{Li} \cdot X'_{Li} / \alpha_{Li} - \theta = 0.005$$

Tel que  $X'_{li}$  la composition des deux charges mélangées. Dans ce cas la colonne est simulée à une charge et une composition unique.

Exemple de calcul:

$$L_1 = 272,28 \text{ Kmol/h}$$

$$\Rightarrow L_T = 299,2751 \text{ Kmol/h}$$

$$L_2 = 26,9951 \text{ Kmol/h}$$

La 1<sup>ère</sup> Composition :  $L_1 \cdot 0,0217 + L_2 \cdot 0,0005 = 272,28 \cdot 0,0217 + 26,9951 \cdot 0,0005 = 5,9220$

$$\Rightarrow X_1 = 5,9220 / 299,2751 = 0,0198$$

**Tableau(III-14) : Résultats de calcul de la volatilité relative et taux d'évaporation.**

Constituant	$X'_{Li}$	$\alpha_{Li}$	$X'_{Li} \cdot \alpha_{Li}$	$\alpha_{Li} - \theta$	$e'_0$
C <sub>2</sub>	0,0198	15,8030	0,3129	14,3568	0.0218
C <sub>3</sub>	0,4809	6,2220	2,9922	4,7758	0.6265
IC <sub>4</sub>	0,0646	2,3424	0,1513	0,8962	0.1688
NC <sub>4</sub>	0,1733	2,9805	0,5165	1,5343	0.3366
IC <sub>5</sub>	0,0896	1	0,0896	- 0,4462	- 0.2008
NC <sub>5</sub>	0,1692	1,2268	0,2076	- 0,2194	- 0.9462
NC <sub>6</sub>	0,0026	0,4420	0,0011	- 1,0042	- 0.0011
$\Sigma$	1				0,0056

En substituant  $\theta$  (1.4463) dans la formule d'Underwood, il ne reste qu'à déterminer le membre droit de cette équation :

$$R_{fmin} = \theta \sum \alpha_{Li} \cdot Y'_{Di} / (\alpha_{Li} - \theta)$$

On trouve  $R_{fmin} = 1,5507$ .

**III-2.5.3. Taux de Reflux Opérateur :**

Le taux de reflux opératoire est Calculé par l'équation :

$$R_{fopt} = \sigma r_{fmin} = (1,04 \div 1,5) r_{fmin}$$

$\sigma$  : est un coefficient d'excès supérieur à 1 sa valeur établie par des recherches technico-économiques est comprise entre 1,04 et 1,5, prenant la moyenne :  $\sigma = 1,04 + 1,5 / 2 = 1,27$  donc le taux de reflux opératoire  $R_{fopt}$  égal à 1,9694.

**III-2.6. Taux de Rebouillage :**

Le taux de rebouillage est calculé d'après la formule suivante :

$$-R_{bmin} = \sum (\alpha_{Li} \cdot X'_{Ri} / (\alpha_{Li} - \theta))$$

On trouve une valeur de  $R_{bmin} = 4,4095$ .

**III-2.7. Charge thermique au condenseur et rebouilleur :**

Le Bilan thermique d'une colonne consiste, en la détermination de la quantité de chaleur fournie au rebouilleur, et celle enlevée au condenseur de tête.

Les équations de bilans :

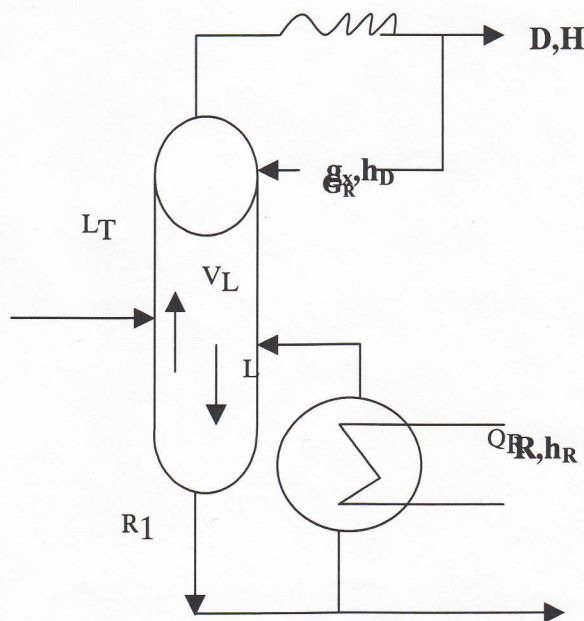
$$Q_R = G_R(H_R - h_R)$$

$$Q_C = (D + g_x)(H_D - h_D)$$

$$R_1 = g_x + L_T(1 - e_0) = R + G_R = R + R \cdot R_{bopt}$$

Avec  $g_x = R_{fopt} \cdot D$

$$G_R = R_{bopt} \cdot R$$



**III-2.7.1. Taux de Rebouillage opératoire :**

D'après les équations précédentes le taux de rebouillage opératoire est déterminé par la relation suivante :

$$R_{bopt} = 1/R [DR_{fopt} + L(1-e_0) - R]$$

$$R_{bopt} = [(D/R.R_{fopt} + L/R (1-e_0) - 1)R/L] L/R$$

$$R_{bopt} = (D/L R_{fopt} + (1-e_0) - R/L)L/R$$

Donc le taux de rebouillage  $R_{bopt} = 8,4692$ .

$G_R = R_{bopt}.R = 219,4856$  Kmole/100 Kmole de charge.

$G_X = R_{fopt}.D = 145,9014$  Kmole/100 Kmole de charge

**III-2.7.2. Détermination des enthalpies des flux dans la colonne :**

Détermination des Masses Moléculaires des Phases :

$$\text{Phase Liquide } M_{moy} = \sum X'_i \cdot M_i = M_D$$

$$\text{Phase Vapeur } M_{moy} = \sum Y'_i \cdot M_i = M_R$$

Donc les masses moléculaires du distillat et du résidu sont respectivement :

$$M_D = 48,2056 \text{ Kg/kmole}$$

$$M_R = 72,1372 \text{ Kg/kmole}$$

Les enthalpies sont déterminées par des diagrammes H-P-T-MW. Le tableau(III-15) donne les résultats de calcul de l'enthalpie dans ces conditions.

**Tableau(III-15) : Résultats de calcul de l'enthalpie**

Flux	$M_{moy}$	T°c	P bar	Q Kcal//Kg	Q Kcal/Kmole
Charge1	52,9656	52,5	12,95	11,1013	587,9870
Charge2	68,9522	115,5	12,95	49,9559	3444,5692
Liquide (gx)	48,2056	40	12,2	2,2203	107,0309
Vapeur(D)	48	54	12,7	76,32	3663,36
Liquide(R)	72,1372	133,75	13,2	60,9411	4396,1233
Vapeur(GR)	72,1372	133,75	13,2	111,0132	8792,24

## Partie calcule

### III-2.7.3. Détermination de débit de reflux et taux de reflux réel :

A partir d'équation de bilan thermique :

$$L_1 \cdot h_1 + L_2 \cdot h_2 = Dh_D + Rh_R - Q_R + Q_c$$

Avec  $Q_c = (D + g_x)(H_D - h_D)$  et  $Q_R = G_R(H_R - h_R)$

On remplacent les  $Q_c$  et  $Q_r$  dans l'équation de bilan

$$L_1 h_1 + L_2 h_2 = Dh_D + Rh_R - G_R(H_R - h_R) + (D + g_x)(H_D - h_D) = Dh_D + Rh_R - G_R(H_R - h_R) + D(H_D - h_D) + g_x(H_D - h_D)$$

Donc

$$g_x (H_D - h_D) = L_1 h_1 + L_2 h_2 - Dh_D - Rh_R + G_R(H_R - h_R) - D(H_D - h_D)$$

$$g_x = L_1 h_1 + L_2 h_2 - Rh_R + G_R(H_R - h_R) - Dh_D / (H_D - h_D)$$

$$g_x = G_D(H_R - h_R) / (H_D - h_D) - (Rh_R + Dh_D - L_1 h_1 - L_2 h_2) / (H_D - h_D)$$

$$g_x = 219.4856x(8792.24 - 4396.1233) / (3663.36 - 107.0309) - 25.9158 - (4396.1233 + 74.0842x3663.36 - 90.9798.587.9870 - 9.0202.3444.5692) / (3663.36 - 107.0309)$$

$$g_x = 186,7203 \text{ Kmole}/100\text{Kmole de charge}$$

donc le taux de reflux réel sera

$$R_f = g_x / D = 186,7203 / 74,0842 = 2,5232$$

### III-2.7.4. Détermination des débits de la colonne :

On tenant compte de la capacité réelle de la colonne on calcul les débits réels

$$\text{On a : } L_T = L_1 + L_2 = 299,2751 \text{ Kmole/h}$$

$$D = 0,74.299,2751 = 221,4636 \text{ Kmole/h}$$

$$R = 0,26.299,2751 = 77,8115 \text{ Kmole/h}$$

$$\text{Reflux chaud : } G_R = 2,1949.299,2751 = 656,8657 \text{ Kmole/h}$$

$$\text{Reflux Froid : } g_x = 1,8672.299,2751 = 558,8074 \text{ Kmole/h}$$

$$\text{Débit de vapeur de tête : } G_v = g_x + D = 558,8074 + 221,4636 = 780,2710 \text{ kmole/h}$$

### II-2.7.5. Calcul des charge thermique de condenseur et rebouilleur :

#### Condenseur :

$$Q_c = G_v(H_D - h_D) = 780,2710(3663,36 - 107,0309)$$

$$Q_c = 2775256,656 \text{ Kcal/h} = 2.77 \text{ Mkal/h}$$

#### Rebouilleur

$$Q_R = G_R(H_R - h_R) = 656,8657(8792,24 - 4396,1233)$$

$$Q_R = 2887658,273 \text{ Kcal/h} = 2.88 \text{ Mkal/h.}$$

# CHAPITRE - IV.



## Interprétation des résultats

### IV-1. Introduction :

Les résultats sont comparés à ceux du simulateur HySim. Le choix de simulateur «HySim» n'est pas justifié, bien que d'autres simulateurs existent en Algérie tel que ProSim, ProII, ChemCadIII, Aspen. Les raisons de ce choix :

1. La disponibilité de ce simulateur.
2. C'est un simulateur orienté vers l'industrie pétrolière.

Une vérification design est faite pour justifier en un sens les calculs réels. Les résultats de la simulation design sont donnés au annexe.

