



République Algérienne Démocratique et Populaire
Ministère de l'Enseignement Supérieur et de la Recherche Scientifique



Université Amar Thelidji- Laghouat

FACULTE : TECHNOLOGIE
DEPARTEMENT : GÉNIE DES
PROCÉDÉS

MEMOIRE DE MASTER

Présenté par : **SAHARI Khaled**
LAHAG Zineb

DOMAINE : Sciences et Technologies

FILIERE : **Génie de Procédé**

OPTION : **Génie Chimique**

Thème

« Vérification des Paramètres de
Fonctionnement et de Dimensionnement, du
Débutaniseur (C102).

Jury de soutenance :

Nom et Prénom	Grade	Qualité
Mr ZAROULI HAMZA	MCB	Président
Mr MECHRAOUI Omar	MCA	Examineur
Mr BOUREZG Med Tahar	MCA	Rapporteur

Promotion :2021 - 2022

INTRODUCTION GENERALE.....	1
Chapitre I : Théorie de la Rectification.....	3
I.1- Principe de fonctionnement d'une colonne de rectification.	4
I.2 -Détermination de la température de bulle « tb » et de rosée « tr ».	5
I.3 -Calcul d'une colonne de rectification.	5
I.4 -Paramètres opératoires	10
I.5 -Fonctionnement avec reflux.	12
I.6 -Bilan thermique de la colonne.	12
I.7- Calcul du nombre de plateaux par la méthode de GILLILAND.	13
I.8 - Calcul des dimensions de la colonne.	14
Chapitre II Partie Calcul.....	15
II.1- Bilan de matière de la colonne C102.	16
II.2 - Débit et composition du distillat et du résidu.	17
II.3 - Pressions dans les différentes zones de la colonne.	19
II.4 Volatilités relatives	21
II.5 - Taux de vaporisation et composition des phases vapeur et liquide d'alimentation	22
II.6 - Calcul du régime minimal.	23
II.7 - Bilan thermique de la colonne.	26
II.8 - Dimensionnement de la colonne.	31
II.9 – Comparaison Entre Calcul et Design.	38
CONCLUSION GENERALE.....	39

INTRODUCTION GÉNÉRALE

Le gaz naturel est une richesse naturelle distincte en raison de son importance, de ses aspects positifs et de ses répercussions, que ce soit sur le plan économique ou même environnemental.

Les coûts techniques de production, de traitement et surtout de transport du gaz naturel restent toutefois élevés, pour cela la compétitivité des entreprises pétrolières internationales dans le domaine technique impose un recours intensif à des technologies de production avancées.

Dans ce contexte, l'Algérie compte parmi les plus grands pays producteurs du gaz naturel. Elle s'attelle depuis plusieurs années à une gestion rationnelle, optimale et efficace de ses réserves d'hydrocarbures, par le développement d'une stratégie de valorisation de ces ressources. Ainsi, le champ de Hassi R'Mel, de par son importance, constitue un des éléments-clés de la mise en œuvre de cette stratégie. Au fait, cinq modules de traitement du gaz naturel ont vu le jour dans cette région. Ces modules qui font appel à différents procédés de génie chimique qui jouent un rôle capital dans l'essor et la valorisation des produits de l'industrie de raffinage par le biais de la gamme de ses opérations unitaires dont figure la distillation.

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

Le présent travail se veut comme objectif essentiel le traitement d'un problème de distillation de mélanges complexes. Les données de base sont celles du fonctionnement du débutaniseur C102 de module 4

Nous avons, en effet, structuré l'ensemble de notre travail en deux chapitres principaux :

- Chapitre I : introduction à la théorie de la rectification
- Chapitre II : Détails sur les calculs des paramètres de fonctionnement et dimensionnement de débutaniseur (C102).
- Conclusion Générale : elle résume les principaux résultats obtenus,

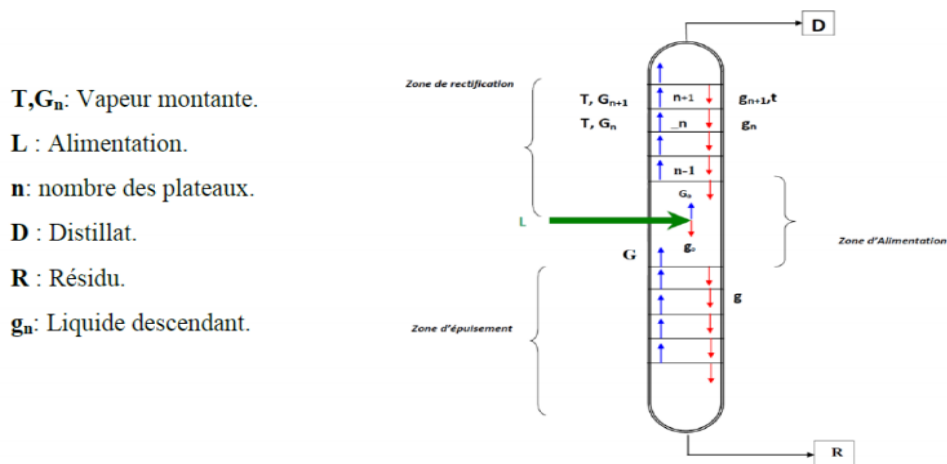
CHAPITRE I

Théorie de la Rectification

I.1- Principe de fonctionnement d'une colonne de rectification

Le principe de fonctionnement d'une colonne à distiller est simple, tout en travaillant à une pression constante, il consiste à déplacer les équilibres de phases à l'aide d'un gradient de température crée par une source froide (condenseur), qui crée un flux de liquide froid descendant dans la colonne, une source chaude (le rebouilleur), générant un flux de vapeur chaud montant.[1]

Figure I.1 Schéma général du fonctionnement d'une colonne de Rectification.[1]



Pour assurer les transferts de matière et de chaleur entre ses deux flux, des éléments de contact sont placés à l'intérieur de la virole.

Ils sont constitués soit par des plateaux, dont le principe de base est de faire barboter la vapeur dans une rétention liquide provoquée par un barrage coupant la phase liquide, soit par des garnissages constitués le plus souvent par un treillis métallique dispersant les deux phases et assurant une bonne surface d'échange entre les fluides circulant à contre-courant.

Le rebouilleur fonctionne à l'aide d'un fluide extérieur (vapeur, huile chaude) le plus souvent refroidi par l'air ou de l'eau.

Lorsque la colonne fonctionne en continu, la charge est injectée en un point de la virole dépendant des caractéristiques de la charge, celle-ci est alors séparée en résidu au fond de la colonne et en distillat en tête.

La zone d'épuisement a pour objectif d'appauvrir le résidu en produits légers, la zone de tête ou zone de rectification, a pour objectif d'éliminer les produits lourds du distillat, cette définition implique que la zone d'épuisement pourra être moins efficace que la zone de rectification si les exigences de qualité sont plus faibles pour le résidu que pour le distillat.

I .2 Détermination de la température de bulle « t_b » et de rosée « t_r » :

I .2.1 Taux de vaporisation molaire « é » :

Considérons un mélange de n constituants sous une pression P, sachant que :

N_L : Nombre de Mole de l'alimentation d'une colonne.

N_D: Nombre de Mole de la phase vapeur (distillat).

N_R : Nombre de Mole de la phase liquide (résidu).

x'_{Li}: Concentration molaire du constituant « i » dans la charge.

$$N_L \cdot X'_{L,i} = N_D \cdot Y'_i + N_R \cdot X'_i \quad (\text{I.1})$$

Sachant que :

$$\boxed{\epsilon = \frac{N_D}{N_L}}$$

Par substitution on aura :

$$\sum x'_i = \frac{X_{Li}}{1+\epsilon(k_i-1)} = 1 \quad (\text{I.2})$$

$$\sum y'_i = \frac{k_i x'_{Li}}{1+\epsilon(k_i-1)} = 1 \quad (\text{I.3})$$

I .2.2 Détermination de la température de bulle « t_b » :

A la température de bulle, le mélange se trouve complètement à l'état liquide (é=0),et substituant la valeur de é dans l'équation (I .2) nous aurons :

$$\sum K_i x'_i = 1$$

La température de bulle est déterminée par approximations successives.

I .2.3 Détermination de la température de rosée « t_r » :

A cette température le mélange se trouve complètement à l'état vapeur (é=1), nous aurons :

$$\sum \frac{y'_i}{K_i} = 1$$

La température **t_r** est déterminée par approximations successives. [1]

I .3 Calcul d'une colonne de rectification

Pour le calcul d'une colonne de rectification on doit passer par les étapes suivantes

I .3.1-Bilan matière de la colonne

Le bilan matière pour la colonne entière et pour l'élément i s'écrit comme suit :

$$\mathbf{L} = \mathbf{D} + \mathbf{R} \quad (\mathbf{I.4})$$

$$L \cdot X_{L,i}' = D \cdot Y_{D,i}' + R \cdot X_{R,i}' \quad (\mathbf{I.5})$$

L'équation obtenue sert à calculer le résidu (R) et distillat (D), si la concentration du constituant " i " dans le distillat et dans le résidu est connue.

Avec :

L : Le débit molaire de la charge [kmole/h].

R : Le débit molaire du résidu [kmole/h].

D : Le débit molaire du distillat [kmole/h].

x_L' : concentrations molaires du constituant le plus volatil dans la charge.

y_D' : concentrations molaires du constituant le plus volatil dans le distillat.

x_R' : concentrations molaires du constituant le plus volatil dans le résidu.

I .3.2- Bilan matière de la zone de rectification

I .3.2.1-Le taux de reflux rf

Le reflux froid a pour but de réguler la température en tête de colonne, de corriger la composition et de ne permettre qu'aux éléments légers de quitter l'appareillage, le reflux froid prend la chaleur des vapeurs et provoque une condensation des constituants lourds.

Il est égal au rapport de la quantité de reflux renvoyé dans la colonne sur la quantité du distillat :

$$rf = G^{\theta} / D \quad (\mathbf{I.6})$$

Avec :

G_y' : la concentration molaire de la vapeur.

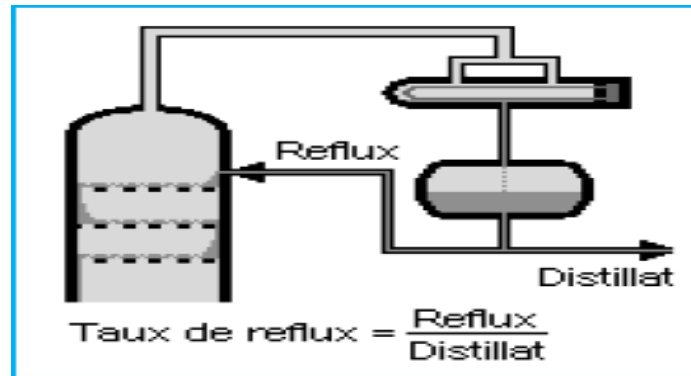
g_x' : la concentration molaire du liquide.

D_y' : la concentration molaire du distillat.

$H_{i_{hi}}$: Enthalpie respectives de la vapeur et du distillat (kcal/kg) .

Q_1 : Quantité de chaleur soustraite du distillat (kcal/kg).

Figure I.2 schéma du tête de la colonne [2]



Le bilan matière pour la zone de rectification pour le constituant le plus volatil « i » s'écrit :

$$G = g + D \quad (\text{I.7})$$

$$G \cdot Y_{n,i}' = g \cdot X_{n-1,i}' + D \cdot Y_{D,i}' \quad (\text{I.8})$$

A partir des équations (6), (7) et (8), on trouve l'équation de concentration de la zone de rectification :

$$Y_{n,i}' = m \cdot X_{n-1,i}' + (1-m) \cdot Y_{D,i}' \quad (\text{I.9})$$

Avec :

$$m = \frac{g}{G} = \frac{rf}{(rf+1)}$$

I .3.3-Bilan matière de la zone d'épuisement

I .3.3.1-Le taux de rebouillage « rb » (reflux chaud)

Le reflux chaud a pour but d'apporter la chaleur, de maintenir la température au fond de la colonne et d'assurer la vaporisation des légers entraînés par le produits de fond.

Il est égal au rapport de la quantité de reflux chaud provenant du rebouilleur à la quantité de résidu :

$$rb = GR/R \quad (\text{I.10})$$

Admettant que :

R, x_R' : débit et concentration molaire de résidu.

