



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 : Aouiffat Mohamed El Amine

Djkhiousa Youcef es seddik

DOMAINE : Sciences et Technologies

FILIERE : Génie des Procédés

OPTION : Génie du gaz

Thème

**OPTIMISATION DE LA CONSOMMATION DU FUEL GAZ
AU NIVEAU DU FOUR H101 DE MODULE MPPIII DE HASSI
R'MEL**

Jury de soutenance :

Nom et Prénom	Grade	Qualité
Hadjadj Asma		Président
Abdelmouiz Ahmed		Examineur
Merigui khaled		Rapporteur

Promotion : JUIN 2022

Dédicace

Je dédie ce modeste travail :

*A mes très chères parents qui m'ont aidés et m'encouragé
durant toutes mes études.*

A mes chères frères et mes chères soeurs,

A toute la famille djekhíoua ainsi que tous mes proches.

*A tout mes amis, avec lesquelles j'ai partagés mes meilleurs
moments.*

Djekhíoua youcef seddik

Dédicace

je dédie ce modeste travail : mes chers parents, A mon père,

que Dieu ait pitié de lui .

A mes chères frères et mes chères soeurs..

A toute la famille Aouïffat ainsi que tous mes proches.

A tout mes amis, avec lesquelles j'ai partagés mes meilleurs

moments.

Aouïffat Mohamed Elamine

Remerciements

Nous tenons à remercier Dieu le tout puissant de nous avoir donné le courage, la force et la volonté pour réaliser ce travail.

Nous remercions vivement et chaleureusement Monsieur Merigui Khaled notre promoteur, D'avoir proposé un sujet de recherche d'actualité, pour sa patience, pour son soutien et pour nous avoir guidés tout au long de ce mémoire.

Nos remerciements vont aux membres de jury qui ont pris soin d'examiner le travail présenté dans ce mémoire.

Sans oublier ceux qui ont participé de près ou de loin à la réalisation de ce travail, et ceux qui ont fait l'honneur de jurer ce mémoire.

Nous ne laisserons pas cette occasion passer sans remercier tous les professeurs et personnels

de l'Université Amar Thelidji Laghouat qui travaillent dur pour faire de cette Université ce qu'elle est aujourd'hui.

Merci à vous tous.

liste de tableaux:

Tableau –1- La composition molaire de liquide (charge chaude) venant de ballon (D105).....	9
Tableau –2- La composition molaire de liquide (charge froide) venant de ballon (D104)	10
Tableau –3- compositions et les débits de distillat et résidus	13
Tableau-4- Calcul de la température au sommet de la colonne	15
Tableau-5- Calcul de la température au fond de la colonne	15
Tableau-6- : Le Calcul de taux de vaporisation des phases vapeur et liquide Alimentation froide	16
Tableau-7-: Le Calcul de taux de vaporisation des phases vapeur et liquide Alimentation chaude	17
Tableau –8- : les volatilités relatives des constituants aux différents niveaux de la colonne.....	18
Tableau –9- : volatilités relatives du constituant i de Les zone de la colonne	19
Tableau –10- : Calcul du régime à reflux minimal et optimal	20
Tableau –11- : Calcul du régime à reflux minimal et optimal	21
Tableau –12- : Calcul du taux de rebouillage minimal.....	22
Tableau –13- : Composition et masse moléculaire des phases liquides et vapeurs des alimentation froide	24
Tableau –14- : Composition et masse moléculaire des phases liquides et vapeurs des alimentation chaude	25
Tableau –15 :Composition et masse moléculaire du résidu et de distilla.....	26
Tableau –16 : Le résumé de calculs des enthalpies est porté	28
Tableau –17- : Composition du gaz combustible (fuel - gaz).....	30
Tableau –18- : Caractéristique des fumées	33

Tableau –19- : Caractéristique des fumées	34
Tableau –20- : Pouvoir calorifique du combustible	36
Tableau –21- : la masse moléculaire moyenne pour la zone de flash.....	37
Tableau –22- : Comparaison les valeur actuelles et calculé de Déethaniseur C101	39
Tableau –23- : Comparaison les valeur actuelles et calculé de Four H101.....	39

liste de figure:

Fig-1- : la répartition de l 'énergie rayonnée.....	5
--	----------

Nomenclature :

Φ : Taux de transmission (Kcal/h.m²).

Q : Débit de chaleur (Kcal/h).

F : Surface d'échange (m²).

$\Delta\theta$: Potentiel de température (°C).

R : Résistance au transfert (h.m².°C/Kcal).

dQ : Quantité de chaleur transmise (J/h).

λ : Conductivité thermique (J/m.h.°C).

(dt/dx) : Gradient de température.

dF : Temps (h).

$d\tau$: Surface (m²).

Q : Quantité de chaleur transmise par convection (W).

α : Coefficient d'échange de chaleur (W/m².°C).

Δt : différence de température entre le fluide et la paroi (°C).

F : Surface d'échange (m²).

Q_T : L'énergie totale.

Q_A : L'énergie absorbée.

Q_R : L'énergie réfléchie.

Q_{Tr} : L'énergie absorbée.

α_N : Facteur d'absorption.

S : Constante de BOLTZMANN égale à $4,96 \cdot 10^{-8}$ Kcal/hm²K⁴.

F : Surface (m²).

T : Température (K°).

E_0 : Constante de STEPHANE-BOLTZMANN égale à $5,67$ W/m²K⁴.

C_0 : Pouvoir d'émission d'un corps noir absolu (W/m²).

F : Débit molaire du constituant « i » dans la charge froide.

Ch : Débit molaire du constituant « i » dans la charge chaude.

D : Débit molaire du constituant « i » dans le distillat.

R : Débit molaire du constituant « i » dans le résidu.

$x'_{Ch,i}$: Concentration molaire du constituant « i » dans la charge chaude.

$x'_{F,i}$: Concentration molaire du constituant « i » dans la charge froide.

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

$y'D_i$: Concentration molaire du constituant « i » dans le distillat.
 P_b : pression au ballon de reflux.
 P_s : pression au sommet de la colonne.
 ΔP_1 : pertes de charge dues aux résistances des conduites du condenseur.
 P_F : pression au fond de la colonne.
 P_S : pression au sommet de la colonne.
 ΔP_2 : pertes de charge dues aux résistances des plateaux.
 P_{FR} : pression au zone d'alimentation froide de la colonne.
 P_S : pression au sommet de la colonne. ($\Delta P_2 = 0.001$ bars).
 N_{Pbre} : nombre de plateaux entre la sommet et l'alimentation froide.
 $X_{L,i}$: Concentration molaire de constituant « i » dans la charge.
 $Y_{0,i}$: Concentration molaire de constituant « i » dans la phase liquide.
 $X'_{0,i}$: Concentration molaire de constituant « i » dans la phase vapeur.
 P_{CH} : pression au zone d'alimentation chaude de la colonne.
 P_S : pression au sommet de la colonne.
 ΔP : les pertes de charge dues aux résistances des plateaux : ($\Delta P_2 = 0.01$ bars).
 N_{Pbre} : nombre de plateau entre la sommet et l'alimentation froide.
 Q_C : Charge thermique de l'alimentation chaude.(Kcal/h).
 Q_F : Charge thermique de l'alimentation froide.(Kcal/h).
 Q_{Rb} : Charge thermique fournie chaude.(Kcal/h).
 Q_R : Charge thermique du résidu.(Kcal/h).
 Q_D : Charge thermique du distillat.(Kcal/h).
 Q_{Con} : Charge thermique extraite par le condenseur.(Kcal/h).
 H_C, h_F : Enthalpie de la charge biphasique chaude et froide (molaire).
 ϵ_C, ϵ_F : Taux de vaporisation de la charge chaude et froide.(molaire).
 $H_{0,C}, H_{0,F}$: Enthalpie de la phase vapeur de la charge chaude et froide (Kcal/Kmole.)
 $h_{0,C}, h_{0,F}$: Enthalpie de la phase liquide de la charge chaude et froide (Kcal/Kmole.).
 h_D : Enthalpie du distillat à l'état liquide. (Kcal/Kmol.).
 H_D : Enthalpie du distillat à l'état vapeur. (Kcal/Kmol.).
 h_R : Enthalpie du résidu. (Kcal/Kmol.).
 H_R : Enthalpie du mélange biphasique provenant du rebouilleur. (Kcal/Kmol.).
 $e_{G,R}$: Taux de vaporisation à la sortie du four.(molaire).