### IV-2. Bilan de matière (débit et composition) :

D'après le tableau(VI-1), On remarque que la différence entre les valeurs calculées et celle de simulation est faible. Ceci revient au bilan de matière autour de la colonne :

1. Le bilan de matière utilisé et les exigences de production sont les mêmes (calcul et simulateur).
2. La différence entre les deux cas(calcul et simulation) la continuité dans le bilan de matière existe dans le cas de simulateur (balayage des plateaux).

**Tableau(VI-1) : Comparaison entre la composition et débits simulation et calculé.**

	<b>Simulation</b>	<b>Calculé</b>	<b>Simulation</b>	<b>Calculé</b>
Composition	Distillat	Distillat	Résidu	Résidu
Ethane	0.026613	0.0267	-	-
Propane	0.646968	0.6492	-	-
i-Butane	0.086774	0.0871	-	-
n-Butane	0.232710	0.2340	0.001264	-
i-pentane	0.005001	0.003	0.315234	0.3372
n-pentane	0.001933	-	0.662860	0.6530
n-Hexane	-	-	0.000623	0.0098
Débit Total (kmole/h)	<b>222.50</b>	<b>221.7156</b>	<b>76.78</b>	<b>77.5595</b>
Débit Total ( T/ h)	10.73	10.69	5.54	5.60

#### IV-4 Charges thermiques au condenseur et rebouilleur :

Le calcul des charges thermiques de condenseur et rebouilleur est nécessaire pour une colonne de distillation. Ces valeurs nous donnent une idée sur l'apport énergétique nécessaire pour une marche optimale, le tableau(V-3) montre les résultats des quantités de chaleur enlevé du condenseur et muni au rebouilleur. La différence entre les valeurs calculées et celle de simulation est due principalement au :

1. Les enthalpies de chaque flux autour d'échangeur de chaleur sont prises à partir des abaques(Enthalpie-Pression-Température-Masse moléculaire moyenne). L'erreur de lecture peut être significative. Dans le cas de simulateur une équation d'état est utilisée pour déterminer ces valeurs.
2. Dans notre travail, On a simplifié le calcul supposant dans le cas de condenseur à l'entrée est totalement vapeur et à la sortie est totalement liquide à T et P constante, de même au rebouilleur mais avec inversion de flux à l'entrée/sortie.

**Tableau(V-3) : Taux de reflux et charge thermiques.**

	Calculé	Simulation
Taux de reflux	2.523	3.
Charge condenseur $Q_c$ (Million kcal/h)	2.775	3.172
Charge rebouilleur $Q_r$ (Million kcal/h)	2.887	2.953

### IV-3. Profil de pression et température :

L'évaluation de la pression et la température dans la colonne est basée sur le choix de la température du ballon de reflux, Cette dernière est prise à celle de la valeur design (40°C), du fait que c'est la meilleure température donnée par le constructeur du projet.

A partir de cette température, la pression du ballon de reflux et de sommet de la colonne sont déterminés à l'aide de l'équation de l'isotherme d'équilibre liquide-vapeur. La pression du fond est évaluée par l'estimation de la perte de charge. La température du fond est déterminée par l'isotherme d'équilibre Liquide-vapeur.

D'après le tableau(VI-2), l'écart est justifié par les deux sources d'erreur suivantes :

1. Dans le cas de calcul d'isotherme d'équilibre liquide-vapeur, la constante d'équilibre  $K_i$  est estimée par une régression en P et T (malgré que le coefficient de corrélation égal à 0.999), cette régression peut affecter les résultats. Une équation d'état tel que Saove-Ridlich-Kwong ou bien Peng-Robinson peut donner une meilleure estimation de  $K_i$ .
2. La perte de charge est supposée  $0.50\text{kg/cm}^2$ . dans le calcul. L'utilisation d'une corrélation de perte de charge dans les plateaux et les canalisations peut donner une valeur meilleure et donc une meilleure évaluation de la pression.

**Tableau(III-2): Profil de pression et température.**

Paramètre	Calculé	Simulation
Pression au ballon de reflux (bars).	12.20	15 /
Pression de tête (bars).	12.70	15 /
Pression d'entrée de la première charge (bars).	12.95	15
Pression d'entrée de la deuxième charge (bars).	12.95	15.2
Pression de fond (bars)	13.20	15.3 /
Température au ballon de reflux (°C).	40.00	53.90 /
Température de tête (°C).	54.00	62.50 /
Température de fond (°C).	133.75	144.3 /

**V-1. Conclusion :**

Cette étude nous à permis d'approfondir les connaissances acquises durant notre formation et de se familiariser avec les méthodes de calcul et de simulation.

Malgré les problèmes rencontrés, spécialement le manque de données, nous avons pu aboutir à des résultats acceptables, permettant d'économiser de l'énergie et de minimiser les chocs thermiques à l'intérieur du rebouilleur pendant la production ainsi que réduire les intervention manuelles au niveau du système de régulation.

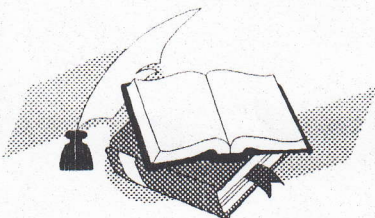
Ces paramètres optimales servent aussi à ne pas augmenter la température arbitrairement à raison d'éviter un produit hors spécification,

Ces résultats peuvent être servir de référence à tous ceux qui sont intéressés par l'étude de la distillation complexe, notamment le service technique de l'unité GLA/C.

**V-2. Recommandation**

- 1- Créer une banque de données englobant toutes les données des installations.
- 2- Elargir l'utilisation des programmes de simulation surtout lors des calculs thermiques.
- 3- Diversifier les méthodes de calcul pour la résolution de ce genre de problèmes, tout en vérifiant le design.

# BIBLIOGRAPHIE



1. Assehnean, Bulle: professeurs à l' E.N.S.P.M., Séminaire «**Distillation**», réalisé à l'I.A.P. – édition Dar El Beida, 1976, P : 48,53,55,56,58-114,116,117-124,125,127.
2. Bendaoud T., «**Distillation et colonnes de distillation**», Média, N°05, janvier 1999, P.14.
3. Cours de raffinage et pétrochimie, IAP Boumerdes.
4. «**Engineering Data Book**», by Gas processors suppliers association, 10<sup>ème</sup> édition, 1987.
5. Hyprotech 's Process Simulator «**HySim**» Ver. C2.54.
6. Logiciel Campell, «**Gas processing and Conditioning**»
7. Parix normand, «**Leçon sommaire sur l'industrie du raffinage du pétrole**», tome 01, 5<sup>ème</sup> édition, édition technip, 1976.
8. Pierre Whitier, «**Le pétrole, raffinage et génie chimique**», tome 01, édition technip – collection science et technique du pétrole, 1972.
9. P.J.wanquier «**Pétrole brut 1-produit pétrolière**», tome 01, édition technip 1997
10. Programme : «**Calcul de flash VLE.EXE**», 1998.
11. Programme : «**Calcul des constantes d'équilibre liquide-vapeur**».