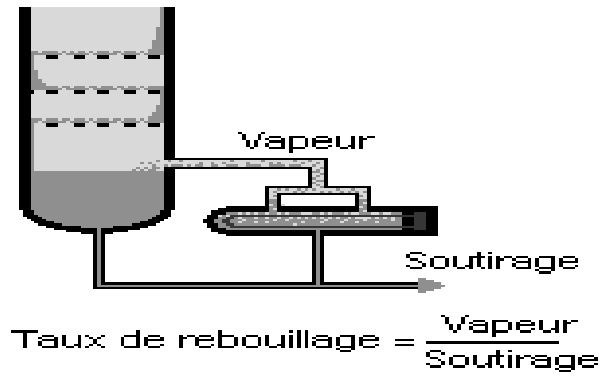
Q_2 : Quantité de chaleur fournie par le rebouillage (Kcal)

Le bilan matière pour la zone d'épuisement et pour le constituant « i » le plus volatil s'écrit :

$$g = G + R \quad (\text{I.11})$$

$$g \cdot X_{n+1,i}' = G \cdot Y_{n,i}' + R \cdot X_{R,i}' \quad (\text{I.12})$$

Figure I.3 Schéma du fond de la colonne.[2]



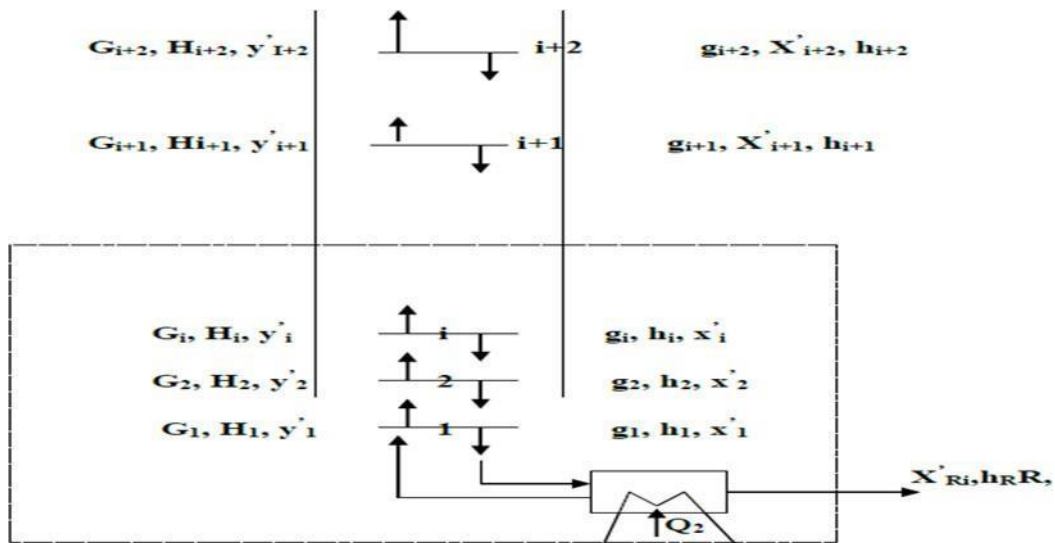
La résolution de l'équation (I.12) par rapport à $X_{n+1,i}$ permet d'obtenir l'équation de concentration de la zone d'épuisement :

$$X'_{1,i} = (1/m) Y'_{R,i} + (m-1/m) X'_{R,i} \quad \text{(I.13)}$$

X'
,

Avec : $m = \frac{g}{G} = \frac{rf}{rf+1}$

Figure I.4 Schéma descriptif du fonctionnement de la zone d'épuisement.[1]



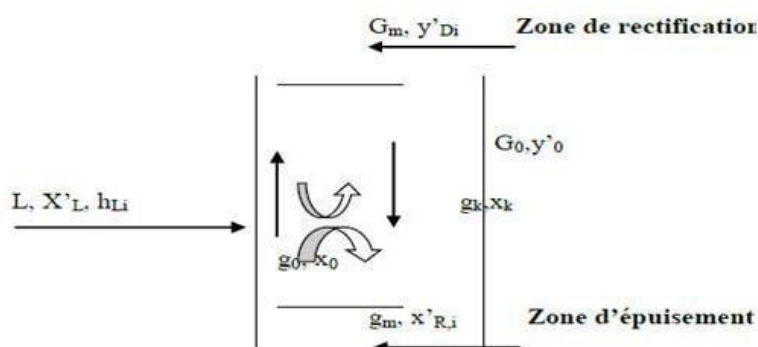
I.3.4 Bilan matière de zone d'alimentation

Il y a lieu de procéder au bilan de matière de la zone d'alimentation. Nous avons donc le bilan de matière effectué juste au-dessous du plateau supérieur de cette zone.

$$g_m = g_k + G_d = G_K + R \quad \text{(I.15)}$$

$$g_m \cdot X_{m,i}' = G_K \cdot Y_{K,i}' + R \cdot X_{R,i}' \quad \text{(I.16)}$$

Figure I. 5 Schéma descriptif du fonctionnement de la zone d'alimentation [1]



La vapeur G_m alimentant la zone de rectification est la somme de vapeur G_K et de la phase G_D , donc le bilan de matière effectué juste au-dessous du plateau inférieur de la zone de rectification donne :

$$G_m = G_K + G_D = g_K + D \quad (\text{I.17})$$

$$G_m \cdot Y_{m,i}' = G_K \cdot Y_{K,i}' + G_D \cdot X_{D,i}' \quad (\text{I.18})$$

Dans le cas de rectification des mélanges complexes, nous serons amené à effectuer des séries de calculs d'équilibre sur chaque plateau. Pour éviter le travail long et laborieux des approximations successives, nous pouvons utiliser une méthode simplifiée rapide donnant une précision souvent suffisante. Cette méthode fait intervenir la notion de volatilité " α_i " étant le rapport des coefficients d'équilibre des constituant " i " et le coefficient d'équilibre du constituant clé " r ".

$$\alpha_i = k_i / K_r \quad (\text{I.19})$$

En qualité de constituant clé, nous pouvons choisir n'importe quel constituant (habituellement le constituant le moins volatil du mélange).

En tenant compte de (I.26), l'équation d'équilibre peut être écrite sous la forme :

$$y_i' = K_i \cdot X_i' = \alpha_i \cdot K_r \cdot X_i' \quad (\text{I.20})$$

$$x_i' = \frac{y_i'}{\alpha_i \cdot K_r} \quad (\text{I.21})$$

Dans la zone de rectification : $\alpha_{i,m} = 0.5 (\alpha_{D,i} + \alpha_{L,i}) \quad (\text{I.22})$

Dans la zone d'épuisement : $\alpha_{i,m} = 0.5 (\alpha_{R,i} + \alpha_{L,i}) \quad (\text{I.23})$

I.4 paramètres opératoires:

I .4 .1-Choix de la pression dans la colonne

Le choix de la pression dans la colonne dépend essentiellement de la composition et de la nature physique et chimique des mélanges à séparer quelle que soit leur complexité.

A faible pression, la sélectivité de la séparation est meilleure, car on peut éviter l'altération thermique des produits, mais en contre partie, à faible pression, il faut condenser à basse température les vapeurs de tête pour obtenir la concentration voulue, donc c'est le choix du fluide réfrigérant qui va imposer la pression de la colonne.

Généralement, nous utilisons une source froide bon marché et abondante (eau et air) qui permet d'obtenir un condensât de **30 à 50 °C** environ. Si la température de condensation des vapeurs de distillat à la pression atmosphérique est plus basse que celle de l'eau ou de l'air, la colonne doit fonctionner sous haute pression pour que la condensation des vapeurs du distillat puisse être réalisée par réfrigération ordinaire et leur température de condensation doit être prise au moins de **15 à 20 °C** plus grande que celle du fluide réfrigérant quelle que soit la température de service. Ainsi, la pression **P_b** dans le ballon de reflux est déterminée par approximations successives d'après l'équation d'isotherme de la phase liquide [3]

$$\sum(K_i \cdot X'_D, i) = 1 \quad (\text{I.24})$$

Les valeurs de K_i sont déterminées d'après le diagramme de JENNY et SCHEIBEL (Annexe 1)

✓ **Pression au sommet de la colonne**

$$P_S = P_b + \Delta P_1 \quad (\text{I.25})$$

Avec : Les pertes de charge au fond de colonne qui sont compris entre

$$\Delta P_1 = 0.2 \text{ et } 0.5 \text{ atm.}$$

✓ **Pression au fond de la colonne**

$$P_f = P_S + \Delta P_2 \quad (\text{I.26})$$

Avec : Les pertes de charge au fond de colonne qui sont compris entre

$$\Delta P_2 = 0.3 \text{ et } 0.5 \text{ atm.}$$

✓ **Pression dans la zone d'alimentation**

$$P_A = 0.5 (P_S + P_f) \quad (\text{I.27})$$

I .4 .2-Choix de température dans la colonne

A la pression de service PS (Pression au sommet de la colonne) et en utilisant l'équation d'isotherme de la phase vapeur, nous déterminons par approximations successives la température au sommet de la colonne.

$$\sum \left(\frac{y^{D,i}}{K_i} \right) = 1 \quad (\text{I.28})$$

La température au fond de la colonne est déterminée par l'application de l'équation de l'isotherme de la phase liquide (par approximations successives).

$$\sum (K_i \cdot x^{R,i}) = 1 \quad (\text{I.29})$$

Pour la température de la charge, trois cas peuvent se présenter :

- Si la charge est à l'état liquide, nous utilisons l'équation suivante :

$$\sum (K_i \cdot x^{L,i}) = 1 \quad (\text{I.30})$$

- Si la charge est à l'état vapeur, nous utilisons l'équation suivante :

$$\sum (y^{L,i} / K_i) = 1 \quad (\text{I.31})$$

- Si la charge est à l'état liquide – vapeur, nous utilisons l'équation suivante :

$$\sum x^{0,i} = \sum \frac{x^{L,i}}{(1+e')(K_i-1)} = 1 \quad (\text{I.32})$$

$$x^{0,i} = y^{0,i} / K_i \quad (\text{I.33})$$

I.4.3-Taux de vaporisation et composition des phases liquide et vapeur (charge)

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

D'après la définition du taux de vaporisation (ou de condensation) de la charge, nous avons :

$$e' = G'/L \quad \text{où} \quad G' = e' \cdot L \quad (\text{I.34})$$

$$r_0' = g_0'/L_d' \quad \text{où} \quad g_0' = r_0' \cdot L_d' \quad (\text{I.35})$$

A une pression et température donnée, le taux de vaporisation ainsi que la composition de la charge sont déterminés par approximations successives, d'après l'équation connue de TREGOUBOV :

$$\sum x^{0,i} = \sum \frac{x^{L,i}}{(1+e^0)(K_i-1)} = 1 \quad (\text{I.36})$$

$$\text{Où:} \quad r_0' + e_0' = 1 \quad (\text{I.37})$$

I.5 Fonctionnement avec Reflux

Le fonctionnement à reflux minimal correspond à un nombre infini de plateaux pour la séparation spécifiée, donc d'après la formule d'UNDERWOOD :

$$(rf)_{\min} = \varphi \sum (y_{D,i}' / (a_{i,L} - \varphi)) \quad (\text{I.38})$$

$$(rb)_{\min} = \sum \frac{(a_{i,L} x'_{R,i})}{(a_{i,L} - \varphi)} \quad (\text{II.39})$$

I .5.1- Taux de reflux optimal

A partir du taux de reflux opératoire choisi en tête, l'étude du procédé de rectification montre qu'à chaque valeur du taux de reflux correspond un nombre fini de plateaux théoriques et que ce nombre diminue quand le taux de reflux s'accroît.

Pour ces calculs approximatifs, nous pouvons utiliser la formule proposée par GILLILAND :

$$\frac{((rf)_{\text{op}} - (rf)_{\min})}{((rf)_{\text{op}} + 1)} = [0.1 - 0.33] \quad (\text{I.40})$$

Pour le rapport moyen, nous aurons :

$$(rf)_{\text{op}} = 1.3(rf)_{\min} + 0.30 \quad (\text{I.41})$$

I .6 Bilan thermique de la colonne

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

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

$$L \cdot h_L + Q_R = D \cdot h_D + R \cdot h_R + Q_C \quad (\text{I.42})$$

$$H_L = e_0 \cdot H_0 + (1 - e_0) \cdot h_0 \quad (\text{I.43})$$

$$Q_R = G_R \cdot (H_R - h_R) = G_F \cdot h_F \quad (\text{I.44})$$

$$Q_C = (D + g_X) \cdot (H_D - h_D) = G_a \cdot (H_2 - H) \quad (\text{I.45})$$

Avec: $h_F = C_{PF} \cdot \Delta T$ et $C_{PF} = \sum C_{Pi} \cdot W_i$

Les enthalpies de la phase liquide et la phase vapeur sont déterminés respectivement à partir de l'annexe 2 et l'annexe 3.

En apposant l'équation de la zone d'épuisement; nous aboutissons à la composition du liquide descendant du dernier plateau:

$$X_{1,i} = (1/m) \cdot y_{R,i} + (m-1/m) \cdot X_R \quad (\text{I.46})$$

Sachant que :

$$y_{R,i} = \frac{aim_{R,xR}}{\Sigma(aim_{R,i})} \quad (\text{I.47})$$

Et

$$m = (r_b)_{opt} + (1/(r_b)_{opt}) \quad (\text{I.48})$$

Avec :

$$\rho_{15}^{15} = \rho^{20} \text{ moy} + 5\alpha \quad (\text{I.49})$$

$$\alpha_{\text{moy}} = 0,001848 - 0,00132 \cdot \rho^{20} \quad (\text{I.50})$$

A partir du bilan thermique de la colonne, nous avons:

$$g_x = (r_f) \cdot D \quad (\text{I.51})$$

$$G_R = (r_b)_{opt} \cdot R \quad (\text{I.52})$$

Taux de rebouillage optimal défini par :

$$(r_b)_{opt} = \left[\left(D \cdot \frac{(r_f)_{opt}}{L} \right) + (1 - e_0') - \frac{R}{L} \right] / \left(\frac{R}{L} \right) \quad (\text{I.53})$$

I.7 Calcul du nombre de plateaux par la méthode de GILLILAND

GILLILAND a proposé une corrélation empirique unique, entre le taux de reflux et le nombre d'étages théoriques pour les colonnes distillant des mélanges d'hydrocarbures légers.

Si N_{min} est le nombre minimal d'étages théoriques à reflux total, $(r_f)_{min}$ le taux de reflux minimal le taux de reflux pour un nombre infini d'étages.