HG,R : Enthalpie de la phase vapeur qui sort du four.(Kmol/Kmol).
hG,R : Enthalpie de la phase liquide qui sort du four.(Kmol/Kmol).
GR : Débit de l'effluent provenant du rebouilleur (Kmol/h).
gx : Débit du reflux liquide froid (Kmol/h).
PH₂O : la pression partielle de l'eau (72,385 mmHg)
P : la pression atmosphérique (760 mmHg)
N_{Air} : La quantité de l'eau contenue dans l'air (Kmol).
GR : Débit de la charge entrant dans le four (254000 Kg/h).
hR : L'enthalpie de la charge du fond de la colonne à 148°C = 54,5272 Kcal/Kg.
HR : L'enthalpie de l'effluent sortant de four.
N : nombre de moles de H₂O

Sommaire

Remerciements

liste de tableaux

liste de figure

Nomenclature

Introduction générale	1
Chapitre I: traitement de gaz	
Introduction.....	2
I-1. Techniques de traitement de gaz.....	2
I-1-1. Procède PRICHARD.....	2
I-1-2. Procédé HUDSON	2
I-1-3. Procèdes mixtes	2
I-1-2. Techniques de réinjections de gaz.....	3
I-1-2-1.Objectif de la réinjections	3
I-1-2-2. Principe de réinjections	3
I-2.Théorie du transfert de chaleur.....	4
I-2-1. Définition	4
I-2-2. Différents modes de transfert de chaleur	4
I-2-3. Lois fondamentales de transfert de chaleur	4
I-2-3-1. Loi générale	4
I-2-3-2 La loi de FOURIER	4
a) Conduction	5
b) Convection	5
c) Rayonnement	5

d) Loi de STEPHANE-BOLTZMAN	6
Chapitre II: Partie calculer	
Présentation de problème	7
II-1. Calcul de deethaniseur C101	8
II-1-1. Données de départ	8
II-1-2. Les calculs effectués	8
II-1-3. La composition des charges froide et chaude	8
II-1-4. Le bilan de matière	11
II-1-4-1. Calcul du débit et de la composition du distillat et du résidu.....	11
II-1-5. Le calcul de la pression et la température dans la colonne.....	13
II-1-5-1. Pression aux différentes zones de la colonne	13
II-1-5-2. Température aux différentes zones de la colonne	14
II-1-6. Le Calcul de taux de vaporisation des phases vapeur et liquide des alimentations de la colonne	16
II-1-7. Volatilités relatives	17
II-1-8. Calcul du régime à reflux minimal et optimal	19
II-1-9. Calcul le taux de rebouillage minimal et optimal	22
II-1-10. Le bilan thermique de la colonne	23
II-1-10-1. Composition et masse moléculaire des phases liquides et vapeurs des alimentation chaude et froide	24
II-1-10-2. Composition et masse moléculaire du résidu et de distillat	26
II-1-10-3. Calcul de l'enthalpie du distillat à l'état liquide	26
II-1-10-4. Calcul de l'enthalpie des vapeurs du sommet de la colonne	26
II-1-10-5. Calcul de l'enthalpie de la charge chaude.....	27

II-1-10-6. Calcul de l'enthalpie de la charge froide	27
II-1-10-7. Calcul de l'enthalpie du résidu	27
II -1-10-8. Calcul de la charge thermique du four	28
II-2. Four H101	30
II-2-1. Données de départ.....	30
II-2-2. Calcul de la combustion	31
II-2-2-1. Réaction à combustion	31
II-2-2-2. Quantité d'oxygène (O ₂) nécessaire à la combustion	31
II-2-2-3. La quantité d'air nécessaire à la combustion	31
II-2-2-4. Les quantités des produits de la combustion (Composition des fumées)	32
II-2-2-5. Caractéristique des fumées	33
II-2-2-6. Calcul les spécifications des fumées et de gaz combustible	34
II-2-2-7. Pouvoir calorifique du combustible	36
II-2-3. Bilan thermique.....	36
II-2-3-1. La quantité de chaleur absorbée par la charge	36
II-2-3-2. La quantité de chaleur dégagée dans la chambre de combustion	38
II-2-3-3. Le débit de combustible	38
II-2-3-4. Le nombre de brûleurs	38
II-3-. Interprétation et comparaison de resultats	39
CONCLUSION	40
BIBLIOGRAPHIE	
ANNEXES	
Résumé	

Introduction general

Introduction générale

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

Le pétrole et le gaz naturel, qui sont les seuls capables de répondre à l'accroissement des besoins en énergie.

Face au pétrole, son concurrent sur les marchés des combustibles, mais souvent son associé dans les gisements d'hydrocarbures et au cours de leur exploitation, le gaz est apparu comme une forme d'énergie difficile à mettre en œuvre, tout particulièrement en raison du poids des investissements et des coûts de transport jusqu'au consommateur.

L'intérêt croissant pour le gaz naturel vient du fait que celui-ci est choisi pour sa souplesse d'utilisation, sa pureté et en fin l'abondance relative des ressources.

Dans les années soixante, les découvertes de gaz et la multiplication des projets entraînent un véritable décollage de la production mondiale. Au bout de dix années de croissance, à la fois de la production et des réserves prouvées, le gaz naturel a quitté sa place de second rang.

Aujourd'hui, l'industrie gazière se repositionne et entame une nouvelle phase de croissance et fait émerger une «nouvelle économie » du gaz.

Les progrès technologiques, les nouvelles approches économiques et commerciales, les stratégies intervenants, la globalisation, les fusions et les alliances, se sont combinés pour donner au gaz le dynamisme nécessaire à la matérialisation de l'espoir qu'il nourrit pour devenir « l'énergie du 21ème siècle. ». [1]

Notre étude est l'optimisation de la consommation de gaz combustible au niveau du four H101 de l'unité MPPIII de HASSI R'MEL

Notre plan de travail est alors structuré comme suit :

- Chapitre I : Fournit des informations générales sur les différents processus de traitement du gaz ainsi que des informations générales sur le transfert de chaleur.
- Chapitre II : Il améliore les paramètres de fonctionnement du dispositif de Déethaniseur C101 , met à jour les paramètres de fonctionnement du four H101 et compare les valeurs actuelles et calculées.
- Conclusion : elle résume le travail effectué et les principaux résultats obtenus et propose des recommandations.