# CONCLUSION ET RECOMMANDATION

ANNEXE



ENTREPRISE NATIONALE « SONATRACH »

DIVISION PRODUCTION  
DIRECTION REGIONALE  
HACUD - BERKAOUI  
DIVISION EXPLOITATION  
SECTION LABORATOIRE

ANALYSE DE GAZ

ANALYSE N° \_\_\_\_\_ DATE 10/03/04 HEURE 15H

SECTION	
ECHANTILLON	ARRIVÉE BKH
CONSTITUANTS	% MOLAIRES
O2	_____
N2	2,61
C1	56,86
CO2	_____
C2	24,05
C3	10,59
IC4	1,01
NC4	2,46
IC5	1,91
NC5	0,91
C6	_____
C7	_____
C8	_____
P.M	25,30
T.V.R à 37.8°C	
T.V.R Corrigée	
P.C.S	
DENSITE	
POINT DE ROSEE	

ENTREPRISE NATIONALE « SONATRACH »

DIVISION PRODUCTION  
DIRECTION REGIONALE  
HACJD - BERKAOUI  
DIVISION EXPLOITATION  
SECTION LABORATOIRE

ANALYSE DE GAZ

ANALYSE N° \_\_\_\_\_ DATE 10/07/00 HEURE 14h45'

SECTION	
ECHANTILLON	<u>ANLICE HRK</u>
CONSTITUANTS	% MOLAIRES
O2	_____
N2	<u>2,0%</u>
C1	<u>53,5%</u>
CO2	_____
C2	<u>24,2%</u>
C3	<u>10,6%</u>
IC4	<u>1,2%</u>
NC4	<u>3,5%</u>
IC5	<u>1,5%</u>
NC5	<u>1,7%</u>
C6	_____
C7	_____
C8	_____
P.M	<u>26,7%</u>
T.V.R à 37.8°C	
T.V.R Corrigée	
P.C.S	
DENSITE	
POINT DE ROSEE	

ENTREPRISE NATIONALE « SONATRACH »

DIVISION PRODUCTION  
DIRECTION REGIONALE  
HACJD - BERKAOUI  
DIVISION EXPLOITATION  
SECTION LABORATOIRE

ANALYSE DE GAZ

ANALYSE N° \_\_\_\_\_ DATE 10/03/09 HEURE 15H 15'

SECTION	
ECHANTILLON	ARRIVÉE GLA / C
CONSTITUANTS	% MOLARE
O2	_____
N2	3,06
C1	55,89
CO2	_____
C2	23,79
C3	10,35
IC4	1,13
NC4	2,94
IC5	1,45
NC5	1,31
C6	0,02
C7	0,05
C8	0,01
P.M	25,98
T.V.R à 37.8°C	
T.V.R Corrigée	
P.C.S	
DENSITE	
POINT DE ROSEE	

ENTREPRISE NATIONALE « SONATRACH »

DIVISION PRODUCTION  
DIRECTION REGIONALE  
HAOUD - BERKAOUI  
DIVISION EXPLOITATION  
SECTION LABORATOIRE

ANALYSE DE GAZ

ANALYSE N° 4 DATE      HEURE     

SECTION	
ECHANTILLON	fond C702
CONSTITUANTS	C5 <sup>L</sup> % MOLAIRES
O2	
N2	
C1	
CO2	
C2	
C3	
IC4	
NC4	
IC5	80,83
NC5	
C6	9,57
C7	6,89
C8	2,71
P.M	
T.V.R à 37.8°C	
T.V.R Corrigée	
P.C.S	
DENSITE	
POINT DE ROSEE	

ENTREPRISE NATIONALE « SONATRACH »

DIVISION PRODUCTION  
DIRECTION REGIONALE  
HACUJ - BERKAOUJ  
DIVISION EXPLOITATION  
SECTION LABORATOIRE

ANALYSE DE GAZ

ANALYSE N° \_\_\_\_\_ DATE 09/03/99 HEURE \_\_\_\_\_

SECTION	
ECHANTILLON	GFL production
CONSTITUANTS	% MOLLAIRE
O2	/
N2	
C1	
CO2	
C2	0,21
C3	35,69
IC4	16,08
NC4	47,29
IC5	0,01
NC5	0,89
C6	/
C7	
C8	
P.M	53,23
T.V.R à 37.8°C	
T.V.R Corrigée	
P.C.S	
DENSITE	
POINT DE ROSEE	

DIVISION PRODUCTION  
 DIRECTION REGIONALE  
 HAOUA BERKAOUJ  
 DIVISION EXPLOITATION  
 SERVICE GUELLALA

## BILAN JOURNALIER

DU : 09/03/99

BILAN DE GAZ ( Std M <sup>3</sup> /J )		BILAN GPL ( Butane et Propane )		
			Volume (L)	Tonnage (Kg)
BOOSTING GLA	162 884	Stock Initial	691 998	382 052
BOOSTING HBK	829 187	Stock Final	1126 879	622 150
BOOSTING BKH	335 473	Production	434 881	240 098
ENTREE TOTALE	1327 544	Expédition	0	0
		CONDENSATS ( C5+ )		
FUEL GAZ	73 836	Production	163 980	106 587
GAZ DE VENTE	511 648	Densité	0.650	
GAS LIFT	519 800	PM ( C5+ )		
GAZ TRANSF. GPL	113 981	NB : C5+ Expédié vers les séparateurs MP ( Mélangé au brut ) .		
GAZ TRANSF. COND.	32 609			
GAZ TORCHÉ	75 670			

### ANALYSE DES ECHANTILLONS GPL EXPEDIES.

C1 : 0.00	C2 : 0.00	C3 : 0.00	iC4 : 0.00
nC4 : 0.00	iC5 : 0.00	nC5 : 0.00	C6 : 0.00
PM :	DENSITE A 15 :		TVR :

OBSERVATIONS :

Molar Flow	kgmole/h	76.7816	0.0000*	0.0000*	272.2820
Mass Flow	kg/h	5539.1567	0.0000*	0.0000*	14442.9268
LiqVol Flow	m3/h	8.8262	0.0000*	0.0000*	26.1732
Enthalpy	kcal/h	372151.1077	3.17274E+06	2.95309E+06	625237.3416
Density	kg/m3	463.7457	0.0000	0.0000	112.9965
Mole Wt.		72.1417	0.0000	0.0000	53.0440
Spec. Heat	kJ/kg-C	3.4603	---	---	2.8422
Therm Cond	W/m-K	0.0613	---	---	---
Viscosity	cP	0.0828	---	---	---
Factor		0.0688	---	---	---
Sur Tension	dyne/cm	3.3002	---	---	---
Std Density	kg/m3	629.4415	---	---	---
Nitrogen	mole frac.	0.0000	0.0000*	0.0000*	0.0000
CO2	mole frac.	0.0000	0.0000*	0.0000*	0.0000
Methane	mole frac.	0.0000	0.0000*	0.0000*	0.0000
Ethane	mole frac.	0.0000	0.0000*	0.0000*	0.0217
Propane	mole frac.	0.0000	0.0000*	0.0000*	0.5267
i-Butane	mole frac.	0.0000	0.0000*	0.0000*	0.0680
n-Butane	mole frac.	0.0013	0.0000*	0.0000*	0.1757
i-Pentane	mole frac.	0.3352	0.0000*	0.0000*	0.0753
n-Pentane	mole frac.	0.6629	0.0000*	0.0000*	0.1325
n-Hexane	mole frac.	0.0006	0.0000*	0.0000*	0.0001
n-Heptane	mole frac.	0.0000	0.0000*	0.0000*	0.0000

Stream		ENT_V401	GLA	HBK	BKH
Description					
Vapour frac.		0.9791	0.8135	1.0000	0.9900
Temperature	C	28.3391	30.0000*	30.0000*	30.0000*
Pressure	bar	23.0000	23.0000*	23.0000	23.0000
Molar Flow	kgmole/h	2308.8198	283.2824*	1442.0941*	583.4434*
Mass Flow	kg/h	60907.1836	8727.4453	36608.0781	15571.6641
LiqVol Flow	m3/h	157.0716	20.5226	96.5730	39.9760
Enthalpy	kcal/h	5.88190E+06	592200.7031	3.76250E+06	1.52719E+06
Density	kg/m3	28.2078	38.0553	26.2993	28.2480
Mole Wt.		26.3802	30.8083	25.3854	26.6892
Spec. Heat	kJ/kg-C	2.1457	2.2494	2.1310	2.1368
Therm Cond	W/m-K	---	---	0.0295	---
Viscosity	cP	---	---	0.0115	---
Factor		---	---	0.8808	---
Sur Tension	dyne/cm	---	---	---	---
Std Density	kg/m3	---	---	---	---
Nitrogen	mole frac.	0.0289	0.0274*	0.0291*	0.0291*
CO2	mole frac.	0.0000	0.0000*	0.0000*	0.0000*
Methane	mole frac.	0.5520	0.5002*	0.5686*	0.5362*
Ethane	mole frac.	0.2389	0.2129*	0.2405*	0.2476*
Propane	mole frac.	0.1045	0.0926*	0.1059*	0.1067*
i-Butane	mole frac.	0.0108	0.0101*	0.0101*	0.0130*
n-Butane	mole frac.	0.0275	\$ 0.0263*	0.0246*	0.0352*
i-Pentane	mole frac.	0.0129	\$ 0.0130*	0.0121*	0.0150*
n-Pentane	mole frac.	0.0244	0.1172*	0.0091*	0.0171*
n-Hexane	mole frac.	0.0000	0.0002*	0.0000*	0.0000*
n-Heptane	mole frac.	0.0000	0.0000*	0.0000*	0.0000*

Stream		LIQ_401	GAZ_401	H2O401	Ent-V402
Description					
Vapour frac.		0.0000	1.0000	0.0000	0.9916
Temperature	C	28.3391	28.3391	28.3391	25.0000*
Pressure	bar	23.0000	23.0000	23.0000	22.0000
Molar Flow	kgmole/h	48.1869	2260.6328	0.0000	2260.6328
Mass Flow	kg/h	2596.8577	58310.3242	0.0000	58310.3242
LiqVol Flow	m3/h	4.7167	152.3548	0.0000	152.3548
Enthalpy	kcal/h	-7192.6669	5.88909E+06	0.0000	5.74171E+06
Density	kg/m3	545.7051	27.0648	1465.5681	26.2707
Mole Wt.		\$53.8913	25.7938	26.3802	25.7938
Spec. Heat	kJ/kg-C	2.5109	2.1294	0.0379	2.1196