N : un nombre d'étages finis associés à un taux de reflux fini, sont réunies entre elles par une corrélation traduite graphiquement. [4]

$$(N) = \frac{(N - N_{min})}{(N+1)} \quad \text{et} \quad (r_f) = \frac{(r_f - (r_f)_{min})}{(r_f+1)}$$

Le nombre minimal de plateaux théoriques est déterminé comme suit:

✓ **Dans la zone de rectification**

$$NR_{min} = \frac{\log \left[\frac{(y'^D, v x'^L, L)}{(y'^L, L x'^R, V)} \right]}{\log \alpha_{V, L}} \quad (\text{I.54})$$

✓ **Dans la zone d'épuisement**

$$NE_{min} = \frac{\log \left[\frac{(x'^L, v x'^R, L)}{(x'^L, L x'^R, V)} \right]}{\log \alpha_{V, L}} \quad (\text{I.55})$$

Le nombre théorique de plateaux théoriques est déterminé d'après le formule de

GILLILLAND :

$$NE - NE_{\min} / (NE + 1) = 0,75 [1 - ((r - r_{\min}) / (r + 1))^{0,5688}]$$

I.8 - Calcul des dimensions de la colonne

a) Calcul de diamètre de la colonne

Le calcul du diamètre de la colonne se fait à partir de la formule ci-après :

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot Vi}{\pi \cdot W}}$$

B) Calcul de débit volumique des vapeurs qui quittent la tête de colonne

Le débit des vapeurs quittant la tête de colonne C102 est évaluée selon l'équation suivante :

$$Vi = 22.4 \cdot Dv \cdot \frac{273 + T}{273} \cdot \frac{1}{P} \cdot Z$$

$$Tr = \frac{Ts}{T_{cm}} \quad \text{avec } T_{cm} = \sum yDi \cdot T_{ci}$$

$$\text{Et } Pr = Ps / P_{cm} \quad \text{AVEC } P_{cm} = \sum yDi \cdot P_{ci}$$

Le facteur de compressibilité Z est déterminé à partir de diagramme de Coefficient de compressibilité en fonction de la pression réduite (**l'Annexe 4**), compte auxpressions et températures critique de chaque constituant sont déterminé à partir du **DATA BOOK**.

b) Calcul de la vitesse admissible

La vitesse admissible des vapeurs notée W est calculée d'après la formule suivante :

$$W = 8.47 \cdot 10^{-5} \cdot c \cdot \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}}$$

I.8.1 - Hauteur de la colonne

La hauteur de la colonne est la somme des distances suivantes :

$$H_t = h_1 + h_2 + h_3 + h_4 + h_5 + h_6$$

$$h_{zr} = h_p (NR_{reel} - 1) \quad \text{et } h_3 = 3h_p \quad \text{et } h_4 = h_p (NE_{reel} - 1)$$

Sachant que: $h_p = 0,6 \text{ m}$

CHAPITRE II

Partie Calcul

- II .1-Bilan de matière de la colonne C102
- II .2-Débit et composition du distillat et du résidu
- II .3-Pressions dans les différentes zones de la colonne
- II .4-Volatilités relatives
- II .5-Taux de vaporisation et composition des phases vapeur et liquide d'alimentation
- II .6-Calcul du régime minimal
- II .7-Bilan thermique de la colonne
- II.8-Dimensionnement de la colonne

II.1-Bilan de matière de la colonne C102

Données de départ

Charge d'alimentation =résidu de déèthaniseur **L = 980.16 kmole/h.**

Masse moléculaire **M = 74.9958 /kmole.**

Température d'entrée **T=119°C.**

La composition molaire de la charge est donnée dans le tableau.

Tableau. II. 1 Composition molaire de la charge d'alimentation débutaniseur C102.

Constituants	$x'_{L,i}$	M_i	$x'_{L,i} \cdot M_i$
CH ₄	0	16	0
C ₂ H ₆	0,0024	30	0,072
C ₃ H ₈	0,3011	44	13,2484
iC ₄ H ₁₀	0,086	58	4,988
nC ₄ H ₁₀	0,1334	58	7,7372
IC ₅ H ₁₂	0,0809	72	5,8248
n C ₅ H ₁₂	0,1065	72	7,668
C ₆ H ₁₄	0,0531	86	4,5666
C ₇ H ₁₆	0,0718	100	7,18
C ₈ H ₁₈	0,034	114	3,876
C ₉ H ₂₀	0,0228	128	2,9184
C ₁₀ H ₂₂	0,036	142	5,112
C ₁₁ H ₂₄	0,0299	156	4,6644
C ₁₂ H ₂₆	0,042	170	7,14
TOTAL	0,9999	-	74,9958

Les produits du débutaniseur (GPL, condensât stabilisé) doivent répondre aux spécifications suivantes :

- Teneur en C₂ ≤ 3%.
- Teneur en C₅⁺ ≤ 0,4%.
- Condensât stabilisé : C'est les C₅⁺, dont la TVR ≤ 10 Psia.

II.2 -Débit et composition du distillat et du résidu

Pour la séparation du GPL et du condensat, on peut fixer :

- constituant clé volatil **nC₄H₁₀**
- constituant clé lourd **iC₅H₁₂**

Le débit molaire d'alimentation est de **980.16 Kmol/h**

La teneur en nC₄H₁₀ dans le résidu et La teneur en iC₅H₁₂ dans le distillat sont **1.8%** et **0,3 %** respectivement.

Equation de bilan de matière : L' = D' + R'

Donc, ces conditions on peut admettre que, vu la concentration en iC₅ dans le distillat est faible on peut estimer que les concentrations des nC₅ et plus sont nulles dans le distillat.

Donc :
$$Y'_{DnC_5} = \dots = Y'_{DC_{11+}} = 0$$

De même, étant donne que la concentration admise du nC₄ H₁₀ dans le résidu n'est pas importante, on peut estimer que négliger les concentrations des constituants iC₄ dans le résidu :

$$R. X_{RC_{1H4}} = \dots = R.X_{RiC_4H_{10}} = 0.$$

Equation de bilan par rapport à un constituant i :

$$L' * Z'_{i,L} = D' * y'_{i,D} + R' * x'_{i,R}$$

$$L'.Z'_{C_1H_4} = D'.Y'_{DC_1H_4} + R'. X'_{RC_1H_4} \dots \dots \dots (1)$$

$$L'.Z'_{C_2H_6} = D'.Y'_{DC_2H_6} + R'. X'_{RC_2H_6} \dots \dots \dots (2)$$

$$L'.Z'_{C_3H_8} = D'.Y'_{DC_3H_8} + R'. X'_{RC_3H_8} \dots \dots \dots (3)$$

$$L'.Z'_{iC_4H_{10}} = D'.Y'_{DiC_4H_{10}} + (L' - D') . X'_{RiC_4H_{10}} \dots \dots \dots (4)$$

$$L'.Z'_{nC_4H_{10}} = D'.Y'_{nDC_4H_{10}} + (L' - D') . X'_{RnC_4H_{10}} \dots \dots \dots (5)$$

$$L'.Z'_{iC_5H_{12}} = D'.Y'_{DiC_5H_{12}} + (L' - D') ' . X'_{RiC_5H_{12}} \dots \dots \dots (6)$$

$$L'.Z'_{nC_5H_{12}} = D'.Y'_{DnC_5H_{12}} + (L' - D') ' . X'_{RnC_5H_{12}} \dots \dots \dots (7)$$

$$L'.Z'_{C_6H_{14}} = D'.Y'_{DC_6H_{14}} + (L' - D') ' . X'_{RC_6H_{14}} \dots \dots \dots (8)$$

$$L'.Z'_{C_7H_{16}} = D'.Y'_{DC_7H_{16}} + (L' - D') ' . X'_{RC_7H_{16}} \dots \dots \dots (9)$$

$$L'.Z'_{C_8H_{18}} = D'.Y'_{DC_8H_{18}} + (L' - D') ' . X'_{RC_8H_{18}} \dots \dots \dots (10)$$

$$L'.Z'_{C_9H_{20}} = D'.Y'_{DC_9H_{20}} + (L' - D') ' . X'_{RC_9H_{20}} \dots \dots \dots (11)$$

$$L'.Z'_{C_{10}H_{22}} = D'.Y'_{DC_{10}H_{22}} + (L' - D') ' . X'_{RC_{10}H_{22}} \dots \dots \dots (12)$$

En substituant les valeurs connus dans toutes les équations, nous avons :

$$980.16 * 0,0024 = D' * y'_{2,D} + R' * 0 \dots \dots \dots (01)$$

$$980.16 * 0,3011 = D' * y'_{3,D} + R' * 0 \dots \dots \dots (02)$$

$$980.16 * 0,086 = D' * y'_{i4,D} + R' * 0 \dots\dots\dots (03)$$

$$980.16 * 0,1334 = D' * y'_{n4,D} + (980.16 - D') * 0,018 \dots\dots\dots (04)$$

$$980.16 * 0,0809 = D' * 0,003 + (980.16 - D') * x'_{i5,R} \dots\dots\dots (05)$$

$$980.16 * 0,1065 = D' * 0 + (980.16 - D') * x'_{n5,R} \dots\dots\dots (06)$$

$$980.16 * 0,0531 = D' * 0 + (980.16 - D') * x'_{6,R} \dots\dots\dots (07)$$

$$980.16 * 0,0718 = D' * 0 + (980.16 - D') * x'_{7,R} \dots\dots\dots (08)$$

$$980.16 * 0,034 = D' * 0 + (980.16 - D') * x'_{8,R} \dots\dots\dots (09)$$

$$980.16 * 0,0228 = D' * 0 + (980.16 - D') * x'_{9,R} \dots\dots\dots (10)$$

$$980.16 * 0,036 = D' * 0 + (980.16 - D') * x'_{10,R} \dots\dots\dots (11)$$

$$980.16 * 0,0299 = D' * 0 + (980.16 - D') * x'_{11,R} \dots\dots\dots (12)$$

$$980.16 * 0,042 = D' * 0 + (980.16 - D') * x'_{12,R} \dots\dots\dots (13)$$

En additionnant les équations (5) , (6),(7),(8) ,(9) , (10) et (11)

On obtient :

$$435.289056 = R' (X_{RiC5H12} + X_{RnC5H12} + X_{RC6H14} + X_{RC7H16} + X_{RC8H18} + X_{RC9H20} + X_{RC10H22}) + D' \cdot Y'_{DiC5H12}$$

$$(X_{RiC5H12} + X_{RnC5H12} + X_{RC6H14} + X_{RC7H16} + X_{RC8H18} + X_{RC9H20} + X_{RC10H22}) = 1 - X_{RnC4H10}$$

$$435.289056 = R' (1 - 0.018) + D' (0.003) \dots\dots\dots (B)$$

Pour obtenir le résidu puis on injecte l'équation (B) dans l'équation de bilan de matière et on déduit les fractions , on aboutit aux résultats suivants :



- De la relation (1) on a : $Y'_{2,D} = 0.0047$
- De la relation (2) on a : $Y'_{3,D} = 0.5837$
- De la relation (3) on a : $Y'_{i4,D} = 0.1667$
- De la relation (4) on a : $Y'_{n4,D} = 0.241$

Des relations (5, 6,7, 8, 9, 10, 11, 12,13) on a :

$x'_{5i,R} = 0.1267$	$x'_{9,R} = 0.00471$
$x'_{5n,R} = 0.2202$	$x'_{10,R} = 0.0744$
$x'_{6,R} = 0.1098$	$x'_{11,R} = 0.0618$
$x'_{7,R} = 0.1484$	$x'_{12,R} = 0.0868$
$x'_{8,R} = 0.0703$	

La composition du distillat et du résidu sont regroupées dans le tableau suivant :

Tableau. II. 2 -Fractions et masse molaire de distillat et de résidu;

Constituants	Distillat		Résidu	
	$Y'_{D,i}$	$Y'_{D,i} \cdot M_i$	$X'_{R,i}$	$X'_{R,i} \cdot M_i$
CH ₄	0	0	0	0
C ₂ H ₆	0,0047	0,1396	0	0
C ₃ H ₈	0,5837	25,6835	0	0
iC ₄ H ₁₀	0,1667	9,6698	0	0
nC ₄ H ₁₀	0,2417	14,0195	0,018	1,0440
IC ₅ H ₁₂	0,003	0,2160	0,1639	11,8004
n C ₅ H ₁₂	0	0	0,2202	15,8375
C ₆ H ₁₄	0	0	0,1097	9,4319
C ₇ H ₁₆	0	0	0,1484	14,8296
C ₈ H ₁₈	0	0	0,0702	8,0055
C ₉ H ₂₀	0	0	0,0471	6,0277
C ₁₀ H ₂₂	0	0	0,0744	10,5583
C ₁₁ H ₂₄	0	0	0,0618	9,6339
C ₁₂ H ₂₆	0	0	0,0867	14,7470
TOTAL	0.9998	49,7284	1.000	101,9157

II.3- Pressions dans les différentes zones de la colonne

-Calcul de la pression et les températures aux différentes zones

➤ La pression et la température au ballon de reflux

En général, les fluides réfrigérants les plus courants sont l'eau et l'air. Si on suppose une température maximale de 30°C de ces fluides et si on utilise un gradient de température de 22°C avec la vapeur à condenser il est donc recommander de choisir la pression de la colonne telle que la température de bulle du distillat soit d'environ (22+30)=52°C.