*Chapiter I: traitement de
gaz*

Introduction

Le traitement de gaz naturel consiste à séparer totalement ou partiellement les constituants présents à la sortie du puits, tel que l'eau, les gaz acides et les hydrocarbures lourds. Les procédés de traitement de gaz sont multiples et le choix de type de traitement se base sur les critères suivants :

- La Qualité de l'effluent brut.
- Taux de récupération d'hydrocarbures liquides visé.
- Spécification des produits finis.
- Coût global des investissements.

I-1. Techniques de traitement de gaz :

I-1-1. Procède PRICHARD :

Il est basé sur le refroidissement du gaz par échange thermique et par Détente avec utilisation d'une boucle de propane comme système réfrigérant, pour atteindre en fin du cycle des températures voisines de -28°C .

I-1-2. Procédé HUDSON :

Il est basé sur le refroidissement du gaz par échange thermique et par une série de détentes complétées d'une détente à travers une machine appelée Turbo-Expander, qui permet d'atteindre un niveau de température de moins de -45°C .

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

I-1-3. Procédés mixtes :

Ils sont les plus performants car ils utilisent le Turbo-Expander, la vanne Joule Thomson et la Boucle de propane, où l'on atteint les (-65°C).

Les procédés mixtes sont plus performants du fait qu'ils permettent une meilleure récupération des hydrocarbures liquides.

Le gaz en provenance des puits producteurs est un mélange (gaz et hydrocarbures liquides) contenant une faible proportion d'eau du gisement. Il se présente à une pression de 140 bars et une température de (65°C .)

Tous Les procédés de traitement de gaz basent sur quatre étapes essentielles :

a. Elimination de l'eau

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

b. Extraction des hydrocarbures liquides

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

c. Compression du gaz

Le gaz doit être comprimé pour avoir la pression de ligne d'alimentation des puits réinjecteurs et d'assurer une pression suffisante pour l'alimentation de l'usine de GPL.

d. Stabilisation et fractionnement

Le rôle de cette section est le traitement des hydrocarbures liquides extraits de l'effluent.

La stabilisation permet d'éliminer tous les gaz légers tel que le méthane et l'éthane entraînés par les hydrocarbures liquides lors des différentes séparations dans les ballons.[2]

I-1-2. Techniques de réinjections de gaz :

I-1-2-1.Objectif de la réinjections :

La récupération des hydrocarbures liquides. Elle est limitée par suite de la condensation au niveau des réservoirs et permet de :

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

I-1-2-2. Principe de réinjections :

Pour pouvoir réinjecter le gaz sec dans le gisement, il faut le porter à une pression suffisante qui puisse vaincre la pression naturelle de gisement. Ceci revient à fournir une certaine anergie au gaz à réinjecter en le comprimant à 350 bars. Ce transfert d'énergie est réalisé par des compresseurs centrifuges tournants à une vitesse de 10000 trs/mn, et entraînés par des turbines à gaz d'une puissance unitaire de 33500 CV.

Cette compression est réalisée en deux étapes :

- Compression du gaz sec à 150 bars, par des compresseurs à basses pressions avec refroidissement à travers des aéroréfrigérants et séparation dans des ballons pour éventuelle récupération des liquides.
- Compression du gaz à 350 bars par des compresseurs de hautes pressions avec refroidissement final à travers des aéroréfrigérants avant son acheminement vers les puits injecteurs.[3]

I-2. Théorie du transfert de chaleur:

I-2-1. Définition :

La chaleur est une forme particulière de l'énergie au niveau des molécules constituant un corps, elle se traduit par un état d'agitation plus ou moins intense selon que le corps se trouve à une température plus ou moins élevée.

Les mécanismes de transfert de chaleur sont complexes, on se contentera de donner ici quelques idées simples à propos des trois modes de transmission habituellement différenciés bien qu'ils soient très imbriqués dans la plupart des cas. [4]

I-2-2. Différents modes de transfert de chaleur :

La théorie des échanges thermiques a pour objet l'étude de la propagation de la chaleur. Cette propagation se présente sous trois formes fondamentales :

- La convection.
- La conduction.
- Le rayonnement.

I-2-3. Lois Fondamentales de transfert de chaleur :

On considère seulement le transfert en régime permanent pour lequel les paramètres sont constants dans le temps :

I-2-3-1. Loi générale :

La loi générale des transferts se traduit par :

$$\text{Flux} = \text{potentiel} / \text{résistance.}$$

La loi de transfert s'écrit :

$$\Phi = Q / F = \Delta\theta / R$$

Le flux de chaleur étant le débit de chaleur par unité de surface d'échange est inversement proportionnel à la résistance au transfert qui reste à définir selon le mode de transfert et les caractéristiques du système considéré

I-2-3-2 La loi de FOURIER :

La loi de Fourier traduit la relation existant, en chaque point d'un corps, entre le flux thermique et le gradient de température. Cette expression, dans la mesure où la position d'un point peut être caractérisée par une seule dimension (paroi plane, cylindrique ou sphérique par exemple), s'écrit pour chaque mode de transfert comme suite :

a) Conduction :

$$dQ = -\lambda .(dt / dx) . dF . d\tau$$

b) Convection :

La quantité de chaleur transmise par convection « Q » est déterminée par l'équation de Newton-Richon :

$$Q = \alpha . \Delta t . F$$

Préalablement, on détermine le régime d'écoulement à l'aide du Reynolds, ensuite, on calcule le Nusselt après avoir calculé le Grashoff et le Prandtl.

Re < 2300	le régime est laminaire.
2300 < Re < 5000	le régime est transitoire.
Re > 5000	le régime est turbulent.

c) Rayonnement :

La transmission dépend des propriétés optiques, la température et la longueur d'onde
L'énergie rayonnante en contact avec un corps quelconque, se divise en trois parties ; la première se réfléchit, la seconde s'absorbe et la dernière absorbe. (Voir fig-1-)

$$Q_T = Q_A + Q_R + Q_{Tr}$$

Il existe quatre lois principales qui décrivent le transfert de chaleur par rayonnement on peut citer l'une d'elle par exemple : loi de STEPHANE-BOLTZMAN.

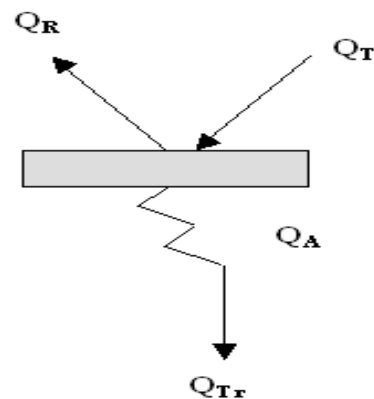


Fig-1- : la répartition de l'énergie rayonnée.

d) Loi de STEPHANE-BOLTZMAN :

Le pouvoir d'émission d'un corps est proportionnel à la quatrième puissance de la température :

$$Q = \alpha_N \cdot S \cdot F \cdot T^4$$

$$Q = E_0 \cdot C_0 \cdot F \cdot T^4 [4]$$

Chapitre II: Partie calculer

Présentation de problème :

La préoccupation majeure de l'industrie, notamment l'industrie gazière est l'optimisation des frais de production qui est devenu un critère de performance.