Viscosity	cP	0.1349	0.0115	0.0800	---
Factor		0.0906	0.8745	0.0165	---
Surface Tension	dyne/cm	9.24\$4	---	1.7047	---
Std Density	kg/m3	563.1601	---	---	---
Nitrogen	mole frac.	0.0015	0.0295	0.0289	0.0295
CO2	mole frac.	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Methane	mole frac.	0.0769	0.5622	0.5520	0.5622
Ethane	mole frac.	0.1460	0.2409	0.2389	0.2409
Propane	mole frac.	0.1873	0.1027	0.1045	0.1027
i-Butane	mole frac.	0.0409	0.0102	0.0108	0.0102
n-Butane	mole frac.	0.1362	0.0252	0.0275	0.0252
i-Pentane	mole frac.	0.0250	0.0106	0.0129	0.0106
n-Pentane	mole frac.	0.2856	0.0188	0.0244	0.0188
n-Hexane	mole frac.	0.0005	0.0000	0.0000	0.0000
n-Heptane	mole frac.	\$0.0000	0.0000	0.0000	0.0000

Stream		QE401	GAZV402	H2OV402	ENTV600
Description					
Vapour frac.		2.0000*	1.0000	0.0000	0.7785
Temperature	C	0.0000*	25.0000	25.0000	-23.0000*
Pressure	bar	0.0000*	22.0000	22.0000	22.0000
Molar Flow	kgmole/h	0.0000*	2241.6997	0.0000	2241.6997
Mass Flow	kg/h	0.0000*	57294.1328	0.0000	57294.1328
LiqVol Flow	m3/h	0.0000*	150.5051	0.0000	150.5051
Enthalpy	kcal/h	147383.4383	5.74653E+06	0.0000	2.76513E+06
Density	kg/m3	0.0000	25.8344	1432.9892	39.4580
Mole Wt.		\$0.0000	25.5583	25.7938	25.5583
Spec. Heat	kJ/kg-C	---	2.1130	0.0388	2.2510
Therm Cond	W/m-K	---	0.0288	0.0758	---
Viscosity	cP	---	0.0114	0.0785	---
Z Factor		---	0.8780	0.0160	---
Surface Tension	dyne/cm	---		1.6734	---
Std Density	kg/m3	---	---	---	---
Nitrogen	mole frac.	0.0000*	0.0297	0.0295	0.0297
CO2	mole frac.	0.0000*	0.0000	0.0000	0.0000
Methane	mole frac.	0.0000*	0.5663	0.5622	0.5663
Ethane	mole frac.	0.0000*	0.2417	0.2409	0.2417
Propane	mole frac.	0.0000*	0.1019	0.1027	0.1019
i-Butane	mole frac.	0.0000*	0.0099	0.0102	0.0099
n-Butane	mole frac.	0.0000*	0.0242	0.0252	0.0242
i-Pentane	mole frac.	0.0000*	0.0096	0.0106	0.0096
n-Pentane	mole frac.	0.0000*	0.0166	0.0188	0.0166
n-Hexane	mole frac.	0.0000*	0.0000	0.0000	0.0000
n-Heptane	mole frac.	0.0000*	0.0000	0.0000	0.0000

Stream		QE601	LIGV600	GAZV600	ENTE600a
Description					
Vapour frac.		\$ 2.0000*	0.0000	1.0000	0.0000
Temperature	C	0.0000*	-23.0000	-23.0000	-22.5107
Pressure	bar	0.0000*	22.0000	22.0000	28.0000*
Molar Flow	kgmole/h	0.0000*	496.4949	1745.2048	496.4949
Mass Flow	kg/h	0.0000*	20270.8750	37023.2578	20270.8750
LiqVol Flow	m3/h	0.0000*	42.9854	107.5196	42.9854
Enthalpy	kcal/h	2.98139E+06	-536687.4237	3.30182E+06	-529451.3347
Density	kg/m3	0.0000	535.6345	26.1799	534.9537
Mole Wt.		0.0000\$	40.8280	21.2143	40.8280
Spec. Heat	kJ/kg-C	---	2.4317	2.1521	2.4258
Therm Cond	W/m-K	---	0.1131	0.0256	0.1129
Viscosity	cP	---	0.1384	0.0100	0.1377
Z Factor		---	0.0806	0.8571	0.1025
Surface Tension	dyne/cm	---	10.3464	---	10.2919
Std Density	kg/m3	-\$-	476.6418	---	476.6418
Nitrogen	mole frac.	0.0000*	0.0020	0.0376	0.0020
CO2	mole frac.	0.0000*	0.0000	0.0000	0.0000
Methane	mole frac.	\$ 0.0000*	0.1366	0.6885	0.1366



Component	mole frac.	0.0000*	0.0192	0.2190	0.0192
Propane	mole frac.	0.0000*	0.2945	0.0472	0.2945
i-Butane	mole frac.	\$ 0.0000*	0.0373	0.0021	0.0373
n-Butane	mole frac.	0.0000*	0.0964	0.0037	0.0964
i-Pentane	mole frac.	0.0000*	0.0413	0.0006	0.0413
n-Pentane	mole frac.	\$ 0.0000*	0.0727	0.0007	0.0727
n-Hexane	mole frac.	0.0000*	0.0000	0.0000	0.0000
n-Heptane	mole frac.	0.0000*	0.0000	0.0000	0.0000

Stream Description	Qp-600	QE600a	LIQ_402	ENTP401
Vapour frac.	2.0\$00*	2.0000*	0.0000	0.0060
Temperature C	0.0000*	0.0000*	25.0000	27.1279
Pressure bar	0.0000*	0.0000*	22.0000	22.0000
Molar Flow kgmole/h	0\$0000*	0.0000*	18.9330	67.1199
Mass Flow kg/h	0.0000*	0.0000*	1016.1859	3613.0437
LiqVol Flow m3/h	0.0000*	0.0000*	1.8498	6.5665
Enthalpy kcal/h	7236\$0892	716070.5802	-4818.0786	-12010.7457
Density kg/m3	0.0000	0.0000	549.0686	517.8920
Mole Wt.	0.0000	0.0000	53.6728	53.8297
Spec. Heat kJ/kg-C	---	---	2.4882	2.4980
Therm Cond W/m-K	---	---	0.0932	---
Viscosity cP	---	\$ ---	0.1388	---
Z Factor	---	---	0.0868	---
Sur Tension dyne/cm	---	---	9.5008	---
Std Density kg/m3	---	\$ ---	562.1006	---
Nitrogen mole frac.	0.0000*	0.0000*	0.0014	0.0014
CO2 mole frac.	0.0000*	0.0000*	0.0000	0.0000
Methane mole frac.	\$ 0.0000*	0.0000*	0.0754	0.0765
Ethane mole frac.	0.0000*	0.0000*	0.1480	0.1466
Propane mole frac.	0.0000*	0.0000*	0.1930	0.1889
i-Butane mole frac.	0.0\$00*	0.0000*	0.0421	0.0412
n-Butane mole frac.	0.0000*	0.0000*	0.1397	0.1372
i-Pentane mole frac.	0.0000*	0.0000*	0.1235	0.1246
n-Pentane mole frac.	0\$0000*	0.0000*	0.2765	0.2831
n-Hexane mole frac.	0.0000*	0.0000*	0.0004	0.0005
n-Heptane mole frac.	0.0000*	0.0000*	0.0000	0.0000

Stream Description	\$ ENTC401	QP401	VAPc401	QR_C401
Vapour frac.	0.001\$	2.0000*	1.0000	2.0000*
Temperature C	27.3675	0.0000*	87.6149	0.0000*
Pressure bar	22.5000*	0.0000*	22.5000	0.0000*
Molar Flow kgmole/h	67.119\$	0.0000*	40.1249	0.0000*
Mass Flow kg/h	3613.0437	0.0000*	1748.1154	0.0000*
LiqVol Flow m3/h	6.5665	0.0000*	3.5498	0.0000*
Enthalpy kcal/h	-11899.585\$	111.1606	177445.6078	305306.8918
Density kg/m3	537.3297	0.0000	42.6154	0.0000
Mole Wt.	53.8297	0.0000	43.5669	0.0000
Spec. Heat kJ/kg-C	2\$5028	---	2.3396	---
Therm Cond W/m-K	---	---	0.0284	---
Viscosity cP	---	---	0.0118	---
Z Factor	-\$-	---	0.7669	---
Sur Tension dyne/cm	---	---	---	---
Std Density kg/m3	---	---	---	---
Nitrogen mole frac.	0.0014	0.0000*	0.0024	0.0000*
CO2 mole frac.	0.0000	0.0000*	0.0000	0.0000*
Methane mole frac.	0.076\$	0.0000*	0.1280	0.0000*
Ethane mole frac.	0.1466	0.0000*	0.2449	0.0000*
Propane mole frac.	0.1889	0.0000*	0.3029	0.0000*
i-Butane mole frac.	0.0412 \$	0.0000*	0.0489	0.0000*
n-Butane mole frac.	0.1372	0.0000*	0.1289	0.0000*
i-Pentane mole frac.	0.1246	0.0000*	0.0504	0.0000*
n-Pentane mole frac.	0.28\$1	0.0000*	0.0935	0.0000*
n-Hexane mole frac.	0.0005	0.0000*	0.0001	0.0000*
n-Heptane mole frac.	0.0000 x	0.0000*	0.0000	0.0000*

Protech's Process Simulator HYSIM - Licensed to Inst. Algerien du Petrole  
 Date 99/04/08 Version C2.54 Case Name GALL.SIM  
 Time 17:02:23 Prop Pkg PR Column Name C\_401