Pour une température 52°C et via le nomogramme de Jenny et Scheibel et (l'annexe 1) parité rations successives jusqu'à ce que $\sum K_i X'_i$ soit égale à 1, nous avons déterminé les coefficients d'équilibre suivants:

Pour les distillats arrivant au ballon de reflux avec $P_b = 12 \text{ atm}$ et $\sum K_i X'_{D,i} = 1.001101$

La pression et la température au sommet de la colonne P_s

$$P_s = P_b + \Delta P_1$$

Avec : P_s : pression au sommet de la colonne.

ΔP_1 : perte de charge due aux résistances des conduites du condenseur = (0,2---0,5 atm). On prendra $\Delta P_1 = 0.5 \text{ atm}$. et $P_s = 12 + 0.5$.

Donc :

$P_s = 12.5 \text{ atm}$
--

Pour une température de tête de colonne = 52°C , les résultats sont récapitulés dans le tableau qui suit:

Tableau.II.3 Valeurs des K_i du distillat vapeur.

Constituants	Y'	K (T=52 °C)	Y' i / Ki
C2 H6	0,0047	4,5	0,0010
C3H8	0,5837	1,6	0,3648
iC4H10	0,1667	0,77	0,2165
nC4H10	0,2417	0,59	0,4097
iC5H12	0,0030	0,28	0,0107
Total	0,9998	-	1,0028

➤ **La pression et la température au fond de la colonne**

➤ $P_f = P_s + \Delta P_2$

P_f : Pression au fond de la colonne.

ΔP_2 : pertes de charge dues aux résistances des plateaux = (0,3---0,5 atm).

On prendra $\Delta P_2 = 0,5 \text{ atm}$.

$P_f = 12.5 + 0,5 \Rightarrow$

$P_f = 13 \text{ atm}$
--

Le fond de colonne est à $P_f = 13 \text{ atm}$, $T = 185^\circ\text{C}$ et où $\sum K_i X_i = 1,00$. Les résultats sont résumés dans le tableau suivant:

Tableau. II.4 Valeurs des K_i du résidu .

Constituants	X	K	$X_{R,i} * K_i$
nC4H10	0,018	2,8000	0.054
iC5H12	0,1639	1,5000	0.36058
nC5H12	0,2200	1,9000	0.396
C6H14	0,1097	0,9900	0.071305
C7H16	0,1483	0,5600	0.05932
C8H18	0,0702	0,3200	0.02106
C9H20	0,0471	0,2200	0.010362
C10H22	0,0744	0,1400	0.013392
C11H24	0,0618	0,0900	0.008034
C12H26	0,0867	0,0600	0.006936
Total	1.0000	-	1.00

➤ **La pression et la température a la zone d'alimentation**

$$P_A = \frac{(P_S + P_F)}{2}$$

$$\Rightarrow P_A = 0.5 (12.5 + 13) \Rightarrow P_A = 12.75 \text{ atm}$$

Il ne nous reste plus que l'alimentation de la colonne qui est à une pression de **12.75atm** et une température de **119 °C**, et dont les résultats sont :

Tableau. II. 5 Valeurs des K_i de la charge.

Constituants	X_i'	K_i
C2H6	0,0024	11.5
C3H8	0,3011	5
iC4H10	0,086	2.7
nC4H10	0,1334	2.3
iC5H12	0,0809	1.4
nC5H12	0,1065	1.5
C6H14	0,0531	0.7
C7H16	0,0718	0,38
C8H18	0,034	0,2
C9H20	0,0228	0,14
C10H22	0,036	0,07
C11H24	0,0299	0,55
C12H26	0,042	0,03

II.4-Volatilités relatives

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

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

K_i : constant d'équilibre du constituant i

K_r : constant d'équilibre du constituant de référence, on qualifié de constituant de référence, on choisit le constituant le moins volatil, dans notre cas c'est le iC₅H₁₂.

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

- Pour la zone de rectification : $\alpha_{im} = 0.5 (\alpha_{D,i} + \alpha_{L,i})$
- Pour la zone d'épuisement : $\alpha_{im} = 0.5 (\alpha_{R,i} + \alpha_{L,i})$

Les résultats sont illustrés dans le tableau

Tableau. II. 6 Volatilités relatives dans les différentes zones de C102.

	Alimentation		Rectification			Epuisement		
	ki	α_L	ki	α_{Di}	α_{im}	ki	α_{Ri}	α_{im}
c2	11,5	8,2143	4,5	16.0714286	12.1428571	13,5000	9,0000	8,6071
c3	5	3,5714	1,6	5.71428571	4.64285714	6,8000	4,5333	4,0524
ic4	2,7	1,9286	0,77	2.75	2.33928571	3,3000	2,2000	2,0643
nc4	2,4	1,7143	0,59	2.10714286	1.875	2,8000	1,8667	1,7905
ic5	1,4	1,0000	0,28	1	1	1,5000	1,0000	1,0000
nc5	1,3	0,9286	-	-	-	1,9000	1,2667	1,0976
c6	0,7	0,5000	-	-	-	0,9900	0,6600	0,5800
c7	0,38	0,2714	-	-	-	0,5600	0,3733	0,3224
c8	0,2	0,1429	-	-	-	0,3200	0,2133	0,1781
c9	0,14	0,1000	-	-	-	0,2200	0,1467	0,1233
c10	0,07	0,0500	-	-	-	0,1400	0,0933	0,0717
c11	0,55	0,3929	-	-	-	0,0900	0,0600	0,2264
c12	0,03	0,0214	-	-	-	0,0600	0,0400	0,0307

II .5 -Taux de vaporisation et composition des phases vapeur et liquide d'alimentation

Le taux de vaporisation e_0 de l'alimentation et la composition de ses phases à l'équilibre (vapeur- liquide) à l'entrée de la colonne sont déterminés à l'aide de l'équation de **TREGUBOV**

$$X_{0,i}' = X_{L,i}' / (1 + e^0 (K_i - 1))$$

$$Y_{0,i}' = X_{0,i}' \times K_i$$

Pour le calcul, on procède par tâtonnement, c'est-à-dire qu'on prend des valeurs différentes du taux de vaporisation, et on calcule les concentrations molaires de la phase liquide $X'_{0,i}$ et la phase vapeur $Y'_{0,i}$ dans la zone de flash jusqu'à l'obtention de :

$$\sum X'_{0i} = 1 \quad \text{et} \quad \sum Y'_{0i} = 1$$

Les résultats des calculs sont donnés dans le tableau.

Tableau. II. 7 Taux de vaporisation.

Constituants	P =12.75 atm	T = 119 °C	e'0= 0,7522915	
	X'L, i	K i	X'0, i	Y'0, i
C2H6	0,0024	11.5	0.00026969	0.00310145
C3H8	0,3011	5	0.0751029	0.3755145
iC4H10	0,086	2.7	0.03773758	0.10189146
nC4H10	0,1334	2.4	0.06497149	0.15593159
IC5H12	0,0809	1.4	0.06218692	0.08706169
n C5H12	0,1065	1.3	0.08689001	0.11295702
C6H14	0,0531	0.7	0.06857696	0.04800387
C7H16	0,0718	0.38	0.13456295	0.05113392
C8H18	0,034	0.2	0.08539135	0.01707827
C9H20	0,0228	0.14	0.06458388	0.00904174
C10H22	0,036	0.07	0.11985263	0.00838968
C11H24	0,0299	0.55	0.04520243	0.02486134
C12H26	0,042	0.03	0.15539601	0.00466188
TOTAL	0,9999		1.00072481	0.99962841

D'après le tableau on trouve que $e'0 = 0,7522915e^0$, en utilise l'équation (II.39)

θ : Constante qui varie entre les volatilités relatives des constituants clés lourds et le plus volatiles.

$1 < \theta < 1,612$ Le calcul pour $\theta = 1.314$

la formule d'UNDERWOOD

$$(rb)min = \sum \frac{(ai, Lx'R, i)}{(ai, L - \varphi)}$$

On a calculé θ par solveur est on $\theta = 1.314$

$$1 < \theta < \bar{\alpha}_{LK},$$

II. .6 -Calcul du régime minimal

II. .6.1 -calcul de taux de reflux et taux de rebouillage

Tableau. II. 8 Vérification du taux de vaporisation.

Constituants	X'L, i	$\alpha_{L, i}$	$\alpha_{L, i} \cdot X'L, i$	$\alpha_{L, i} - \theta$	$e'0 = \frac{\alpha_{L, i} \cdot X'L, i}{\alpha_{L, i} - \theta}$
C2H6	0,0024	8,2143	0.01971432	6.9003	0.00285702
C3H8	0,3011	3,5714	1.07534854	2.2574	0.47636597
iC4H10	0,086	1,9286	0.1658596	0.6146	0.26986593
nC4H10	0,1334	1,7143	0.22868762	0.4003	0.57129058
IC5H12	0,0809	1,0000	0.0809	-0.3140	-0.25764331
n C5H12	0,1065	0,9286	0.0988959	-0.3854	-0.25660586
C6H14	0,0531	0,5000	0.02655	-0.8140	-0.03261671
C7H16	0,0718	0,2714	0.01948652	-1.0426	-0.01869031

C8H18	0,034	0,1429	0.0048586	-1.1711	-0.00414875
C9H20	0,0228	0,1000	0.00228	-1.2140	-0.00187809
C10H22	0,036	0,0500	0.0018	-1.2640	-0.00142405
C11H24	0,0299	0,3929	0.01174771	-0.9211	-0.012754
C12H26	0,042	0,0214	0.0008988	-1.2926	-0.00069534
TOTAL	0,9999				0.7523124

II. .6.2 -Calcul de taux de reflux minimal

Tableau. II. 9 Calcul de r_f .

Constituants	Y_i	$\alpha_{L,i} - \theta$	$Y_i / (\alpha_{L,i} - \theta)$
C2H6	0,0047	6.9003	0.00068113
C3H8	0,5837	2.2574	0.25857181
iC4H10	0,1667	0.6146	0.27123332
nC4H10	0,2417	0.4003	0.60379715
IC5H12	0,0030	-0.3140	-0.00955414
TOTALE	0,9998		1.12472927

Donc $(r_f)_{\min} = 1.12472927$

Discussion : $R_f = \frac{\text{Reflux}}{\text{Distilat}}$

On va $\frac{R_{f \text{opt}} - R_{f \text{min}}}{R_{f \text{opt}+1}} = (0,1 - 0,33) \rightarrow \frac{R_{f \text{opt}} - R_{f \text{min}}}{R_{f \text{opt}+1}} = 0.23$

Donc la valeur de $(r_f)_{\min}$ est acceptable.

II. .6.3 -Calcul de taux de reflux optimal

Le taux de reflux optimal est calculé par la formule proposée par GILLILAND.

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

Donc $(r_f)_{\text{op}} = 1,3 * 1.12472927 + 0,3 \Rightarrow (r_f)_{\text{op}} = 1.76214805$

La valeur de taux de reflux optimal acceptable .

II.6.4 -Calcul de taux de rebouillage minimal

$$(R_b)_{\min} = \sum \frac{a_{L,i} \cdot X_i' \cdot R_i}{a_{L,i} - \theta}$$

Les résultats des calculs sont donnes dans le tableau.

Tableau. II. 10 Calcul de r_b (taux de rebouillage).

Constituants	$X'_{R,i}$	$\alpha_{L,i}$	$\alpha_{L,i} - \theta$	$\frac{\alpha_{L,i} \cdot X'_{R,i}}{\alpha_{L,i} - \theta}$
nC4H10	0,018	1,7905	0.4003	0.0771
IC5H12	0.1926	1,0000	-0.3140	-0.6134
n C5H12	0.2202	1,0976	-0.3854	-0.5306
C6H14	0.1188	0,5800	-0.8140	-0.0730
C7H16	0.1484	0,3224	-1.0426	-0.0386
C8H18	0.0703	0,1781	-1.1711	-0.0086
C9H20	0,0471	0,1233	-1.2140	-0.0039
C10H22	0,0744	0,0717	-1.2640	-0.0029
C11H24	0,0618	0,2264	-0.9211	-0.0264
C12H26	0,0868	0,0307	-1.2926	-0.0014
TOTAL	1.0384		-8.0185	-1.2217

D'après le tableau : $(r_b)_{\min} = 1.2217$ $R_b = \frac{\text{Reflux}}{\text{Residu}}$

II.6.5 -Calcul de taux de rebouillage optimal

$$(II.53) \quad \Rightarrow (r_b)_{\text{opt}} = 2.82853$$

II.6.6 -Calcul du nombre de plateaux théoriques dans la colonne)

a) Calcul du nombre de plateaux théoriques dans la zone de rectification

L'application de l'équation **UNDERWORD**

Pour effectuer ce calcul, nous devons calculer d'abord le nombre de plateaux minimal

$$NR_{\min} = \frac{\log [(y'^D, v x'^L, L) / (y'^L, L x'^R, V)]}{\log \alpha_{V, L}}$$

$$\Rightarrow N_{\min}^R = 6.02732$$

On à : $((r_f)_{\text{op}} - (r_f)_{\min}) / ((r_f)_{\text{op}} + 1) = (1.76214805 - 1.12472927) / (1.76214805 + 1)$

$$\Rightarrow (r_f)_{\text{op}} - (r_f)_{\min} / (r_f)_{\text{op}} + 1 = 0,23077$$

Et d'après le diagramme de **GILLILLAND**:

$$\Rightarrow (NR - N_{\min}^R) / (NR + 1) = 0,43$$

$$\Rightarrow NR = 10,43 \text{ donc } \mathbf{NR = 10 \text{ plateaux}}$$

b) Calcul du nombre de plateaux théoriques dans la zone d'épuisement

$$NE_{min} = \frac{\log [(x'_L, v x'_R, L) / (x'_L, L x'_R, V)]}{\log \alpha_{V, L}}$$

=> N min E = 5.32

Et d'après le diagramme de **GILLILLAND**:

NE - N min E / NE + 1 = 0,775 => NE = 9,39

Le nombre de plateaux théoriques dans la zone d'épuisement est de **NE = 9 plateaux**.