Dans ce contexte; j'ai fait une étude d'optimisation de la consommation en fuel gaz de four rebouilleur (H101) de la section de stabilisation qui consomme seul 20% de la consommation totale de fuel gaz dans le module III, je dois donc mettre à jour les paramètres de fonctionnement au niveau de cette section, pour une bonne récupération du liquide (condensât et GPL).

II-1. Calcul de deethaniseur C101

II-1-1. Données de départ :

La composition du liquide du ballon a condensât riche (D105) et (D104)
(Voir les tableaux 1, et 2). (Pour le Train A)

- Teneur en C_3H_8 . dans le distillat : $Y'_{D,3} = 0,05$.
- Teneur en C_2H_6 . dans le résidu : $X'_{R,1} = 0,001$.
- Teneur en CH_4 . dans le résidu : $X'_{R,2} = 0,0065$.

II-1-2. Les calculs effectués :

- La masse moléculaire moyenne des deux charges : chaude et froide.
- La pression et la température dans les différentes zones de la colonne.
- Les volatilités relatives.
- Les taux de vaporisation.
- Le taux de reflux minimal et optimal.
- Le taux de rebouillage minimal et optimal.
- Le bilan thermique de la colonne.

II-1-3. La composition des charges froide et chaude

- **La composition de l'alimentation chaude :**

- La température de l'alimentation chaude est : $T_{Ch} = 125^\circ C$.
- Le Débit d'alimentation froide est : 1691,53 Kmol/h.

Tableau –1- La composition molaire de liquide (charge chaude) venant de ballon (D105)

Constituant (i)	Mi (Kg/mol)	Débit molaire (Kmol/h)	$X'_{L,i}$	$M_i.X'_{L,i}$
N ₂	28	3,11	0,0018	0,0504
CO ₂	24	1,24	0,0007	0,0168
C ₁	16	209,06	0,1236	1,9776
C ₂	30	122,01	0,0721	2,1630
C ₃	44	124,91	0,0740	3,2560
iC ₄	58	45,24	0,0267	1,5486
nC ₄	58	97,55	0,0576	3,3408
iC ₅	72	47,19	0,0280	2,0160
nC ₅	72	70,35	0,0416	2,9952
C ₆	86	182,89	0,1081	9,2966
C ₇	100	147,46	0,0871	8,7100
C ₈	114	137,58	0,0813	9,2682
C ₉	128	123,5	0,0730	9,3440
C ₁₀	144	94,79	0,0560	8,0640
C ₁₁	156	75,7	0,0447	6,9732
C ₁₂	170	209,25	0,1237	21,0290
Total (Σ)	---	1691,83	1,0000	90,0494

• La composition de l'alimentation froide :

- La température de l'alimentation froide est : $T_F = -25^\circ\text{C}$.
- Le Débit d'alimentation froide est : 1280,53 Kmol/h

Tableau -2- La composition molaire de liquide (charge froide) venant de ballon (D104)

Constituant (i)	M _i (Kg/mol)	Débit molaire (Kmol/h)	X' _{L,i}	M _i .X' _{L,i}
N ₂	28	3,61	0,0028	0,0784
CO ₂	44	2,48	0,0019	0,0456
C ₁	16	330,48	0,256	4,0960
C ₂	30	223,48	0,173	5,1900
C ₃	44	204,11	0,158	6,9520
iC ₄	58	65,74	0,0510	2,9580
nC ₄	58	133,25	0,1032	5,9856
iC ₅	72	52,67	0,0407	2,9304
nC ₅	72	72,65	0,0562	4,0464
C ₆	86	72,65	0,0646	5,5556
C ₇	100	58,96	0,0456	4,5600
C ₈	114	30,64	0,0237	2,7018
C ₉	128	15,26	0,0120	1,5360
C ₁₀	144	6,56	0,0051	0,7344
C ₁₁	156	3,11	0,0024	0,3744
C ₁₂	170	4,88	0,0038	0,6460
Total (Σ)	---	1280,53	1,0000	48,3906

• La masse moléculaire moyenne des charges :

La masse moléculaire est donnée par la formule suivante :

$$M_{moy} = \sum_i^n M_i \cdot X'_i \dots\dots\dots(1)$$

1- masse moléculaire moyenne de la charge froide :

$M_{moy} = 90,0494 \text{ kg/kmol}$

2- masse moléculaire moyenne de la charge chaude :

$M_{moy} = 48,3906 \text{ kg/kmol}$

II-1-4. Le bilan de matière :

II-1-4-1. Calcul du débit et de la composition du distillat et du résidu :

On doit prendre 2 éléments clés qui sont le : méthane et le propane (CH₄ et C₃H₈) et que :

- La teneur en C₃H₈. dans le distillat : $Y'_{D,3} = 0,05$.
- La teneur en C₂H₆. dans le résidu : $X'_{R,1} = 0,0001$.
- La teneur en CH₄. dans le résidu : $X'_{R,2} = 0,0065$

Le Bilan de matière global : $L+F = D+R$ (2).

Le Bilan de matière partiel : $Ch \cdot x'_{Ch,i} + F \cdot x'_{F,i} = D \cdot y'_{D,i} + R \cdot x'_{R,i}$(3).

Et pour chaque élément de la charge on aura :

$L \cdot x'_{Ch,N_2} + F \cdot x'_{F,N_2} = D \cdot y'_{D,N_2} + R \cdot x'_{R,N_2}$ (4).

$L \cdot x'_{Ch,CO_2} + F \cdot x'_{F,CO_2} = D \cdot y'_{D,CO_2} + R \cdot x'_{R,CO_2}$ (5).

$L \cdot x'_{Ch,C_1} + F \cdot x'_{F,C_1} = D \cdot y'_{D,C_1} + R \cdot x'_{R,C_1}$ (6).

" " " " (7).

" " " " (8).

" " " " (9).

" " " " (10).

" " " " (11).

" " " " (12).

" " " " (13).

" " " " (14).

" " " " (15).

" " " " (16).

" " " " (17).

$L \cdot x'_{L,C_{11}} + F \cdot x'_{F,C_{11}} = D \cdot y'_{D,C_{11}} + R \cdot x'_{R,C_{11}}$ (18).

$L \cdot x'_{L,C_{12}} + F \cdot x'_{F,C_{12}} = D \cdot y'_{D,C_{12}} + R \cdot x'_{R,C_{12}}$(19).