\*\*\*\* Stage Variables \*\*\*\*

\$

Stg No	Press bar	Temp C	Flow Rates ( kgmole/h )				Duty GJ/h
			Liquid	Vapour	Feed	\$raws	
1	22.5	87.6	91.9		67.1	40.1 V	
2	21.3	110.0	103.1	64.9		\$	
3	20.1	121.5	107.3	76.1			
4	18.9	128.6	108.3	80.3			
5	17.8	133.2	107.7	81.3			
6	16.6	136.0		80.7		27.0 L	1.277

protech's Process Simulator HYSIM - Licensed to Inst.Algerien du Petrole  
 Date 99/04/08 Version C2.54 Case Name GALL.SIM  
 Time 17:02:30 Prop Pkg PR Column Name C\_401

\$ \*\*\*\* Products \*\*\*\*

Leaving from stage Product Phase Assigned to Stream Name	1 Vapour VAPc401	6 Liquid ALIM2
Temperature - C	87.61	136.01
Pressure - bar	22.50	16.57
Nitrogen - Mole Frac	0.002422	1.49E-09
CO2 - Mole Frac	0.000000	0.000000
Methane - Mole Frac	0.127970	2.30E-06
Ethane - Mole Frac	0.244891	0.000500
Propane - Mole Frac	0.302924	0.019474
i-Butane - Mole Frac	0.048885	0.029825
n-Butane - Mole Frac	0.128948	0.149422
i-Pentane - Mole Frac	0.050365	0.234952
n-Pentane - Mole Frac	0.093527	0.564773
n-Hexane - Mole Frac	0.000067	0.001054
n-Heptane - Mole Frac	0.000000	0.000000
Total Flow - kgmole/h	40.12	27.00

Stream	ALIM701	DIST701	R701	QD701
Description				
Vapour frac.	0.1789	1.0000	0.0000	2.0000*
Temperature C	22.0000*	-13.3406	96.7659	0.0000*
Pressure bar	27.0000	24.9500	26.3500	0.0000*
Molar Flow kgmole/h	496.4949	224.2128	272.2820	0.0000*
Mass Flow kg/h	20270.8750	5827.9492	14442.9268	0.0000*
LiqVol Flow m3/h	42.9854	16.8123	26.1732	0.0000*
Enthalpy kcal/h	186619.2617	427235.2379	625237.3416	634235.1648
Density kg/m3	200.9561	40.8867	426.4751	0.0000
Mole Wt.	40.8280	25.9929	53.0440	0.0000
Spec. Heat kJ/kg-C	2.7252	2.3670	3.7632	---
Therm Cond W/m-K	---	0.0237	---	---
Viscosity cP	---	0.0099	---	---
Z Factor	---	0.7343	---	---
Sur Tension dyne/cm	---	---	---	---
Solid Density kg/m3	---	---	---	---
Nitrogen mole frac.	0.0020	0.0045	0.0000	0.0000*
CO2 mole frac.	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000*
Methane mole frac.	0.1366	0.3025	0.0000	0.0000*
Ethane mole frac.	0.3192	0.6805	0.0217	0.0000*
Propane mole frac.	0.2945	0.0125	0.5267	0.0000*
Isobutane mole frac.	0.0373	0.0000	0.0680	0.0000*
n-Butane mole frac.	0.0964	0.0000	0.1757	0.0000*
i-Pentane mole frac.	0.0413	0.0000	0.0753	0.0000*
n-Pentane mole frac.	0.0727	0.0000	0.1325	0.0000*
n-Hexane mole frac.	0.0000	0.0000	0.0001	0.0000*
n-Heptane mole frac.	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000*

Stream	QR701	ALIM2	DIST702	DISTV702
Description				
Vapour frac.	2.0000*	0.0000	0.0000	1.0000
Temperature C	0.0000*	136.0083	53.9456	53.9456
Pressure bar	0.0000*	16.5666	15.0000	15.0000
Molar Flow kgmole/h	0.0000*	26.9951	222.4955	0.0000
Mass Flow kg/h	0.0000*	1864.9283	10768.6982	0.0000
LiqVol Flow m3/h	0.0000*	3.0167	20.3636	0.0000
Enthalpy kcal/h	1.50008E+06	116005.2906	149407.3722	0.0000
Density kg/m3	0.0000	462.5274	474.8522	32.7939
Mole Wt.	0.0000	69.0840	48.3996	45.3937
Spec. Heat kJ/kg-C	---	3.4420	3.0779	2.1399
Therm Cond W/m-K	---	0.0567	---	0.0225
Viscosity cP	---	0.0831	---	0.0098
Z Factor	---	0.0727	---	0.7635
Sur Tension dyne/cm	---	3.3906	---	---
Solid Density kg/m3	---	620.7201	---	---
Nitrogen mole frac.	0.0000*	0.0000	0.0000	0.0000
CO2 mole frac.	0.0000*	0.0000	0.0000	0.0000
Methane mole frac.	0.0000*	0.0000	0.0000	0.0000
Ethane mole frac.	0.0000*	0.0005	0.0266	0.0764
Propane mole frac.	0.0000*	0.0195	0.6470	0.7565
i-Butane mole frac.	0.0000*	0.0298	0.0868	0.0530
n-Butane mole frac.	0.0000*	0.1494	0.2327	0.1125
i-Pentane mole frac.	0.0000*	0.2350	0.0050	0.0013
n-Pentane mole frac.	0.0000*	0.5648	0.0019	0.0004
n-Hexane mole frac.	0.0000*	0.0011	0.0000	0.0000
n-Heptane mole frac.	0.0000*	0.0000	0.0000	0.0000

Stream	R702	QD702	QR702	ALIM1
Description				
Vapour frac.	0.0000	2.0000*	2.0000*	0.2895
Temperature C	144.5156	0.0000*	0.0000*	75.4708

\*\*\* Stage Variables \*\*\*

Reflux Ratio 1.17693

Stg No	Press bar	Temp C	Flow Rates ( kgmole/h )		Duty GJ/h
			Liquid	Vapour	
1	25.0	-13.3	263.9		224.2 V -2.654
2	25.0	-5.7	264.9	488.1	\$
3	25.0	-2.2	261.1	489.1	
4	25.1	0.4	254.5	485.3	
5	25.1	2.9	246.8	478.7	
6	25.1	5.6	239.0	471.0	
7	25.2	8.4	231.9	463.3	
8	25.2	11.1	225.7	456.1	
9	25.2	13.6	220.7	449.9	
10	25.3	15.7	216.5	444.9	
11	25.3	17.6	212.9	440.8	\$
12	25.3	19.3	209.3	437.1	
13	25.4	21.0	204.7	433.5	
14	25.4	22.9	197.6	428.9	
15	25.5	25.7	184.7	421.8	
16	25.5	31.0	643.8	408.9	496.5
17	25.5	34.3	649.1	371.5	
18	25.6	37.1	661.6	376.8	
19	25.6	39.2	672.6	389.3	
20	25.6	40.6	680.6	400.3	\$
21	25.7	41.7	685.9	408.3	
22	25.7	42.6	689.6	413.7	\$
23	25.7	43.4	692.3	417.3	
24	25.8	44.4	694.6	420.1	
25	25.8	45.5	696.8	422.3	\$
26	25.8	46.7	699.2	424.5	
27	25.9	48.2	702.0	426.9	
28	25.9	50.0	705.1	429.7	\$
29	26.0	52.1	708.4	432.9	
30	26.0	54.8	709.5	436.1	
31	26.0	59.4	722.2	437.2	\$
32	26.1	64.1	747.6	449.9	
33	26.1	66.5	752.3	475.3	\$
34	26.1	69.2	759.6	480.1	
35	26.2	71.9	767.8	487.3	
36	26.2	74.8	776.1	495.5	
37	26.2	78.0	783.1	503.8	\$
38	26.3	81.7	786.5	510.8	
39	26.3	87.0	779.4	514.2	\$
40	26.4	96.8		507.2	272.3 L 6.276

\*\*\*\* Products \*\*\*\*

		1	40
		Vapour	Liquid
Assigned to Stream Name		DIST701	R701
Temperature	- C	-13.34	96.77
Pressure	- bar	24.95	26.35
Nitrogen	- Mole Frac	0.0045\$1	0.000000
CO2	- Mole Frac	0.000000	0.000000
Methane	- Mole Frac	0.302482	0.000000
Ethane	- Mole Frac	0.680508	0.021698
Propane	- Mole Frac	0.012483	0.526740
i-Butane	- Mole Frac	3.84E-06	0.067956
n-Butane	- Mole Frac	1.49E-06	0.175701 \$
i-Pentane	- Mole Frac	1.14E-08	0.075326
n-Pentane	- Mole Frac	7.23E-09	0.132508
n-Hexane	- Mole Frac	0.000000	0.000071
n-Heptane	- Mole Frac	0.0\$0000	0.000000
Total Flow	- kgmole/h	224.21	272.28