Le nombre de plateaux théoriques dans la colonne est la somme des plateaux dans les deux zones :

Nth = NR + NE = 19 plateaux

En introduisant l'efficacité = 0,6 du plateau à clapet, le nombre de plateaux réel dans la colonne entière sera de:

NREEL = Nth / ζ = 31,66 NREEL = 32 plateaux

II.7-Bilan thermique de la colonne

L'établissement du bilan thermique de la colonne est nécessaire pour vérifier les débits du reflux liquide et déterminer les charges thermiques au niveau du condenseur et du rebouilleur. L'équation de bilan thermique de la colonne entière s'écrit :

$$Q_R + L'_{hL} = D'_{HD} + R'_{hR} + Q_C$$

Zone d'alimentation : $L'_{hL} = h_0 (1 - e'0) + e'0 H_0$

Condenseur : $Q_C = (D' + g'x) (H_D - h_D)$

La quantité de chaleur Q apportée au fond de la colonne, peut être déterminée à partir du bilan thermique élaboré pour la partie située au-dessous du dernier plateau

$$g'_1 = G'_R + R'$$

$$g'_1 h_L + Q_R = G'_R h_r + R H_R$$

$$(G'_R + R') h_1 + Q_R = G'_R H_R + R' H_R \Rightarrow Q_R = G'_R (H_R - h_1) + R' (h_R - h_1)$$

$$\Rightarrow Q_R = D' H_D + R' h_R + Q_C - L' h_L$$

L, D et R : débits molaires respectivement de la charge, distillat et du résidu (k moles/h).

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

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

hL: Enthalpie de la charge biphasique (kcal/kmol).

e'0: taux de vaporisation de la charge (molaire).

H0: enthalpie de la phase vapeur de la charge.

h_0 : enthalpie de la phase liquide de la charge.

h_D : enthalpie de distillat à l'état liquide (kcal/kmol).

H_D : enthalpie de distillat à l'état vapeur (kcal/kmol).

h_R : enthalpie de résidu (kcal/kmol).

g_x : débit de reflux liquide (kmol/h).

G_R : débit de la vapeur provenant du rebouilleur (kmol/h).

II.7.1 -Calcul des différents débits de reflux de la colonne

$$g'_x = (r_f)_{opt} \cdot D'$$

$$g'_x = 1.76214805 \cdot 505.5984 = 890.93923 \Rightarrow g'_x = 890.93923 \text{ (kmol/h).}$$

$$G'_r = (r_b)_{opt} \cdot R'$$

$$G'_r = 2.82853 \cdot 474.5616 = 1342.311722 \Rightarrow G'_r = 1342.3117 \text{ (kmol/h).}$$

$$g_1' = G'_r + g'_x$$

$$g_1' = 1342.3117 + 890.93923 = 2233.2509 \Rightarrow g_1' = 2233.2509 \text{ (kmol/h).}$$

À l'aide de l'équation de la zone d'épuisement; on calcule la composition du liquide descendant du dernier plateau :

$$X'_{1,i} = (1/m) Y'_{R,i} + (m-1/m) X'_{R,i} \qquad Y'_{R,i} = \alpha_i m R' \cdot X'_{R,i} / \sum(\alpha_i m R' \cdot X'_{R,i})$$

Sachant que :

$$m = (r_b)_{opt} + (1 / (r_b)_{opt}) = 2.82853 + (1 / 2.82853)$$

$$m = 3,18$$

$$1/m = 0,314465$$

$$m-1/m = 2.865535$$

Tableau. II.11 Composition du liquide du dernier plateau.

Constituant	$X'_{r,i}$	$\alpha_i m R$	$X'_{r,i} \cdot \alpha_i m R$	$Y'_{R,i}$	$X'_{1,i}$	M_i	$M_i \cdot X'_{1,i}$
nC4H10	0,1639	1,7905	0.29346295	0.37400906	0.22997188	58	13.3383689
IC5H12	0,2200	1,0000	0.22	0.2803829	0.23898822	72	17.2071517
n C5H12	0,1097	1,0976	0.12040672	0.15345448	0.12345921	72	8.8890629
C6H14	0,1483	0,5800	0.086014	0.10962207	0.13613708	86	11.7077891
C7H16	0,0702	0,3224	0.02263248	0.02884437	0.05719507	100	5.71950715
C8H18	0,0471	0,1781	0.00838851	0.01069089	0.03565059	114	4.06416708
C9H20	0,0744	0,1233	0.00917352	0.01169136	0.0546803	128	6.99907782
C10H22	0,0618	0,0717	0.00443106	0.00564724	0.0441419	142	6.2681495
C11H24	0,0867	0,2264	0.01962888	0.02501637	0.06730262	156	10.4992092
C12H26	0,01639	0,0307	0.00050317	0.00064128	0.01143757	170	1.94438713
TOTAL	0.99		0.78464129	1	0.99896443		86.6368705

Tableau. II.12 Composition massique et molaire du gaz de tête et du résidu.

Mi	Y'i	Y'i*M _i	Y _i	X'r,i	X'r,i *M _i	Xr,i
30	0,0047	0.141	0.00283548			
44	0,5837	25.6828	0.51647596			
58	0,1667	9.6686	0.19443361			
58	0,2417	14.0186	0.28191124	0,1639	9.5062	0.10221929
72	0,0030	0.216	0.00434372	0,2200	15.84	0.17032606
72	0	0	0	0,1097	7.8984	0.08493077
86	0	0	0	0,1483	12.7538	0.13714044
100	0	0	0	0,0702	7.02	0.07548541
114	0	0	0	0,0471	5.3694	0.05773666
128	0	0	0	0,0744	9.5232	0.10240209
142	0	0	0	0,0618	8.7756	0.09436322
156	0	0	0	0,0867	13.5252	0.14543523
170	0	0	0	0,01639	2.7863	0.02996083
TOTALE		49.727	1	0.99849	92.9981	1

III.7.2-Les enthalpies des différentes phases liquides

$$h^l_t = (1/\rho_{15}^{15})^{0,5} (0,403.t + 0,000405t^2)$$

Avec : $\rho_{15}^{15} = \rho_{4}^{20} \text{ moy} + 5 \alpha$

Et : $= 0.001848 - 0.00132. \rho_{4}^{20} \text{ moy}$

$$\rho_{4}^{20} \text{ moy} = \sum \mu_i . d_{i4}^{20}$$

$$\mu_i = (X_i . M_i / d_{i4}^{15}) / \sum (X_i . M_i / d_{i4}^{15})$$

Tableau. II.13 Calcul de la masse volumique moyenne pour le distillat

Constituants	Y'i*M _i	d _{i4} ¹⁵	Y'i*M _i / d _{i4} ¹⁵	μ _i .D	d _{i4} ²⁰	μ _i .D * d _{i4} ²⁰
C2H6	0.141	0,54	0.2611	0.003	0,36	0.00108
C3H8	25.6828	0,582	44.1285	0.51	0,5	0.255
iC4H10	9.6686	0,557	17.3583	0.20	0,56	0.112
nC4H10	14.0186	0,579	24.2117	0.28	0,58	0.1624
IC5H12	0.216	0,62	0.3483	0.0040	0,619	0.002476
TOTALE	49.727		86.3079	0.997		0.5329

Tableau. II. 14 Calcul de la masse volumique moyenne pour le résidu.

Constituant	$x_i * M_i$	d_{i4}^{15}	$x_i * M_i / d_{i4}^{15}$	$\mu_i .R$	d_{i4}^{20}	$\mu_i .R * d_{i4}^{20}$
nC4H10	9.5062	0,579	16.41830743	0.11801087	0,58	0.0684463
IC5H12	15.84	0,62	25.5483871	0.1836357	0,619	0.1136705
n C5H12	7.8984	0,626	12.6172524	0.0906898	0,62	0.05622768
C6H14	12.7538	0,659	19.35326252	0.13910663	0,66	0.09181038
C7H16	7.02	0,684	10.26315789	0.07376913	0,63	0.05038432
C8H18	5.3694	0,703	7.637837838	0.05489895	0,65	0.03815477
C9H20	9.5232	0,718	13.26350975	0.09533494	0,78	0.06845049
C10H22	8.7756	0,73	12.02136986	0.08640673	0,73	0.06307691
C11H24	13.5252	0,74	18.2772973	0.13137285	0,74	0.09721591
C12H26	2.7863	0,748	3.725	0.02677441	0,748	0.02002726
TOTAL	92.9981		139.125382	1		0.66746451

Tableau. II.15 Calcul de la masse volumique pour le dernier plateau.

Constituant	$X_{li} * M_i$	d_{i4}^{15}	$X_{li} * M_i / d_{i4}^{15}$	$\mu_i .l$	d_{i4}^{20}	$\mu_i .l * d_{i4}^{20}$
IC4H10	13.3383689	0,579	23.0369066	0.1744939	0,58	0.10120646
IC5H12	17.2071517	0,62	27.7534705	0.21021968	0,69	0.13012598
n C5H12	8.8890629	0,626	14.199781	0.10755676	0,62	0.06668519
C6H14	11.7077891	0,659	17.7659926	0.13456917	0,66	0.08881565
C7H16	5.71950715	0,684	8.36185256	0.06333716	0,63	0.04325928
C8H18	4.06416708	0,703	5.7811765	0.04378973	0,65	0.03043387
C9H20	6.99907782	0,718	9.74801925	0.07383673	0,78	0.05301477
C10H22	6.2681495	0,73	8.58650616	0.06503881	0,73	0.04747833
C11H24	10.4992092	0,74	14.1881205	0.10746844	0,74	0.07952665
C12H26	1.94438713	0,748	2.59944803	0.01968961	0,78	0.01472783
TOTAL	86.6368705		132.021274	1		0.65527401

Tableau. II.16 Calcul de la masse volumique moyenne pour l'alimentation.

Constituant	$X'_L * M_i$	d_{i4}^{15}	$X'_L * M_i / d_{i4}^{15}$	$\mu_i . L$	d_{i4}^{20}	$\mu_i L * d_{i4}^{20}$
C2H6	0.072	0,54	0.133333333	0.00112857	0,36	0.00040628
C3H8	13.2484	0,582	22.7635739	0.19267674	0,5	0.09633837
iC4H10	4.988	0,557	8.9551167	0.07579841	0,56	0.04244711
nC4H10	7.7372	0,579	13.3630397	0.1131082	0,58	0.06560276
IC5H12	5.8248	0,62	9.39483871	0.07952033	0,619	0.04922308
n C5H12	7.668	0,62	12.3677419	0.10468375	0,62	0.06490392
C6H14	4.5666	0,626	7.29488818	0.06174581	0,66	0.04075223
C7H16	7.18	0,659	10.8952959	0.09222058	0,683	0.06298666
C8H18	3.876	0,684	5.66666667	0.04796412	0,695	0.03333507
C9H20	2.9184	0,703	4.15135135	0.0351381	0,718	0.02522916
C10H22	5.112	0,718	7.11977716	0.06026362	0,73	0.04399245
C11H24	4.6644	0,73	6.38958904	0.05408312	0,74	0.04002151
C12H26	7.14	0,74	9.64864865	0.08166864	0,748	0.06108814
TOTAL	74.9958		118.143861	1		0.62632674

Tableau. II.17 Les masses volumiques.

	Résidu	Distillat	Alimentation	Dernier plateau
$\rho_{4}^{20} \text{ moy}$	0.66746	0.5329	0.626326	0.65527
ρ_{15}^{15}	0.67196	0.5384	0.631326	0.65977

Tableau. II.18 Les enthalpies

	Enthalpie kcal/kg	Enthalpie kcal/kmol
h_R	110,86223	10309,97675
h_D	31,267798	1554,853791
h₀	103,7411	7780.146787
h_l	110,01	9530.9221

II.7.3 -Calcul de l'enthalpie des vapeurs quittant le sommet de la colonne

D'après le ANNEXE 3 et à la température $T= 131 \text{ }^\circ\text{F}$ et $P = 183.7 \text{ psia}$.

$$H_D = 100 \text{ BTU / LB} = 55.5927 \text{ kcal / kg} = 2764.46 \text{ kcal / kmole}$$

III.7.4 -Calcul de la charge thermique du condenseur

Elle est donnée par la formule :

$$Q_C = (D' + g'x) (H_D - h_D)$$

$$Q_C = (505.5984 + 890.93923) * (2764.46 - 1554,85)$$

$$\Rightarrow Q_C = 1689265,883 \text{ kcal/h}$$

II.7.5 -Calcul de l'enthalpie de la charge

+ Calcul de l'enthalpie de la charge

$$h_L = h_0 (1 - e^{-0}) + e^{-0} H_0$$

D'après le ANNEXE 2 à la température $T=347^\circ \text{ F}$ et $P=200,0528 \text{ psia}$.

$$H_0 = 135 \text{ BTU/LB} = 75.50 \text{ kcal/ kg} \Rightarrow H_0 = 5628,4456 \text{ kcal/kmol}$$

$$\text{Donc : } h_L = (0,7345 * 5628,4456) + ((1-0,7345) * 7780.146)$$

$$\Rightarrow h_L = 6199.7221 \text{ kcal/kmol}$$

+ Calcul de la charge thermique du four

Elle est calculée selon l'équation :

$$Q_R = D' H_D + R' h_R + Q_C - L' h_L$$

$$Q_R = (505.5984 * 2764.46) + (474.5616 * 10309,97675) + 1689265,883 - (980,16 * 6199.7221)$$

$$\Rightarrow Q_R = 1902971.885 \text{ kcal/h.}$$

II.8 -Dimensionnement de la colonne

II.8.1 -Calcul du diamètre de la colonne

Le calcul du diamètre se fait par la formule suivante :

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot V_i}{\pi \cdot W}}$$

D'où : V_i : débit volumique des vapeurs qui quittent le sommet de la colonne en m^3 / h .