En utilisant les valeurs connues dans les équations et on faisons le calcul pour :

1Kmol de la charge froide et 1Kmol de la charge chaude et déterminer le résidu et le distillat :

$0,0046 = D \cdot y'_{D,N_2}$ (4).

$$0,0026 = D \cdot y'_{D C O 2} \dots\dots\dots (5).$$

$$0,3742 = D \cdot y'_{D C 1} + R \cdot x'_{R C 1} \dots\dots\dots (6).$$

$$0,2386 = D \cdot y'_{D C 2} + R \cdot x'_{R C 2} \dots\dots\dots (7).$$

$$0,22665 = D \cdot y'_{D C 3} + R \cdot x'_{R C 3} \dots\dots\dots (8).$$

$$0,2320 = R \cdot x'_{R i C 4} \dots\dots\dots (9).$$

$$0,1608 = R \cdot x'_{R n C 4} \dots\dots\dots (10).$$

$$0,0687 = R \cdot x'_{R i C 5} \dots\dots\dots (11).$$

$$0,0978 = R \cdot x'_{R n C 5} \dots\dots\dots (12).$$

$$0,1727 = R \cdot x'_{R C 6} \dots\dots\dots (13).$$

$$0,1327 = R \cdot x'_{R C 7} \dots\dots\dots (14).$$

$$0,1050 = R \cdot x'_{R C 8} \dots\dots\dots (15).$$

$$0,0850 = R \cdot x'_{R C 9} \dots\dots\dots (16).$$

$$0,1461 = R \cdot x'_{R C 10} \dots\dots\dots (17).$$

$$0,0471 = R \cdot x'_{R C 11} \dots\dots\dots (18).$$

$$0,1275 = R \cdot x'_{R C 12} \dots\dots\dots (19).$$

En additionnant les équations (8) +.....+(19) :

$$1,3754 = R \cdot (x'_{R C 3} + x'_{R i C 4} + x'_{R n C 4} + \dots\dots\dots + x'_{R C 12}) + D \cdot y'_{D C 3}$$

$$\rightarrow 1,3754 = (2-D) \cdot (1 - x'_{R C 1} - x'_{R C 2}) + D \cdot y'_{D C 3}$$

$$\rightarrow 1,3754 = (2-D) \cdot (1 - 0,001 - 0,0065) + 0,05 \cdot D$$

$$\rightarrow 1,3754 = D \cdot (0,05 - 0,9934) + 1,9868$$

$$\rightarrow D = (0,6114 / 0,9434)$$

Danc : D = 0,64.Kmol/1Kmol de F et 1Kmol de C.

et R = 1,36 .Kmol/1Kmol de F et 1Kmol de C.

Pour les débits des alimentations froide et chaude pris précédemment les débits du

Distillat et du Résidu auront les valeurs suivantes :

$$D = 639,19. .Kmol/h.$$

$$Et : R = 1983,95.Kmol/h.$$

D'après les équations (8)... (19), et les quantités distillat et résidus on aura les compositions et les débits de distillat et résidus qui sont présentés dans le Tableau suivant :

Tableau –3- : compositions et les débits de distillat et résidus

Constituant (i)	Distillat		Résidu	
	$Y'_{D,i}$	$M_i, Y'_{D,i}$	$X_{R,i}$	$M_i, X'_{R,i}$
N ₂	0,0105	0,294	---	---
CO ₂	0,0058	0,1392	---	---
C ₁	0,8594	13,7504	0,0001	0,0016
C ₂	0,0768	2,304	0,0064	0,192
C ₃	0,0475	2,09	0,0555	2,442
iC ₄	---	---	0,1382	8,0156
nC ₄	---	---	0,1161	6,7338
iC ₅	---	---	0,0503	3,6216
nC ₅	---	---	0,0720	5,184
C ₆	---	---	0,1042	8,9612
C ₇	---	---	0,1041	10,41
C ₈	---	---	0,0849	9,6786
C ₉	---	---	0,0696	8,9088
C ₁₀	---	---	0,0510	7,344
C ₁₁	---	---	0,0397	6,1932
C ₁₂	---	---	0,1079	18,343
Total (Σ)	1,000	18,5776	1,0000	96,0294

II-1-5. Le calcul de la pression et la température dans la colonne :

II-1-5-1. Pression aux différentes zones de la colonne :

La pression du ballon de reflux est déterminée par approximations successives selon l'équation d'isotherme de la phase liquide :

$$\sum K_i X'_{D,i} = 1$$

où : K_i : constante d'équilibre du constituant à la pression et température fixée .

On la pression dans le ballon (D107) est $P_b = 26,5 \text{ kg/cm}^2$ (26,5 bars).

En tenant compte des pertes de charge de la colonne jusqu'au ballon de reflux, la pression dans les différentes zones est calculée comme suit :

- **Pression au sommet de la colonne :**

$$P_S = P_b + \Delta P_1 .$$

$$(\Delta P_1 \in [0,2;0,5] \text{ bars}).$$

On prendra : $\Delta P_1 = 0.5$ bars.

$$P_S = 26,5 + 0.5 \quad \rightarrow$$

$$P_S = 27 \text{ bars}$$

- **Pression au fond de la colonne :**

$$P_F = P_S + \Delta P_2$$

$$(\Delta P_2 \in [0,2;0,4] \text{ bars}).$$

On prendra : $\Delta P_1 = 0.4$ bars.

$$P_F = 27 + 0,4 \quad \rightarrow$$

$$P_F = 27,4 \text{ bars}$$

- **Pression dans la zone d'alimentation :**

✓ **Alimentation froide :**

$$P_{FR} = P_S + N_P^{\text{bre}}(\Delta P')$$

$$(N_P^{\text{bre}} = 5 \text{ plateaux}).$$

$$\text{Donc : } P_{FR} = 27 + 0,01(5) \quad \rightarrow$$

$$P_{FR} = 27,05 \text{ bars}$$

✓ **Alimentation chaude :**

$$P_{CH} = P_S + N_P^{\text{bre}}(\Delta P')$$

$$(N_P^{\text{bre}} = 21 \text{ plateaux}).$$

$$\text{Donc : } P_{CH} = 27 + 0,01.(21) \quad \rightarrow$$

$$P_{CH} = 27,21 \text{ bars}$$

II-1-5-2. Température aux différentes zones de la colonne :

- **Température de rosée au sommet de la Colonne :**

A la pression $P_S = 27$ bars la température de rosé est déterminée par approximation successive selon l'équation de l'isotherme de la phase vapeur

$$\sum(Y'_{Di}/K_i) = 1$$

et le monogramme de **JENNY** et **SCHEIBEL** (voir annexe) constituants aux conditions suivantes :

- **Pression = 27 bars**
- **Température = -16°C.**

Tableau-4- : Calcul de la température au sommet de la colonne

P = 27 bars (P=391,60 Psia) et T=-16°C (T=3,2°F).				
Constituant(i)	Mi	Y _i	K _i	Y _i / K _i
N ₂	28	0,0105	14,2	0,0007
CO ₂	24	0,0058	3,5	0,0017
C ₁	16	0,8594	1,142	0,7525
C ₂	30	0,0768	0,64	0,1200
C ₃	44	0,0475	0,38	0,1250
Total (Σ)	---	1,0000	---	0,9999

- **Température de bulle au fond de la colonne :**

La température au fond de la colonne est calculée par la vérification de l'équation de l'isotherme de la phase liquide $\sum K_i \cdot X_i = 1$ de fond de colonne suivante :