\*\*\*\* Stage Variables \*\*\*\*

\$ Reflux Ratio 3.00000

Stg No	Press bar	Temp C	Flow Rates ( kgmole/h )		\$ Feed	Draws	Duty GJ/h
			Liquid	Vapour			
1	15.0	53.9	667.5		\$	0.0 V 222.5 L	-13.275
2	15.0	62.5	653.2	890.0			
3	15.0	69.1	639.6	875.7			
4	15.0	74.5	629.5	\$ 862.1			
5	15.0	78.8	622.5	\$ 852.0			
6	15.0	82.2	616.3	844.7			
7	15.1	85.0	610.7	838.8			
8	15.1	87.4	604.7	833.2			
9	15.1	89.5	598.0	827.2		\$	
10	15.1	91.7	590.7	820.5			
11	15.1	93.8	583.0	\$ 813.2			
12	15.1	96.1	575.6	805.5			
13	15.1	98.3	569.8	798.1			
14	15.1	100.3	786.4	792.3	272.3 \$		
15	15.1	106.3	773.6	736.6			
16	15.1	112.3	773.8	723.9			
17	15.1	117.7	777.7	724.0			
18	15.2	122.2	782.3	728.0			
19	15.2	125.9	786.6	732.6			
20	\$ 15.2	129.0	790.5	736.9			
\$ 21	15.2	131.5	793.8	740.7			
22	15.2	133.7	796.7	744.0		\$	
23	15.2	135.4	825.7	746.9	27.0		
24	15.2 \$	136.9	828.1	749.0			
25 \$	15.2	138.1	830.3	751.3			
26	15.2	139.1	832.2	753.5			\$
27	15.2	140.0	833.9	755.4			
28	15.2	140.7	835.2	757.1			
29	15.3	141.3	836.1	758.4			
30	15.3	141.8	837.2	759.3			
31	15.3	142.4	837.4	\$ 759.4			
32	15.3	142.9	839.2	\$ 760.6			
33	15.3	143.1	839.3	762.4			
34	15.3	143.3	839.4	762.5			
35	15.3	143.6	839.6	762.7	\$		
36	15.3	143.7	839.6	762.8		\$	
37	15.3	143.9	839.6	762.8		\$	
38	15.3	144.1	839.5	762.8			
39	15.3	144.3	839.5	762.7			
40	15.4	144.5		762.3		76.8 L	12.356

Hyprotech's Process Simulator HYSIM - Licens\$d to Inst.Algerien du Petrole  
 Date 99/04/08 Version C2.54 Case N\$me GALL.SIM  
 Time 17:03:17 Prop Pkg PR Column Name C702

\$ \*\*\*\* Products \*\*\*\*

Leaving from stage		1	40
Product Phase \$	Assigned to Stream Name	Liquid DIST702	Liquid R702
Temperature	- C	53.95	144.52
Pressure	\$ - bar	15.00	15.35
Nitrogen	- Mole Frac	\$ 1.81E-10	0.000000
CO2	- Mole Frac	0.000000	0.\$00000
Methane	- Mole Frac	2.79E-07	0.000000
Ethane	- Mole Frac	0.026613	0.000000\$
Propane	- Mole Frac	0.646968	1.24E-08
i-Butane	- Mole Frac	0.086774	0.000019
n-Butane	- Mole Frac	0.232710	0.001264
i-Pentane	- Mole Frac	0.005001	0.3\$5234
n-Pentane	- Mole Frac	0.001933	0.662860
n-Hexane	- Mole Frac	1.09E-08	0.000623
n-Heptane	- Mole Frac	0.000000	0.000000
Total Flow	- kgmole/h	\$ 222.50	76.78



FIG. 17-22

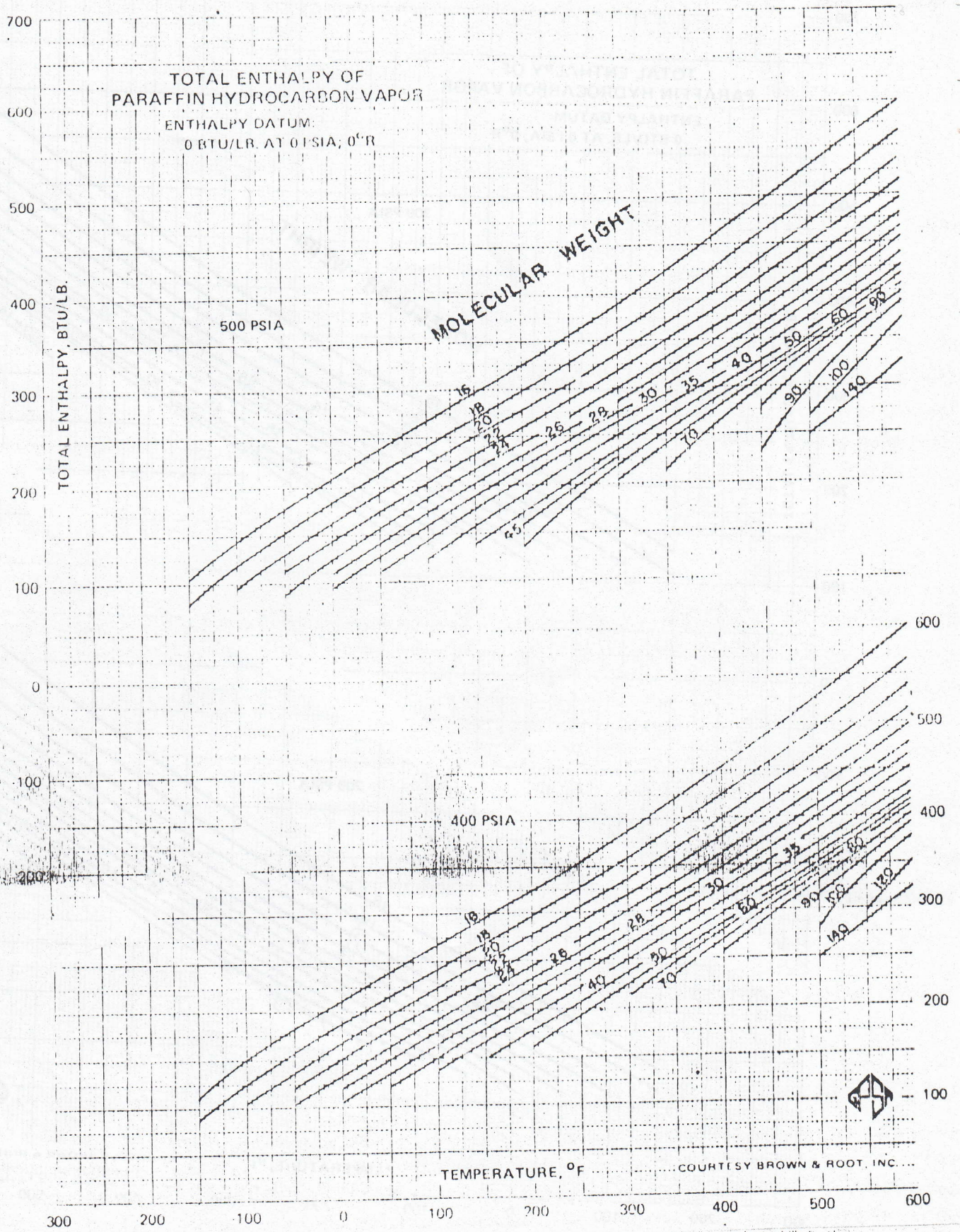
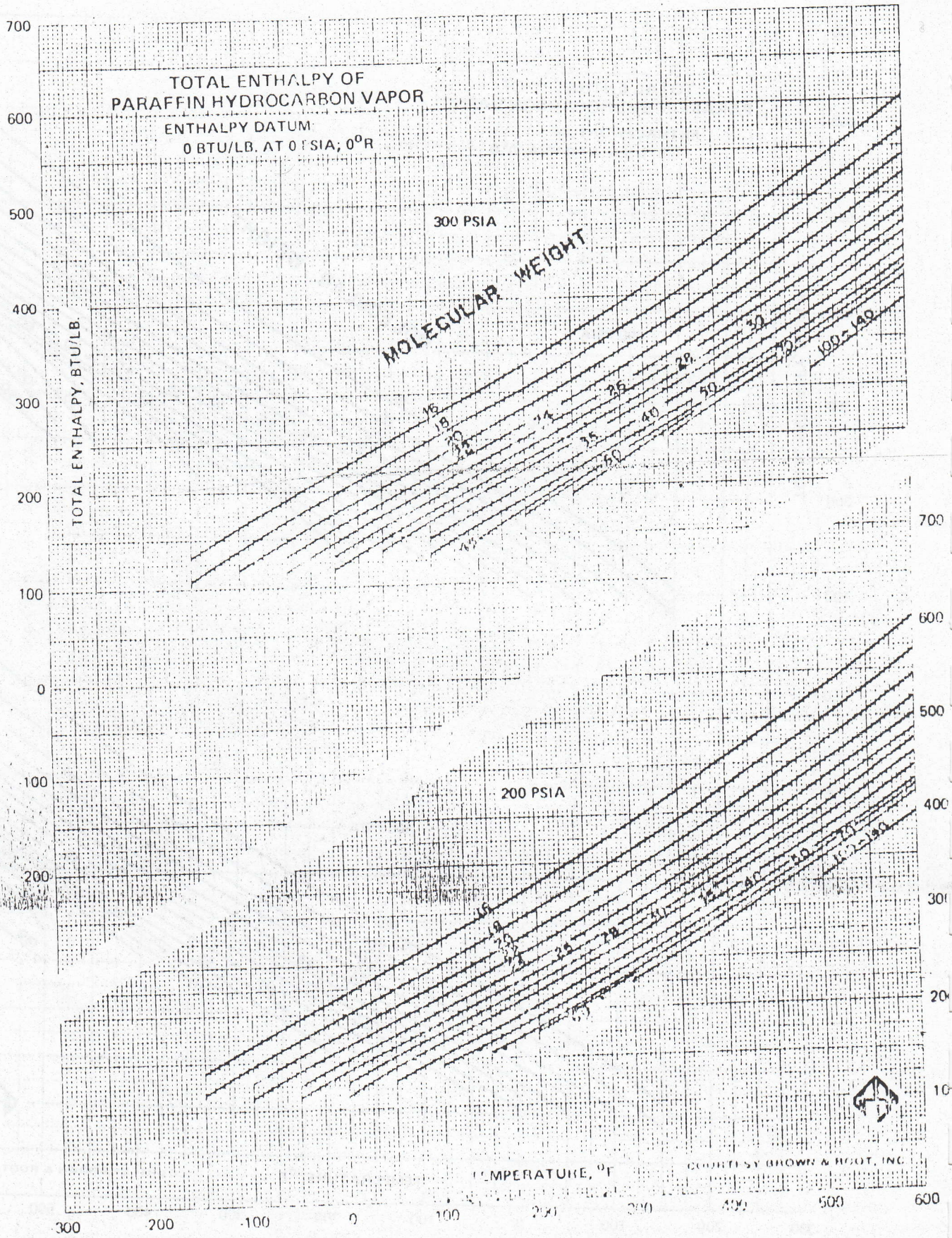