W : vitesse admissible des vapeurs;

$$w = 8,47 \cdot 10^{-5} \cdot c \cdot \sqrt{\frac{\rho^L - \rho^V}{\rho^V}}$$

Où : $C = 530$: coefficient qui dépend de type de plateau, distance entre plateaux et charge sur les plateaux.

ρ^v : Masse volumique des vapeurs.

ρ^L : Masse volumique des liquides.

➤ Calcul de débit volumique des vapeurs qui quittent le sommet

$$V_i = 22.4 \cdot \frac{D_v}{M} \cdot \frac{273+T}{273} \cdot \frac{1}{P} \cdot Z$$

D_v : débit molaire des vapeurs.

T : température de tête.

P : pression de tête.

Z : facteur de compressibilité.

$$D_v = g_x + D = D + D (rf)_{op}$$

$$D_v = 890.93923 + 505.5984 \Rightarrow D_v = 1396.5376 \text{ kmol/h.}$$

II.8.2 -Détermination du facteur de compressibilité

$$T_r = T_{gaz} / T_{cm} \quad \text{Avec} \quad T_{cm} = \sum y_i \cdot T_{ci}$$

$$P_r = P_{gaz} / P_{cm} \quad \text{Avec} \quad P_{cm} = \sum y_i \cdot P_{ci}$$

Tableau. II.19 Calcul des paramètres critiques.

Constituant	PC (atm)	TC (°C)	$y_{i,D}$	$P_c \cdot y_{i,D}$	$T_c \cdot y_{i,D}$
CH4	45,4	-82.4	0	0	0
C2H6	48.2	32.4	0.22654	0.15228	0.2300
C3H8	41.9	96.4	24.45703	56.26868	58.0231
iC4H10	36	135	6.0012	22.5045	19.5885
nC4H10	37,5	152.2	9.06375	36.78674	36.7867
iC5H12	33,4	187.4	0.1002	0.5622	0.7496
nC5H12	33,3	196,6	0	0	0
TOTAL	-	-	1	39.84872	116.2744

$$D'où : T_t = \frac{55}{116.2744} = 0.47 \text{ C}^0 \quad P_r = \frac{10.3}{39.84872} = 0.2585 \text{ atm}$$

D'après l'annexe 4, nous trouvons : $Z = 0.78$

Donc le débit volumique:

$$V_i = 22.4 \cdot D_v \cdot \frac{273+T}{273} \cdot \frac{1}{P} \cdot Z$$

$$V_i = 0.7906 \text{ m}^3/\text{s} \Rightarrow V_i = 2846,225 \text{ m}^3/\text{h}$$

II.8.3 -Calcul de la vitesse admissible des vapeurs

✚ Calcul de ρ^v masse volumique des vapeurs

$$\rho^v = \frac{\pi \cdot 273}{22.4 \cdot (273 + ts)}$$

π : pression au sommet

M : Masse volumique des vapeurs

$$\rho^v = \frac{49.727 \cdot 10.3 \cdot 273}{22.4 \cdot (273 + 55)} \Rightarrow \rho^v = 19.031 \text{ kg/m}^3$$

✚ Calcul de la masse volumique du liquide ρ^L à 50 °C

On calcule d'abord la masse volumique du liquide (reflux):

$$\rho_4^{20} \text{ moy} = \frac{1}{\sum \frac{XD_i}{\rho_{4i}^{20}}} \Rightarrow \rho_4^{20} = 532.9 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_1 = \rho_4^{20} \text{ moy} - a (t - 20)$$

$$a = 1.848 - (0.00132 \cdot 532.9) \Rightarrow a = 1.1445$$

$$\rho_1 = 532.9 - 1.1445 \cdot (60 - 20) \Rightarrow \rho_1 = 487.12 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho^L = \rho^{54} = \rho^{20} - (50 - 20) \dots \dots \dots (1)$$

Nous aurons $\rho^L = 498.565 \text{ kg/m}^3$

$$w = 8,47 \cdot 10^{-5} \cdot c \sqrt{\frac{\rho^L - \rho^v}{\rho^v}} \quad w = 8,47 \cdot 10^{-5} \cdot 530 \cdot \frac{\sqrt{487.12 - 19.031}}{19.031}$$

$$\Rightarrow \mathbf{W = 0.2226 \text{ m/s}}$$

D'où la vitesse admissible des vapeurs est de : $W = 0.2244 \text{ m/s}$

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot VI}{\pi \cdot W}}$$

$$\Rightarrow \mathbf{D = 2,127 \text{ m.}}$$

le diamètre est estimé à: $\mathbf{D = 2.13 \text{ m}}$

II.8.4 -Calcul de la hauteur de la colonne

La hauteur de la colonne est la somme des distances suivantes :

$$h_T = h_1 + h_2 + h_3 + h_4 + h_5 + h_6$$

h_1 : la hauteur du fond supérieur

h_2 : la hauteur de la zone de rectification.

h_3 : la hauteur de la zone d'alimentation.

h_4 : la hauteur de la zone d'épuisement.

h_5 : la hauteur du fond inférieur

h_6 : la hauteur de la jupe

Données de départ

$$h_1 = 1.695 \text{ m} ; \quad h_5 = 12.806 \text{ m} \quad h_6 = 4.3 \text{ m} \quad h_2 = h_p(NR - 1)$$

h_p : distance entre deux plateaux successives = **0,5 m.**

Nous avons :

$$\Rightarrow h_2 = 0,5 * (16 - 1) = 7.5 \text{ m.}$$

$$\Rightarrow h_3 = 2 h_p = 2 * 0,5 = 1 \text{ m.}$$

$$\Rightarrow h_4 = h_p(NE - 1)$$

$$N_E = N_e / 0,6$$

$$\Rightarrow h_4 = 0,6 * (15.82 - 1) = 8,89 \text{ m.}$$

H = 36,19 m. la hauteur de colonne est approximative à la hauteur reel ($H_R = 38 \text{ m}$)

II.8.5 -Calcul Du Ballon De Reflux D108 :

Pour le cas d'une condensation totale du produit de tête de la colonne, nous utilisons la méthode ci-après.

Le volume du distillat (**GPL**) sur lequel sera basé le calcul du diamètre et la longueur du ballon

Données de départ

Débit de la charge **D = 505.5984 Kmol/h.**

Nature de la charge : liquide.

Température dans le ballon : 36.8 C°.

Pression dans le ballon : 14,51 kg/cm²

Densité de la charge : $d_{20}^4 = 0,5367$

Pour des valeurs de pression $\geq 7 \text{ kg/cm}^2$

II.8.5.1 -Débit massique du distillat

$$D_m = D \cdot M_D$$

M_D : masse moléculaire moyenne du distillat.

D_m : le débit massique du distillat donné par l'équation

$$\text{On a: } M = 49.727 \text{ Kg/Kmol} \quad \Rightarrow D_m = 25141.89164 \text{ kg/h.}$$

+ Débit volumique du distillat

$$V = D_m / \rho_{54}^4 \text{ Avec } \rho_{t^4} = \rho_{20^4} - a (-20) \\ \text{Et } \rho_{20^4} = 0.5329$$

$$\text{Et } \alpha = 0.001848 - 0.00132 \rho_{20^4} \Rightarrow \rho_{54}^4 = 0,0011445 \text{ g/cm}^3$$

D'après résultat (1)

$$\text{On trouve : } V^3 = 50,4285 \text{ m}^3/\text{h.}$$

La retenue correspondante à 5 min de soutirage est de :

$$V_1 = (V^3 \cdot 5) / 60 \Rightarrow V_1 = 4,2023 \text{ m}^3.$$

La retenue correspondante à 3_{min} de reflux de tête g_D sera égale à :

$$V_2 = (3 \text{ rf } V^3) / 60 \Rightarrow V_2 = 4,4431 \text{ m}^3.$$

Donc la retenue totale est égale : $V_T = 8,6454 \text{ m}^3$

+ Dimensions du ballon

$$D_b = 0.75 (V)^{1/3}. \Rightarrow V = V_T \cdot 2 = 17,2908 \text{ m}^3. \Rightarrow D_b = 1,94 \text{ m.}$$

Donc : $\Rightarrow R = 0.9 \text{ m.}$

Prenons $h = 20 \text{ cm}$ pour les hauteurs des segments circulaires supérieurs et inférieurs, le rapport :

$$\Rightarrow h/R = 0.22.$$

donne pour la valeur trouvée de h/R :

$$S = 0,1410188 R^2.$$

$$S : \text{L'aire de deux segmen} \Rightarrow S = 0,1579 \text{ m}^2$$

L'aire entre le NB et celui NH est égale

$$F = R^2 - S \Rightarrow F = 6.8757 \text{ m}^2$$

$$\text{On déduit la longueur du ballon L : } L = V/F \Rightarrow L = 2,52 \text{ m}$$

Pour le cas d'une condensation totale du produit de tête de la colonne. Pour une pression du ballon supérieure à **7 bars**.

$$1 < L/D < 5$$

$$\text{On vérifie le rapport } L/D \Rightarrow L/D = 2,52 / 1,94 = 1,30 \text{ m.}$$

II.8.5.2-Calcul du vérification du **Rebouilleur**

II.8.5.2.1 -Calcul de la quantité de chaleur apportée par le gaz combustible

$$Q_{GC} = Q_R / \eta$$

$\eta = 0.78$ Avec (donnée pratique du constructeur).

$$Q_{GC} = 1902971.885 / 0,78 \quad \Rightarrow Q_{GC} = 2439707.5459 \text{ Kcal/h.}$$

II.8.5.2.2- Débit du gaz combustible :

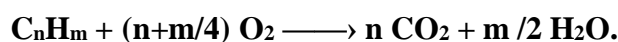
$$G = Q_{GC} / PCI$$

Avec : **G** : débit de gaz combustible (Nm³/h, Kg/h).

PCI : pouvoir calorifique inférieur (Kcal/Nm³, Kcal/Kg)

Calcul de la combustion

Le calcul est basé sur l'équation stœchiométrique de la combustion des hydrocarbures ayant la formule chimique générale



On détermine d'après cette équation la quantité théorique d'O₂ nécessaire à la combustion et la quantité des fumées obtenue (CO₂, H₂O).

Tableau.II..20 Nombre de mole d'O₂ ainsi que les produits de la combustion (CO₂, H₂O).

Constituants	Gaz combustible (%mole)	Nbre de mole De H ₂ O	Nbre de mole De CO ₂	Nbre de mole De O ₂
N2	0.036			
CO2	0.0012		0,0034	
C1	0.872	1,6706	0, 8353	1,6706
C2	0.071	0,2310	0,1540	0,2695
C3	0.0117	0,0776	0,0582	0,0970
iC4	0.0012	0,0108	0,0108	0,0175
nC4	0.004	0,0215	0,0172	1,8167
iC5	0.001	0,0050	0,0050	0,0080
nC5	0.0009	0,0066	0,0055	0,0088
C6	0.001	0,0070	0,0060	0,0950
TOTAL	1	2,0301	0,2601	3,9831

III.8.5.2.3 -Calcul du pouvoir calorifique supérieur PCS

$$PCS = \sum PCS_i \cdot Y_i$$

Tableau. II.21 Calcul de PCS.

Constituants	Gaz combustible(%mol)	PCS(Kcal/Nmt)	PCS _i
N2	0.036	/	
CO2	0.0012	/	
C1	0.872	8859	7725.048
C2	0.071	15523	1102.133
C3	0.0117	22101	258.5817
iC4	0.0012	28576	84.2912
nC4	0.004	28644	114.576
iC5	0.001	35123	35.123
nC5	0.0009	35190	31.671
C6	0.001	41754	41.754
TOTAL	1		9380.1779

$$\text{Donc } \Rightarrow PCS = 9380.1779 \text{ Kcal/Nm}^3$$

Calcul du pouvoir calorifique inférieur PCI

$$\text{PCI} = PCS - 10,9N$$

$$\Rightarrow \text{PCI} = 9380.1779 - (10,9 \cdot 2,0301) \Rightarrow \text{PCI} = 9358,04981 \text{ kcal / Nm}^3.$$

9350 < PCS < 9450 donc la valeur de PCS acceptable .

Calcul de la masse volumique du gaz combustible

$$\rho_{com} = m / 22,4 \quad m = n \cdot M = M$$

n = 1 ; parce qu'on a une mole de gaz combustible ; M : masse molaire du gaz combustible.

Tableau. II. 22 Calcul de la masse volumique de gaz combustible.