Tableau-5- : Calcul de la température au fond de la colonne

P=27,4 bars (P=397,40 Psia) et T=148°C (T=298,4°F)				
Constituant(i)	Mi	X _i	K _i	K _i .X _i
N ₂	28	---	---	---
CO ₂	24	---	---	---
C ₁	16	0,0001	12,8400	0,0013
C ₂	30	0,0064	7,6200	0,0487
C ₃	44	0,0555	3,8400	0,2131
iC ₄	58	0,1382	2,1200	0,2930
nC ₄	58	0,1161	1,8742	0,2176
iC ₅	72	0,0503	0,9740	0,0500
nC ₅	72	0,0720	0,7920	0,0571
C ₆	86	0,1042	0,5600	0,0585
C ₇	100	0,1041	0,3700	0,0385
C ₈	114	0,0849	0,0940	0,0080
C ₉	128	0,0696	0,0750	0,0052
C ₁₀	144	0,0510	0,0800	0,0040
C ₁₁	156	0,0397	0,0550	0,0021
C ₁₂	170	0,1079	0,026	0,0028
Total (Σ)	---	1,0000	---	0,9999

II-1-6. Le Calcul de taux de vaporisation des phases vapeur et liquide des

alimentations de la colonne :

Le taux de vaporisation (e') de chaque alimentation (froide et chaude) et les compositions des phases (vapeur- liquide) pour les charges froide et chaude à l'équilibre à l'entrée de la colonne sont déterminés à l'aide de l'équation de TREGOUBOV.

$$\sum x'_{oi} = \sum x'_i / 1 + e \sum (K_i - 1) = 1$$

- **Alimentation froide :**

Les résultats des calculs sont donnés dans le Tableau suivant :

Tableau-6- : Le Calcul de taux de vaporisation des phases vapeur et liquide Alimentation froide

P=27,05 bars (P=392,32 Psia) et T=-25°C(T=-13°F) et (e=0,0502)				
constituant(i)	Mi	Xi	Ki	Xio
N ₂	28	0,0028	16,8	0,0014
CO ₂	24	0,0019	2,2	0,0018
C ₁	16	0,2560	3,25	0,2276
C ₂	30	0,1730	0,56	0,1766
C ₃	44	0,1580	0,17	0,1647
iC ₄	58	0,0510	0,065	0,0535
nC ₄	58	0,1032	0,045	0,1083
iC ₅	72	0,0407	0,031	0,0427
nC ₅	72	0,0562	0,02	0,059
C ₆	86	0,0646	0,0015	0,068
C ₇	100	0,0456	0,0006	0,0467
C ₈	114	0,0237	0,00045	0,0248
C ₉	128	0,0120	0,0002	0,0126
C ₁₀	144	0,0051	0,00014	0,0056
C ₁₁	156	0,0024	0,00001	0,0026
C ₁₂	170	0,0038	0,000009	0,004
Total (Σ)	---	1,0000	---	0,9999

• **Alimentation chaude :**

Les résultats des calculs sont donnés dans le Tableau suivant :

Tableau-7-: Le Calcul de taux de vaporisation des phases vapeur et liquide Alimentation chaude

P=27,21 bars (P=394,64 Psia) et T=125°C (T=257°F) et (e=0,0402)				
constituant (i)	Mi	X_i	K_i	X_{io}
N ₂	28	0,0018	18,4	0,001
CO ₂	24	0,0007	3,75	0,0006
C ₁	16	0,1235	5,25	0,1057
C ₂	30	0,0721	1,8	0,07
C ₃	44	0,0738	0,9	0,0742
iC ₄	58	0,0267	0,72	0,0258
nC ₄	58	0,0576	0,65	0,0583
iC ₅	72	0,0278	0,43	0,0286
nC ₅	72	0,0415	0,34	0,0426
C ₆	86	0,1081	0,21	0,1112
C ₇	100	0,0871	0,08	0,0901
C ₈	114	0,0813	0,047	0,0832
C ₉	128	0,073	0,026	0,0757
C ₁₀	144	0,056	0,014	0,0581
C ₁₁	156	0,0447	0,009	0,0464
C ₁₂	170	0,1236	0,005	0,1284
Total (Σ)	---	1,0000	---	0,9999

Donc :

- Pour la charge froide : $e' = 0,0502$
- Pour la charge chaude : $e' = 0,0402$

II-1-7. Volatilités relatives :

Calculons maintenant les volatilités relatives des constituants aux différents niveaux de la colonne en se basant sur l'équation

En qualité de constituant de référence, on admet le constituant clé lourd C₃H₈ les valeurs moyennes des volatilités relatives sont déterminées par les formules suivantes :

Pour la zone de rectification : $\alpha_{i,m} = 0.5 (\alpha_{D,i} + \alpha_{L,i})$.

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

Tableau -8- : les volatilités relatives des constituants aux différents niveaux de la colonne

Constituant (i)		Charge froide		Charge chaude		Le Distillat		le Résidu	
		P=26,981atm et T=-25°C		P=26,92atm et T= 125°C		P=26,9atm et T=-30°C		P=27,4atm et T= 148°C	
(i)	Mi	Ki	α_i	Ki	α_i	K _i	α_i	K _i	α_i
N ₂	28	16,8	98,8235	18,4	20,444	14,2	37,368	---	---
CO ₂	24	2,2	12,9411	3,75	4,1666	3,5	9,2105	---	---
C ₁	16	3,25	19,1176	5,25	5,8333	1,142	3,0052	12,84	3,3435
C ₂	30	0,56	3,2941	1,8	2	0,64	1,6842	7,62	1,9843
C ₃	44	0,17	1	0,9	1	0,38	1	3,84	1
iC ₄	58	0,065	0,3823	0,72	0,8	---	---	2,12	0,5520
nC ₄	58	0,045	0,2647	0,65	0,7222	---	---	1,874	0,4880
iC ₅	72	0,031	0,1823	0,43	0,4777	---	---	0,994	0,2588
nC ₅	72	0,02	0,1176	0,34	0,3777	---	---	0,792	0,2062
C ₆	86	0,0015	0,0088	0,21	0,2333	---	---	0,56	0,1458
C ₇	100	0,0006	0,0035	0,08	0,0888	---	---	0,37	0,0963
C ₈	114	0,0004	0,0026	0,047	0,0522	---	---	0,094	0,0244
C ₉	128	0,0002	0,0011	0,026	0,0288	---	---	0,075	0,0195
C ₁₀	144	14. 10 ⁻⁵	0,00082	0,014	0,0155	---	---	0,08	0,0208
C ₁₁	156	1. 10 ⁻⁵	5,88.10 ⁻⁵	0,009	0,01	---	---	0,055	0,0143
C ₁₂	170	9. 10 ⁻⁶	5,294.10 ⁻⁵	0,005	0,0055	---	---	0,026	0,0067
(Σ)	---	---	---	---	---	---	---	---	---