FIG. 17-21



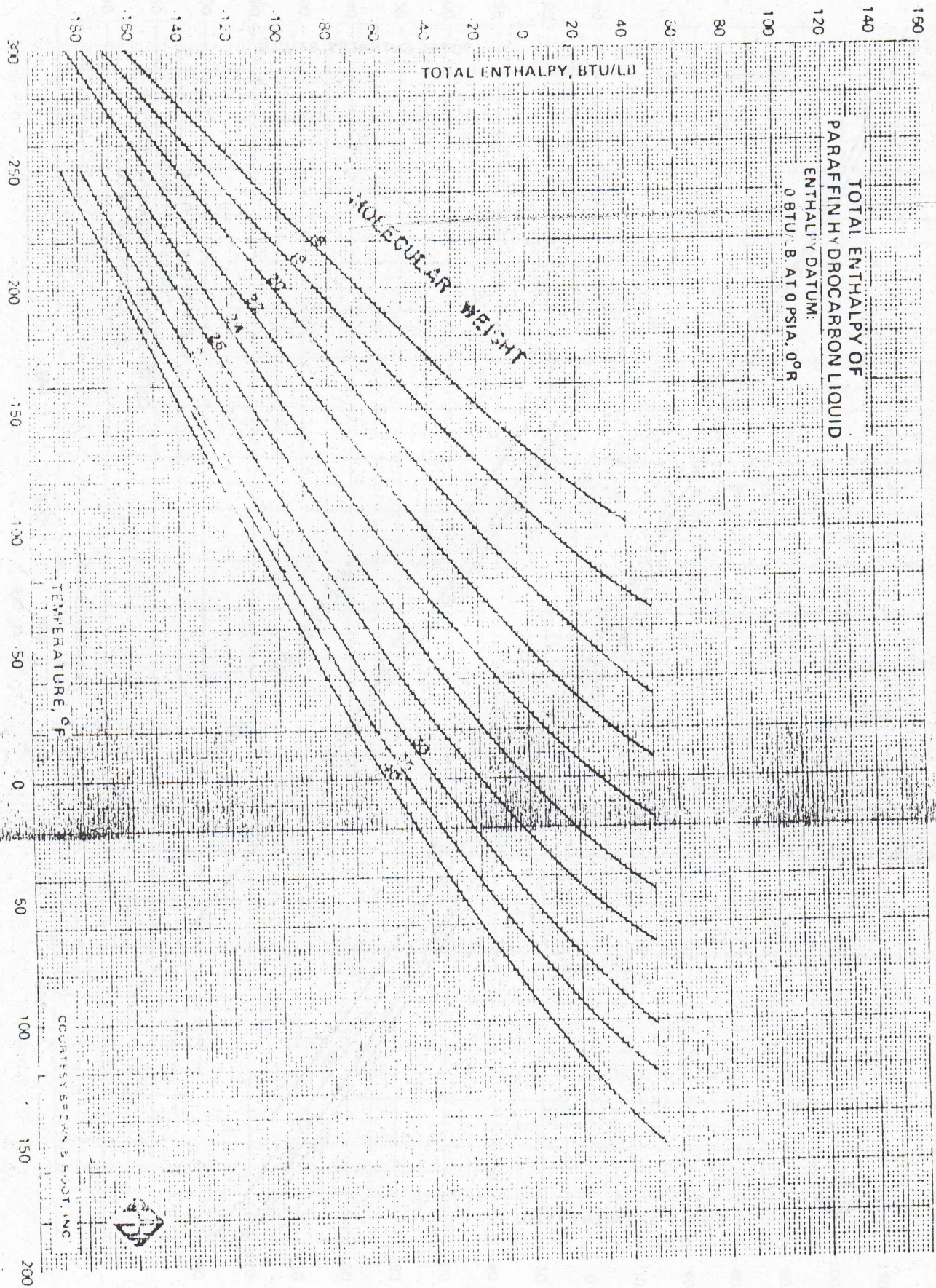
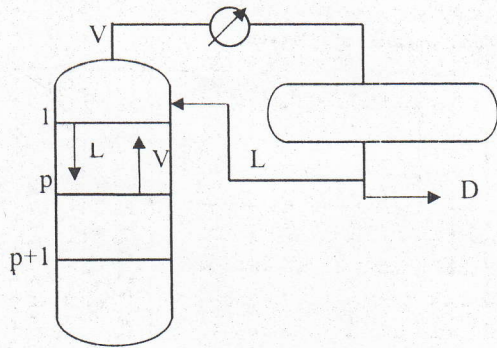


FIG. 17-27

Calcul du reflux minimum par la méthode d'Underwood

Hypothèses de lois supposées exactes et volatilités relatives supposées constantes

Bilan zone de rectification



$$\begin{aligned}
 Y_{ip+1} &= L/V x_{ip} + D/V x_{iD} \\
 &= \frac{rf}{rf+1} x_{ip} + \frac{x_{iD}}{rf+1} \\
 &= ax_{ip} + b_i
 \end{aligned}$$

$$y_{ip+1} = k_{ip+1} x_{ip+1} = (k_j \alpha_{ij})_{p+1} x_{ip+1}$$

$$\sum_i y_{ip+1} = 1 = k_j \sum_i \alpha_{ij} x_{ip+1}$$

donc 
$$k_j = \frac{1}{\sum_i \alpha_{ij} \cdot x_{ip+1}}$$

$$\frac{\alpha_{ij} x_{ip+1}}{\sum_i \alpha_{ij} x_{ip+1}} = y_{ip+1} = ax_{ip} + b_i$$

multiplions par  $\frac{\alpha_{ij}}{\alpha_{ij} - \phi}$  ou  $\phi$  est une constante arbitraire.

$$\frac{1}{\sum_i \alpha_{ij} \cdot x_{ip+1}} \cdot \frac{\alpha_{ij}^2 x_{ip+1}}{\alpha_{ij} - \phi} = a \frac{\alpha_{ij} \cdot x_{ip}}{\alpha_{ij} - \phi} + \frac{\alpha_{ij} \cdot b_i}{\alpha_{ij} - \phi}$$

$$\frac{1}{\sum_i \alpha_{ij} \cdot x_{ip+1}} \sum_i \frac{\alpha_{ij}^2 x_{ip+1}}{\alpha_{ij} - \phi} = a \sum_i \frac{\alpha_{ij} x_{ip}}{\alpha_{ij} - \phi} + \sum_i \frac{\alpha_{ij} b_i}{\alpha_{ij} - \phi}$$

posons 
$$\sum_i \frac{\alpha_{ij} \cdot b_i}{\alpha_{ij} - \phi} = \text{équation définissant } \phi$$

$$1 = \sum_i \frac{\alpha_{ij} \cdot x_{ip+1}}{\sum_i \alpha_{ij} \cdot x_{ip+1}} = \sum_i \alpha_{ij} \cdot x_{ip+1} \left( \frac{1}{\sum_i \alpha_{ij} \cdot x_{ip+1}} \right)$$

L'équation devient donc

$$\frac{1}{\sum_i \alpha_{ij} \cdot x_{ip+1}} \sum_i \left( \frac{\alpha_{ij}^2 x_{ip+1}}{\alpha_{ij} - \phi} - \alpha_{ij} \cdot x_{ip+1} \right) = a \sum_i \frac{\alpha_{ij} \cdot x_{ip}}{\alpha_{ij} - \phi}$$

$$\frac{\phi}{\sum_i \alpha_{ij} \cdot x_{ip+1}} \cdot \sum_i \frac{\alpha_{ij} \cdot x_{ip+1}}{\alpha_{ij} - \phi} = a \sum_i \frac{\alpha_{ij} \cdot x_{ip}}{\alpha_{ij} - \phi}$$