Constituants	Gaz combustible(%mol)	M _i	M _i * Y _i GC
N2	0.036	44	1.584
CO2	0.0012	28	0.0336
C1	0.872	16	13.952
C2	0.071	30	2.13
C3	0.0117	44	0.5148
iC4	0.0012	58	0.0696
nC4	0.004	58	0.232
iC5	0.001	72	0.072
nC5	0.0009	72	0.0648
C6	0.001	86	0.086
TOTAL	1		18.7388

$$\rho_{com} = 18.7388 / 22,4 \quad \Rightarrow \rho_{com} = 0,83655 \text{ Kg/Nm}^3.$$

$$\text{A la fin on aura : } G = Q_{GC} / PCI = 2439707.5459 / 9321,04981$$

$$\Rightarrow G = 261.7417131 \text{ Nm}^3/\text{h} = 218,960 \text{ Kg/h.}$$

II.9- Comparaison entre le Calcul et le design

Tableau. II. 23 Paramètres opératoires du design et calcul de la colonne C102.

	Désigne	Calculé
Débit d'alimentation [kmole/h]	2950	980,16
Diamètre de la colonne [m]	3,043	2,13
Hauteur de la colonne [m]	38	36,19
Nombre de plateaux	32	32
Débit du reflux froid [kmol/h]	2800	890.93923
Débit du reflux chaud [kmol/h]	3985	1342.3117
Température du sommet [°C]	71	62
Température du fond [°C]	190	185
Température d'alimentation [°C]	120	119
Température du reflux froid [°C]	60	55
Température du reflux chaud [°C]	207.6	201
Diamètre du ballon de reflux [m]	2,50	1,94
Longueur du ballon de reflux [m]	3.5	2,52

D'après les résultats cités ci-dessus et le calcul de dimensionnement on peut tirer la conclusion suivante :

On a trouvé des valeurs bien inférieures à celle des valeurs dans le cas design donc on propose d'augmenter le débit de la charge alimentant la colonne pour augmenter la production et les bénéfices.

CONCLUSION GENERALE

Nous avons pour objectif de vérifier les paramètres opératoires et les dimensions des différents équipements de la section de stabilisation du condensât et les calculs effectués ont montré que les paramètres de fonctionnement sont inférieurs aux celles du design.

Après avoir effectué une comparaison entre les valeurs calculées, et celles du design des paramètres opératoires ainsi que les dimensions c'est approximative avec le design. Nous avons montré que le manque de la richesse en GPL et condensat dans le gaz brut à traiter influe beaucoup sur les paramètres de fonctionnement de débutaniseur.

Donc on a proposé d'augmenter le débit de l'alimentation et ainsi travailler avec des paramètres qui marchent avec le procédé de distillation de colonne débutaniseur.

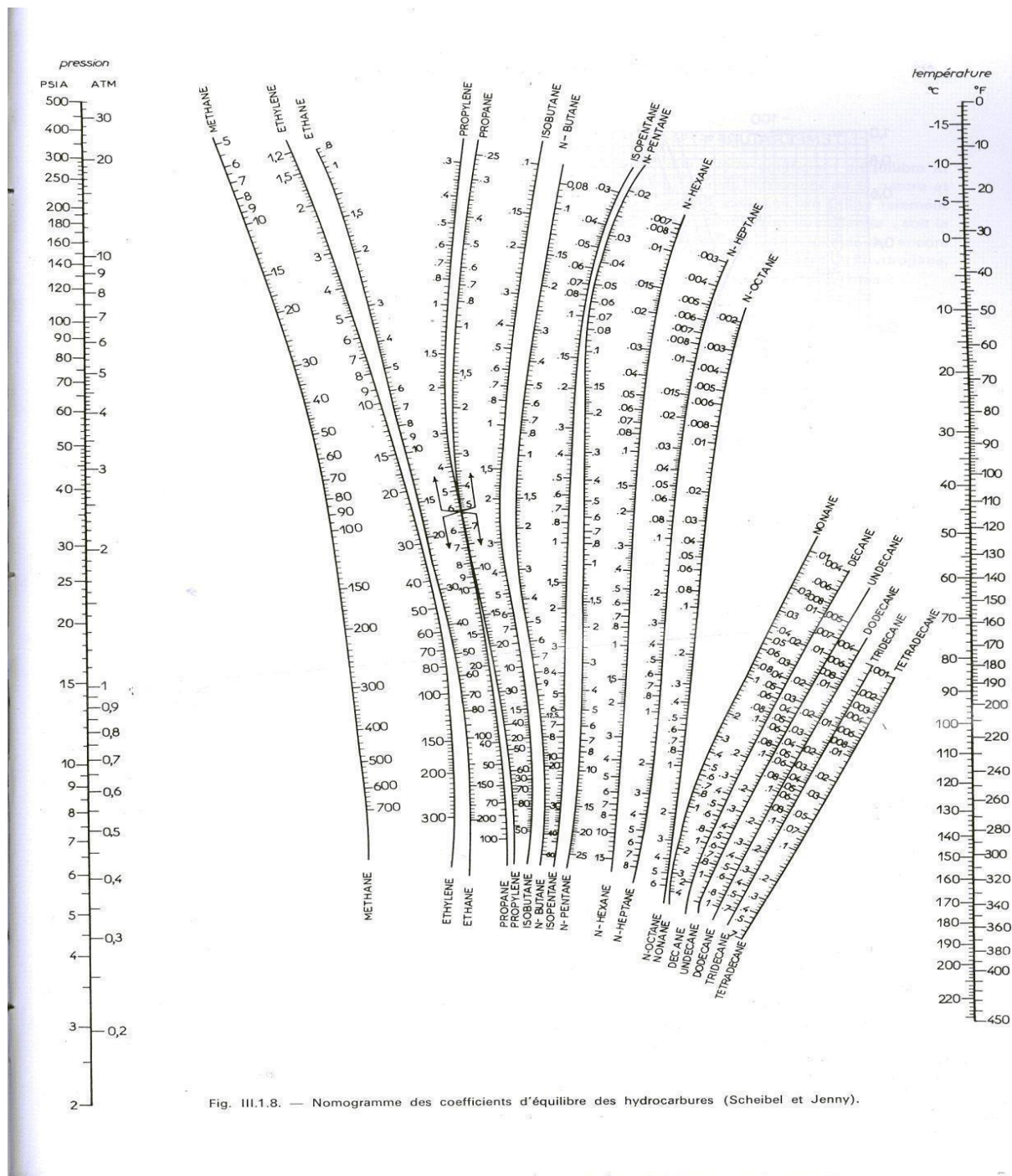
Finalement, Nous pouvons proposer une solution que c'est Réduire le débit de reflux (D108 vers C102) afin de maintenir la température du fond (C102) tout en réduisant la consommation du fuel gaz de four. Pour augmenter le débit de condensat et GPL.

- [1] : cours opération unitaires I- la rectification FHC (IGCP/08) boumerdes 2011/2012.
- [2] : Mémoire Présenté pour l'obtention du diplôme de MASTER Préparé par : DAOUDI ADEL et DABAGH ABDELKADER. Thème : Contribution à l'élaboration d'un code de calcul d'une colonne de distillation Multi-constituants, UNIVERSITE KASDI MERBAH OUARGLA Année Universitaire : 2017/2018.
- [3] : MEMOIRE EN VUE DE L'obtention du diplôme de MASTER préparé par: Mr.ZERNIZ Brahim. Thème : optimisation des paramètres de fonctionnement d'un debutaniseur, UNIVERSITE LARBI BEN M'HIDI OUM EL BOUAGHI Promotion 2015/2016.
- [4] : Bernard Grandjean. DISTILLATION & EXTRACTION volume 1 , 2013

ANNEXES

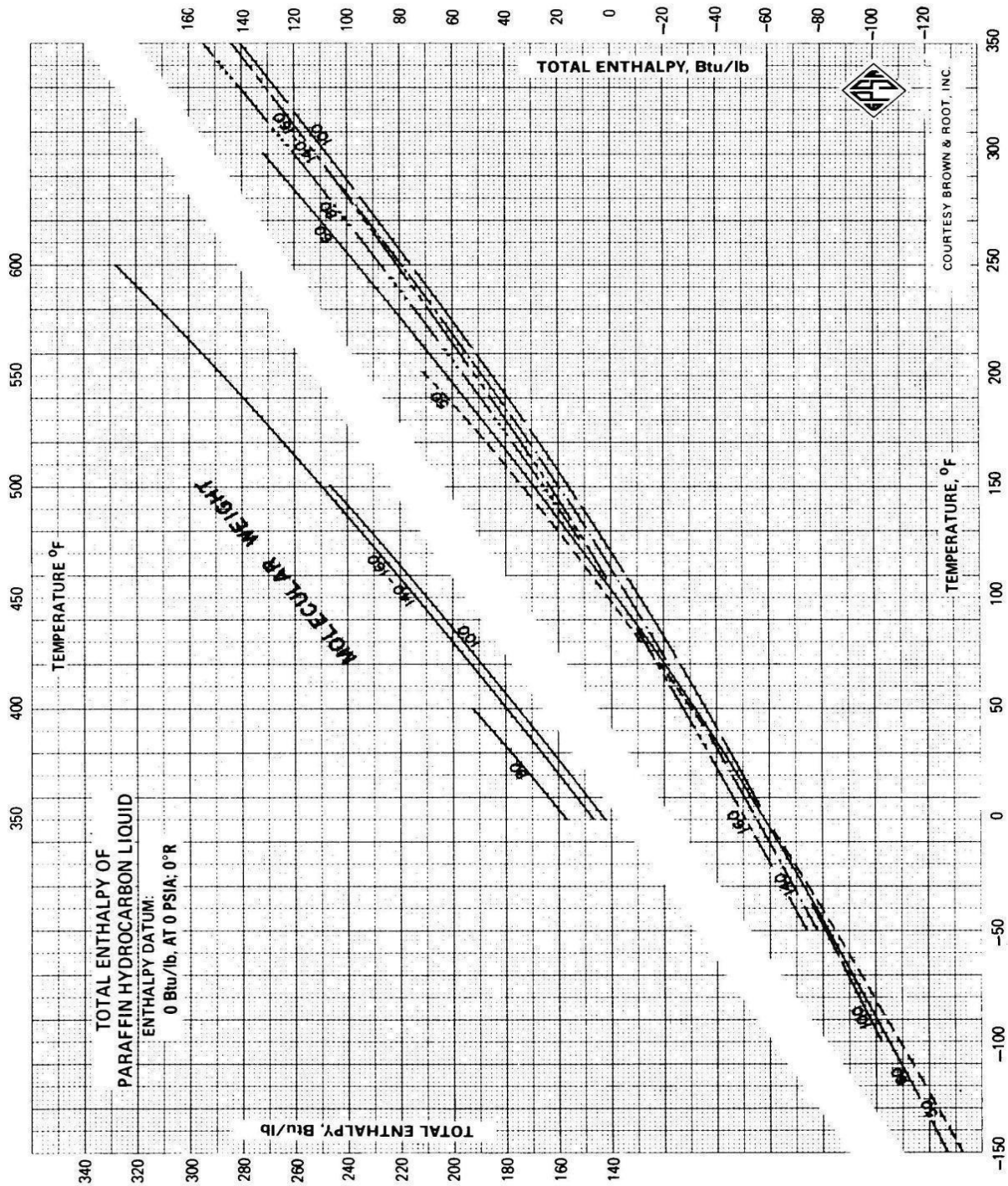
ANNEXE 1

Diagramme des coefficients d'équilibre des hydrocarbures (Scheibel et Jenny)



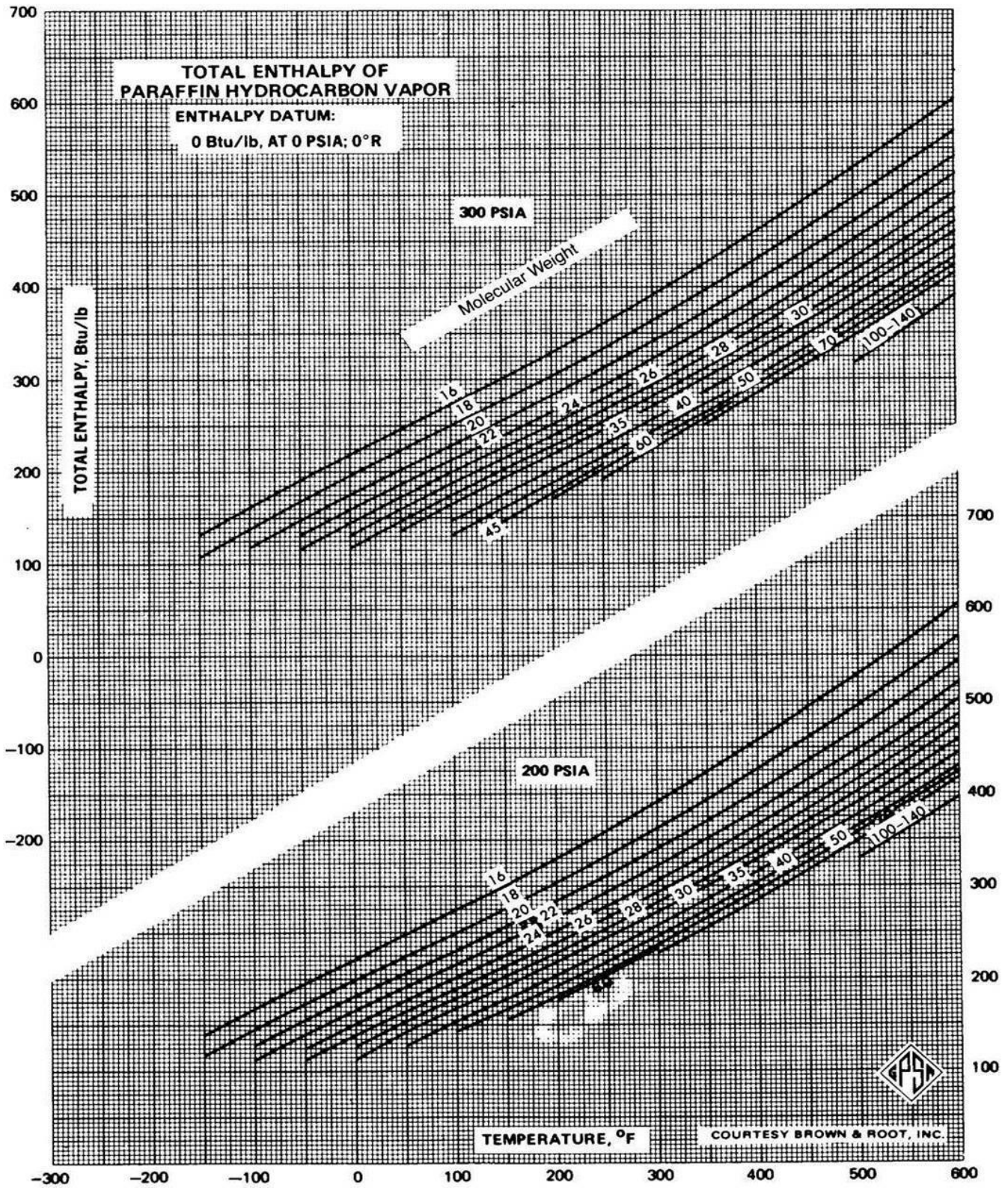
ANNEXE 2

Diagramme des enthalpies total des paraffines hydrocarbures liquides en fonction de la température et la masse molaire.