Tableau -9- : volatilités relatives du constituant i de Les zone de la colonne

Constituant (i)		Zone d'alimentation	zone de Rectification	zone de d'épuisement
(i)	Mi	$\alpha_{i,L}$	$\alpha_{i,Rect}$	$\alpha_{i,Epuis}$
N ₂	28	59,6337	48,5010	---
CO ₂	24	8,5538	8,8821	---
C ₁	16	12,4754	7,7403	7,9094
C ₂	30	2,6470	2,1656	2,3156
C ₃	44	1	1	1
iC ₄	58	0,5911	---	0,5715
nC ₄	58	0,4934	---	0,4907
iC ₅	72	0,3300	---	0,2944
nC ₅	72	0,2476	---	0,2270
C ₆	86	0,1210	---	0,1334
C ₇	100	0,0461	---	0,0712
C ₈	114	0,0274	---	0,0259
C ₉	128	0,0149	---	0,0172
C ₁₀	144	0,0081	---	0,0144
C ₁₁	156	0,0050	---	0,0096
C ₁₂	170	0,0027	---	0,0047
Total	---	86,1972	68,289	13,085

II-1-8. Calcul du régime à reflux minimal et optimal :

Le calcul se fait à partir $(r_b)_{\min} = \varphi \sum (\alpha_{Li} \cdot X'_{R,i} / \alpha_{Li} - \varphi)$ par approximation successive :

La valeur de φ dans l'équation varie généralement entre les volatilités relatives des constituants clés :

➤ $\alpha_{L,C2} = 2,6470$ et

➤ $\alpha_{L,C3} = 1$.

Le calcul pour $\varphi = ?$ est donné dans les tableaux suivants :

• **Pour l'alimentation froide :**

Le calcul pour $\varphi = 1,3408$ ($e = 0,04502$)

Tableau -10- : Calcul du régime à reflux minimal et optimal

(i)	$X_{FR,i}$	α_i	X_{FR,α_i}	$\alpha_i - \varphi$	$.(X_{CH,\alpha_i}) / (\alpha_i - \varphi)$
N ₂	0,0028	98,8235	0,2767	97,4827	0,0028
CO ₂	0,0019	12,9411	0,0245	11,6003	0,0021
C ₁	0,2560	19,1176	4,8941	17,7768	0,2753
C ₂	0,1730	3,2941	0,5698	1,9533	0,2917
C ₃	0,1580	1	0,158	-0,3408	-0,4636
iC ₄	0,0510	0,3823	0,0195	-0,9585	-0,0203
nC ₄	0,1032	0,2647	0,0273	-1,0761	-0,0253
iC ₅	0,0407	0,1823	0,0074	-1,1585	-0,0064
nC ₅	0,0562	0,1176	0,0066	-1,2232	-0,0054
C ₆	0,0646	0,0088	0,0005	-1,332	-0,0004
C ₇	0,0456	0,0035	0,0001	-1,3373	-0,0001
C ₈	0,0237	0,0026	$6,162 \cdot 10^{-5}$	-1,3382	$-4,6047 \cdot 10^{-5}$
C ₉	0,0120	0,0011	0,00001	-1,3397	$-9,853 \cdot 10^{-6}$
C ₁₀	0,0051	0,00082	$4,182 \cdot 10^{-6}$	-1,3399	$-3,1209 \cdot 10^{-6}$
C ₁₁	0,0024	$5,882 \cdot 10^{-5}$	$1,412 \cdot 10^{-7}$	-1,3407	$-1,053 \cdot 10^{-7}$
C ₁₂	0,0038	$5,294 \cdot 10^{-5}$	$2,012 \cdot 10^{-7}$	-1,3407	$-1,5005 \cdot 10^{-7}$
Σ	1,0000	86,1972	5,9850	116,3047	0,05019

• Pour l'alimentation chaude :

Le calcul pour $\varphi = 1,3837$ ($e = 0,0402$).

Tableau -11- : Calcul du régime à reflux minimal et optimal

(i)	$X_{CH,i}$	α_i	X_{CH,α_i}	$\alpha_i - \varphi$	$.(X_{CH,\alpha_i}) / (\alpha_i - \varphi)$
N ₂	0,0018	20,444	0,0367	19,0603	0,002
CO ₂	0,0007	4,1666	0,0029	2,7829	0,001
C ₁	0,1236	5,8333	0,7210	4,4496	0,161
C ₂	0,0721	2	0,1442	0,6163	0,2325
C ₃	0,0740	1	0,0740	-0,3837	-0,1928
iC ₄	0,0267	0,8	0,0213	-0,5837	-0,0366
nC ₄	0,0576	0,7222	0,0416	-0,6615	-0,0628
IC ₅	0,0280	0,4777	0,0133	-0,906	-0,0147
nC ₅	0,0416	0,3777	0,0157	-1,006	-0,0156
C ₆	0,1081	0,2333	0,0252	-1,1504	-0,0219
C ₇	0,0871	0,0888	0,0077	-1,2949	-0,0056
C ₈	0,0813	0,0522	0,0042	-1,3315	-0,0031
C ₉	0,0730	0,0288	0,0021	-1,3549	-0,0015
C ₁₀	0,0560	0,0155	0,0008	-1,3682	-0,0006
C ₁₁	0,0447	0,01	0,0004	-1,3737	-0,0003
C ₁₂	0,1237	0,0055	0,0006	-1,3782	-0,0005
Σ	1,0000	36,2556	1,1117	14,1164	0,04019

On prend la moyenne des φ

Donc :

$\Phi = 1,36225$

• Calcul le taux de reflux minimal :

D'après l'équation - $(r_f)_{\min} = \varphi \Sigma(YD_i / \alpha_{Li} - \varphi)$ avec $\varphi = 1,36225$

On'a :

$(r_f)_{\min} = 0,1462$

• Calcul le taux de reflux optimal :

Le taux de reflux optimal est calculé par l'équation de GILLILAND :

$$(r_f)_{opt} = 1,17 \cdot (r_f)_{min} + 0,15$$

Donc :

$$(r_f)_{opt} = 0,3210$$

II-1-9. Calcul le taux de rebouillage minimal et optimal :

Le taux de rebouillage minimal est calculé par l'équation

$$(r_b)_{min} = \varphi \sum (\alpha_{Li} \cdot X'_{R,i} / \alpha_{Li} - \varphi):$$

Tableau -12- : Calcul du taux de rebouillage minimal

(i)	X_i	α_i	$X_i \cdot \alpha_i$	$\alpha_i - \varphi_m$	$(X_i \cdot \alpha_i) / (\alpha_i - \varphi_m)$
N ₂	0	59,6337	---	58,27145	---
CO ₂	0	8,5538	---	7,19155	---
C ₁	0,0001	12,4754	0,00124	11,11315	0,0001
C ₂	0,0064	2,647	0,01700	1,28475	0,0131
C ₃	0,0555	1	0,0555	-0,36225	-0,1532
iC ₄	0,1382	0,5911	0,0817	-0,77115	-0,106
nC ₄	0,1161	0,4934	0,0572	-0,86885	-0,0660
iC ₅	0,0503	0,33	0,0166	-1,03225	-0,0160
nC ₅	0,072	0,2476	0,01782	-1,11465	-0,0160
C ₆	0,1042	0,121	0,01262	-1,24125	-0,0101
C ₇	0,1041	0,0461	0,0048	-1,31615	-0,0036
C ₈	0,0849	0,0274	0,0023	-1,33485	-0,0017
C ₉	0,0696	0,0149	0,0010	-1,34735	-0,0007
C ₁₀	0,051	0,0081	0,0004	-1,35415	-0,0003
C ₁₁	0,0397	0,005	0,0002	-1,35725	-0,0001
C ₁₂	0,1079	0,0027	0,0003	-1,35955	-0,0002
Σ	1,0000	86,1972	0,2687	64,4012	-0,3609