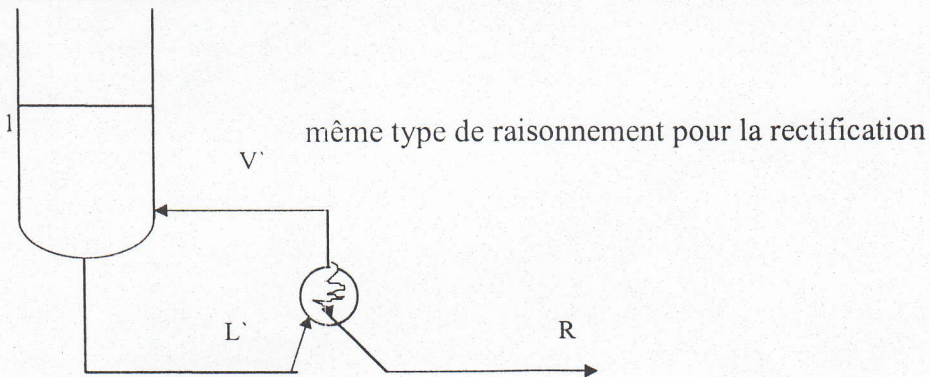
$$\sum_i \frac{\alpha_{ij} b_i}{\alpha_{ij} - \phi} = \quad , \quad \sum_i \frac{\alpha_{ij} x_{iD}}{\alpha_{ij} - \phi} = 1 + rf$$

$$\sum_i \frac{\alpha_{ij} D_i}{\alpha_{ij} - \phi} = V \quad , \quad b_i = \frac{x_{iD}}{1 + rf}$$

L'équation de définition de  $\phi$  admet n racines , répondant aux condition

$$0 < \phi_1 < \alpha_1 < \phi_2 < \alpha_2 \dots$$

Bilan zone d'épuisement :



$$\frac{\psi}{\sum_i \alpha_{ij} X_{ip}} \sum_i \frac{\alpha_{ij} X_{ip}}{\alpha_{ij} - \psi} = a' \sum_i \frac{\alpha_{ij} X_{ip+1}}{\alpha_{ij} - \psi}$$

$$\sum_i \frac{\alpha_{ij} b_i'}{\alpha_{ij} - \psi} = \quad , \quad \sum_i \frac{\alpha_{ij} X_{iR}}{\alpha_{ij} - \psi} = -rb \quad , \quad \sum_i \frac{\alpha_{ij} R_i}{\alpha_{ij} - \psi} = -V'$$

L'équation de définition de  $\Psi$  admet n racines .

$$\alpha_1 < \psi_1 < \alpha_2 < \dots$$

Dans le cas de reflux minimum , Underwood a montré que les valeurs  $\Psi$  et  $\phi$  comprises entre les  $\alpha$  des constituantes repartis deviennent égales le nombre de ces racines communes est donc égale au nombre de constituants repartis moins 1 .

Pour une valeur commune  $\varphi$

$$\sum_i \frac{\alpha_{ij} A_i}{\alpha_{ij} - \varphi} = V - V' = V_A$$

$$\sum_i \frac{\alpha_{ij} Z_i}{\alpha_{ij} - \varphi} = \frac{V_A}{A}$$

## **HYSYS Integrated Simulation Environment**

With HYSYS, engineers need only develop a single process model that can be used from conceptual design through on-line applications to improve designs, optimize production and enhance decision-making. HYSYS is the only commercially available integrated simulation environment designed for complete user customization.

This enables the seamless integration of proprietary unit operations, reactions and property packages, and interaction with other applications to create powerful hybrid programs, allowing companies to fully leverage engineering software investments.

### **HYSYS.Concept :**

Design and screen the most economical separation systems HYSYS.Concept combines comprehensive data regression, thermodynamic database access (TRC, DIPPR, DDB, API, PDS) and the Mayflower distillation technology to enable the conceptual design of separation systems, including azeotropic and extractive distillation and non-ideal, heterogeneous and multiple liquid phase systems.

### **HYSYS.Process :**

Process flowsheeting to maximize profitability of new designs and existing process operations. HYSYS.Process is a flowsheeting tool to ensure that optimal designs are identified. It is also used to model existing plants to ensure equipment is performing per specification, evaluate retrofits, and improve the process. Engineers engaged in process engineering design use HYSYS.Process to rapidly screen alternative designs using efficient modeling and optimization techniques. Models of increasing fidelity can be created by using additional plug in options such as TASC and PIPESYS. These models can also be leveraged for use in other products including HYSYS.Plant and HYSYS.RTO+.

### **HYSYS.Plant :**

Comprehensive Plant Modeling to evaluate designs for profitability, operability, and safety and to improve plant operations HYSYS.Plant allows engineers to incorporate steady state and dynamic modeling techniques to evaluate designs and rate existing plants.

HYSYS.Plant simulations are used to develop high fidelity operator training simulators, examine detailed unit and plant-wide performance, and simulate dangerous and non-profitable operating conditions to improve plant profitability and business performance. Equipment and instrumentation detail is appropriate for detailed plant simulations that support high-end operator training, and detailed safety and capacity studies. HYSYS.Plant includes all of the steady state capabilities of HYSYS.Process, in addition to the high-end dynamics.

#### HYSYS.OTS+ :

Train and troubleshoot to maximize assets HYSYS.OTS+ enables operators to practice start-ups, shut-downs and upset or emergency conditions in a risk-free modeling environment to improve plant operations and product quality. As a scalable training system, incremental training capabilities can be added to meet changing training requirements. HYSYS.OTS+ models may also be taken off-line and used for engineering studies.

#### HYSYS.RTO+ :

Optimize plant operations to increase corporate profits HYSYS.RTO+ provides real-time on-line multivariable optimization capabilities to maximize operating efficiency and profit. On-line models may be used off-line to aid in maintenance, scheduling and operations decision-making. HYSYS.RTO+ combines Hyprotech's expertise in rigorous process modeling with MDC Technology's expertise in real-time optimization technology and implementation.

#### HYSIM Steady state flowsheet simulation :

HYSIM, one of the industry's most respected steady state simulators, was both the first completely interactive simulator and the first simulator created for the PC. HYSIM incorporates the following: rigorous thermodynamic and physical property models, extensive component libraries, industry-proven oil characterization, a wide range of unit operations and utilities (including tower and heat exchanger design and rating). Interfaces are available to Hyprotech's HTFS and STX / ACX products, as well as several 3rd party packages such as BJAC, SuperTarget, ColumnTarget and OLGAS.

#### HTFS :

Optimally design heat exchangers to minimize capital and operating costs The HTFS suite of software tools provide an internationally recognized route to lower costs and



increased productivity in the thermal design and simulation of heat exchangers. Through the application of these research-validated solutions, exchangers can be confidently designed with lower heat transfer areas, leading to savings in material and manufacturing costs. More accurate, less conservative design also has the advantage of reducing the pressure drop incurred by the exchanger, thereby saving on unnecessary equipment operating cost. STX / ACX Rate and Design shell & tube / air-cooled heat exchangers STX / ACX are two general-purpose programs that are used to rate and design shell & tube (STX) / air-cooled (ACX) heat exchangers. Based on published methods and correlations and incorporate five decades of heat exchanger design experience, STX / ACX are used extensively by manufacturers, contractors, and processing companies in the refining, chemical and power industries.

#### PIPESYS :

Design, debottleneck and optimize more efficient and effective pipelines PIPESYS is a pipeline thermal and hydraulics extension that integrates powerful capabilities for single and multiphase pipeline flow modeling into HYSYS. With PIPESYS engineers can properly size pipelines during design, as well as debottlenecking and optimizing existing pipelines, thus avoiding the operational problems associated with oversizing and maximizing throughput while minimizing pressure loss. PIPESYS was developed in close cooperation with Neotechnology Consultants Ltd.

#### FLARENET :

Implement safer and more cost-effective flare systems FLARENET facilitates the design, rating and debottlenecking of single and multiple flare and vent systems. Sizing calculations determine either the minimum size for a new flare system or the new size required to relieve bottlenecks in an existing flare system. For both new and revamped processes, FLARENET provides powerful capabilities to safeguard against costly downtime, avoid penalties due to environmental releases, optimize flare networks and protect personnel & equipment.

POLYSIM :

Design, commercialize and optimize polymer processes POLYSIM is a comprehensive steady state and dynamic simulation environment for batch, semi-batch and continuous polymer process analyses and design. With POLYSIM, researchers, engineers and manufacturers can screen polymer development opportunities, design polymer processes for commercialization and optimize existing polymer assets to remain competitive in the marketplace. Building on the solid foundation of POLYRED, POLYSIM is a cooperative effort between Hyprotech and the University of Wisconsin's Polymerization Reaction Engineering Laboratory (UWPREL).

## ملخص

لقد تمت هذه الدراسة بمصنع الغاز بقلا له التابعة لمقاطعة حوض بر كاوي والهدف من هذه الدراسة هو الوصول إلى نقاط تشغيل فعليه في عملية الفصل بين غاز البترول المميع والمكثف المرافق له مستخدمين في ذلك نماذج آلية في الحساب. ولقد تمعلنا على نتائج مرضية فيما يتعلق بتعديل الخواص الحرارية التي ساعدت على تحسين الإنتاج للغاز المميع كما وكيفا.

---

This project is intended mainly to carry out computation procedure as far as the thermodynamic properties of the deebutaniser column are concerned.

In other words we have opted for the simulation of the different parameters so as to Improve the quality and the amount of the -GPL- production and as well minimise the leakage of the gas through the stream of condensat.

The results given off are quite adequate.

---

Cette étude à été faite à l'usine de traitement du gaz -GLA/C- région de Haoud Berkaoui, pour l'optimisation des paramètres de marche de la section fractionnement pour minimiser la fuite du gaz vers le condensât

Lors de la séparation, avec l'amélioration de la production du « GPL » en quantité et qualité.

Les résultats trouver sont adéquats et satisfaits.