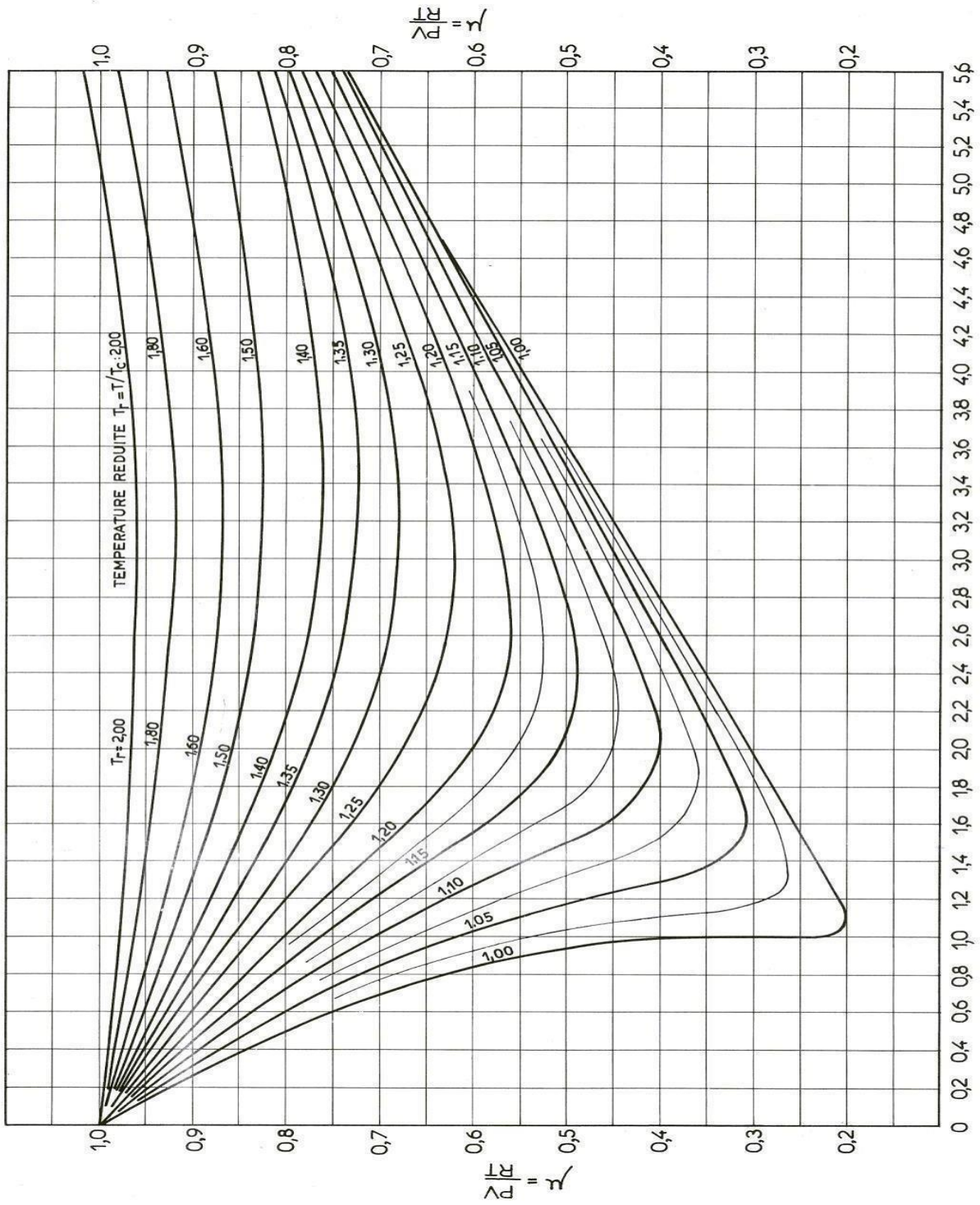
ANNEXE 3

Diagramme des enthalpies total des paraffines hydrocarbures vapeurs en fonction de la température et la masse molaire .



ANNEXE 4

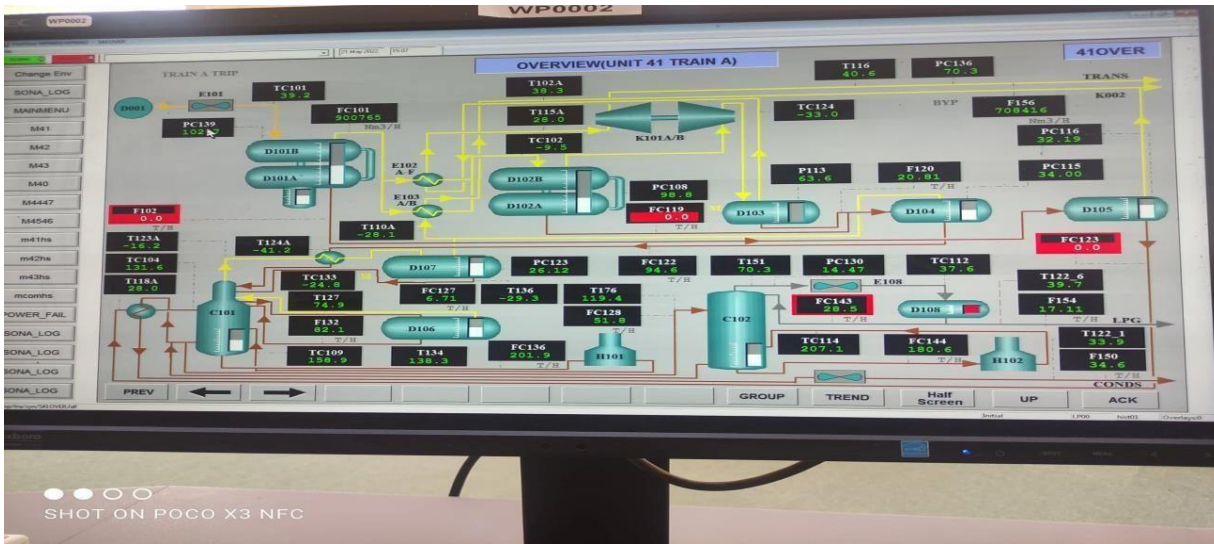
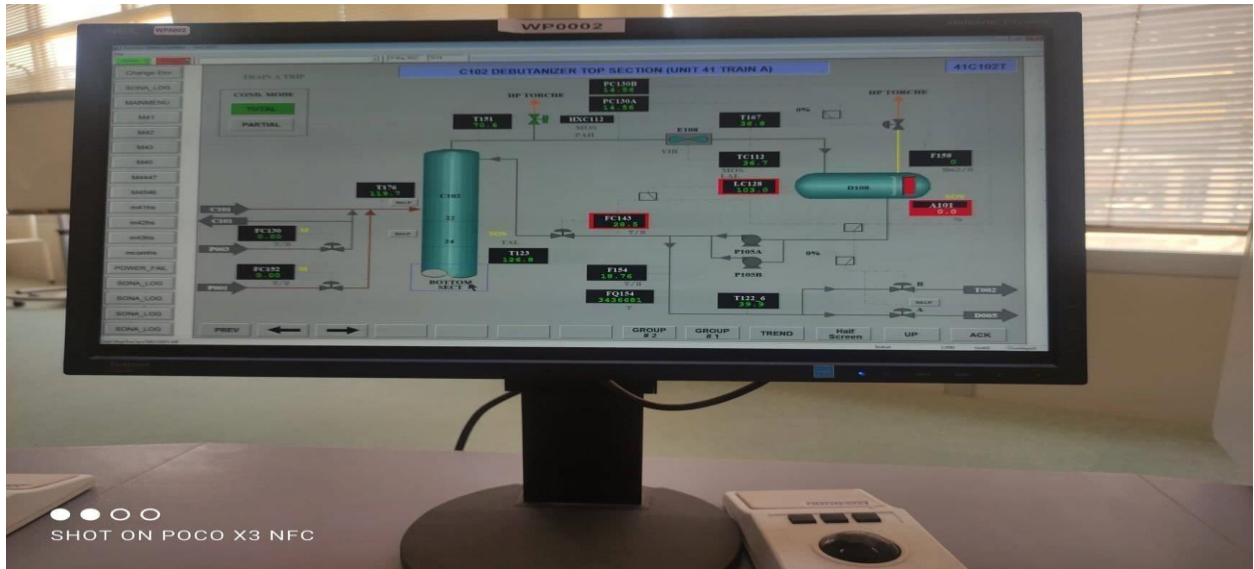
Coefficient de compressibilité en fonction de la pression réduite



pression réduite $P_r = P/P_c$

Fig. 150. — Abaque universel de compressibilité des gaz.

ANNEXE 5



عنوان المذكرة: التحق من معاملات التشغيل وابعاد عمود التقطير C102

المؤطر: بورزق محمد طاهر

الاسم: - خالد

اللقب: - سحاري

- زينب

- لحيق

ملخص: بعد الانخفاض الكبير في ضغط خزان الثروة الغازية المتواجدة في باطن الرض , البحر الذي ادى لتغيرات تدريجية و كبرى مع الانخفاض في الثروة . و قد تم دعم ذلك من خلال تشغيل محطة لضخ في سبتمبر 2004 , تدعمها بمحطة جديدة دخلت حيز الخدمة في 27 جويلية 2017, للسماح للمعدات بالعمل في ظروف جيدة ولذا لتصميم الذي وضع لمصنع .

و مع ذلك فان هذه التغيرات الكثيرة مما دفع الى زعزعة الاستقرار في تسمم السنتزار و البجزة , البحر الذي تطلب التاكيد من معايرة التشغيل و خاصة عمود انتاج غاز البترول المميع و الذي يعتبر هو الجزء الكثر حساسية في القطر . ان انخفاض الثروة يعني الحد من المواد الخام {الغاز الطبيعي الخام } الذي يؤدي الى تغيير معايرة تشغيل من عمود انتاج غاز البترول المميع .

اللهمات المطلوبة : ضغط خزان , محطة لضخ , تصميم , تسمم السنتزار و البجزة , معايرة التشغيل , عمود انتاج غاز البترول المميع , القطر

Memory title: Verification of operating parameters and sizing of the C102 debutanizer column

Name: - Sahari
- Lahag

First name: -khaled
- zineb

Directed by: Bourzeg mohammed taher

Abstract: Following the substantial fall in reservoir pressure, the composition of the charge tends towards gradual and significant changes with a decrease in wealth.

This has been supported by the commissioning of a Boosting station in September 2004, and strengthened with a new station that entered into service on 27 July 2017. to allow the equipment to operate in good conditions according to the design.

However, these variations often induce destabilization of the section fractionation, which requires verification of operating parameters and especially for debutanizer which is the most sensitive part of the train. The decline in wealth implies the reduction of the debutanizer feedstock which induces changing operating parameters of the debutanizer.

Keywords: reservoir pressure, Boosting, the design, destabilization of the section fractionation, the debutanizer, the train, feedstock, operating parameters.

Titre du mémoire : Vérification des paramètres de fonctionnement et dimensionnement de la colonne du débutaniseur C102

Nom : - Sahari
- Lahag

Prénom : -khaled
- zineb

Encadreur : Bourzeg mohammed taher

Résumé Suite à la chute conséquente de la pression du gisement, la composition de la charge tend vers un changement graduel et significatif avec une diminution de la richesse. Là Ce problème a été pris en charge par la mise en service d'une station Boosting, en septembre 2004, et renforcer avec une nouvelle station entrée en service le 27 juillet 2017. Pour permettre aux installations de fonctionner dans de bonnes conditions selon le design.

Néanmoins, ces variations induisent souvent une déstabilisation de la section de fractionnement, ce qui nécessite une vérification des paramètres d'exploitation et surtout pour le débutaniseur qui est la partie la plus sensible du train. La baisse de richesse implique la diminution de la charge d'alimentation du débutaniseur qui induit un Changement des paramètres de fonctionnement du débutaniseur.

Mots clés : la pression du gisement, Boosting, le design, une déstabilisation de la section de fractionnement, le débutaniseur, train, d'alimentation, les paramètres de fonctionnement.