Donc :

$$(r_b)_{min} = 0,3609$$

Le taux de rebouillage optimal est calculé par l'équation :

$$(r_b)_{opt} = [(r_f)_{opt}(D/R) + (1-e)L/R]$$

$$(r_b)_{opt} = [0,3210.(639,19/1983,95) + (1 - 0,0452).(2983,25)/ 1983,95].$$

Donc :

$(r_b)_{opt} = 1,54$

II-1-10. Le bilan thermique de la colonne :

L'établissement du bilan thermique de la colonne est nécessaire pour vérifier les débits des reflux du condenseur et de rebouilleur. L'équation du bilan thermique de la colonne entière s'écrit :

Le bilan de thermique global : $Q_C + Q_F + Q_{Rb} = Q_R + Q_D + Q_{Con}.$

Et :

$$Q_C = C.h_c \quad \text{Avec :} \quad h_c = \epsilon_c . H_{0,C} + (1-\epsilon_c).h_{0,C}$$

$$Q_F = F.h_F \quad \text{Avec :} \quad h_F = \epsilon_F . H_{0,F} + (1-\epsilon_F).h_{0,F}$$

$$Q_{Rb} = G_R.(H_R - h_R).$$

$$Q_R = R.h_R$$

$$Q_D = D.h_D$$

$$Q_{Con} = (D+g_x).(H_D - h_D).$$

Et :

$$H_R = \epsilon_{G,R} . H_{G,R} + (1-\epsilon_{G,R}).h_{G,R}$$

• Détermination de g_x et G_R :

$$g_x = (r_f)_{opt} . D \quad \rightarrow \quad g_x = 0,3210 . 639,19$$

$$\rightarrow \quad \boxed{g_x = 205,18 \text{ Kmol/h.}}$$

$$G_R = (r_b)_{opt} . R \quad \rightarrow \quad G_R = 1,54 . 1983,95.$$

$$\rightarrow \quad \boxed{G_R = 3055,283 \text{ Kmol/h.}}$$

II-1-10-1. Composition et masse moléculaire des phases liquides et vapeurs des alimentation chaude et froide :

- **Alimentation froide :**

Tableau –13- : Composition et masse moléculaire des phases liquides et vapeurs des alimentation froide

constituant (i)	M _i	Phase liquide		Phase vapeur	
		X _{io}	M _i .X _{io}	Y _{io}	M _i .Y _{io}
N ₂	28	0,0014	0,0392	0,0023	0,0644
CO ₂	44	0,0018	0,0432	0,0040	0,096
C ₁	16	0,2276	3,6416	0,7414	11,8624
C ₂	30	0,1766	5,298	0,2089	6,267
C ₃	44	0,1647	7,2468	0,032	1,408
iC ₄	58	0,0535	3,103	0,0034	0,1972
nC ₄	58	0,1083	6,2814	0,0048	0,2784
iC ₅	72	0,0427	3,0744	0,0017	0,1224
nC ₅	72	0,059	4,248	0,0012	0,0864
C ₆	86	0,068	5,848	0,0002	0,0172
C ₇	100	0,0467	4,67	2,801.10 ⁻⁵	0,0028
C ₈	114	0,0248	2,8272	1,116.10 ⁻⁵	0,0012
C ₉	128	0,0126	1,6128	2,52.10 ⁻⁶	0,00032
C ₁₀	144	0,0056	0,8064	7,84.10 ⁻⁷	0,00011
C ₁₁	156	0,0026	0,4056	2,60.10 ⁻⁸	4,056.10 ⁻⁶
C ₁₂	170	0,004	0,68	3,60.10 ⁻⁸	6,12.10 ⁻⁶
Σ		1,000	49,8256	0,9999	20,404

- Alimentation chaude :

Tableau -14- : Composition et masse moléculaire des phases liquides et vapeurs des alimentation chaude

constituant (i)	M _i	Phase liquide		Phase vapeur	
		X _{io}	M _i .X _{io}	Y _{io}	M _i .Y _{io}
N ₂	28	0,001	0,028	0,0184	0,5152
CO ₂	44	0,0006	0,0144	0,0022	0,0528
C ₁	16	0,1057	1,6912	0,5555	8,888
C ₂	30	0,07	2,1	0,226	6,78
C ₃	44	0,0742	3,2648	0,0766	3,3704
iC ₄	58	0,0258	1,4964	0,0185	1,073
nC ₄	58	0,0583	3,3814	0,0378	2,1924
iC ₅	72	0,0286	2,0592	0,0123	0,8856
nC ₅	72	0,0426	3,0672	0,0144	1,0368
C ₆	86	0,1112	9,5632	0,0233	2,0038
C ₇	100	0,0901	9,01	0,0072	0,72
C ₈	114	0,0832	9,4848	0,004	0,456
C ₉	128	0,0757	9,6896	0,002	0,256
C ₁₀	144	0,0581	8,3664	0,0008	0,1152
C ₁₁	156	0,0464	7,2384	0,0004	0,0624
C ₁₂	170	0,1284	21,828	0,0006	0,102
Σ		0,9999	92,283	1,0000	28,5096

II-1-10-2. Composition et masse moléculaire du résidu et de distillat :

Tableau -15- : Composition et masse moléculaire du résidu et de distilla

constituant (i)	M _i	Distillat		Residu	
		Y _i	M _i .Y _i	X _i	M _i .X _i
N ₂	28	0,0105	0,294	---	---
CO ₂	44	0,0058	0,1392	---	---
C ₁	16	0,8594	13,7504	0,0001	0,0016
C ₂	30	0,0768	2,304	0,0064	0,192
C ₃	44	0,0475	2,09	0,0555	2,442
iC ₄	58	---	---	0,1382	8,0156
nC ₄	58	---	--	0,1161	6,7338
iC ₅	72	---	---	0,0503	3,6216
nC ₅	72	---	---	0,072	5,184
C ₆	86	---	---	0,1042	8,9612
C ₇	100	---	---	0,1041	10,41
C ₈	114	---	---	0,0849	9,6786
C ₉	128	---	---	0,0696	8,9088
C ₁₀	144	---	---	0,051	7,344
C ₁₁	156	---	---	0,0397	6,1932
C ₁₂	170	---	---	0,1079	18,343
Σ	---	1,0000	76,5776	1,0000	96,0294

II-1-10-3. Calcul de l'enthalpie du distillat à l'état liquide :

A la température T = -31°F (T = -35°C) et M = 18,5776 Kg/ kmol.

On a : h_D = -26 BTU/LB = -14,4664 Kcal/Kg = -268,75 Kcal/Kmol.

II-1-10-4. Calcul de l'enthalpie des vapeurs du sommet de la colonne :

A la température T = -22°F (T = -30°C) et P = 391,60 Psia (P = 27bars)

Avec : M = 14,2 Kg/ kmol

On a: H_D = 175 BTU/LB = 97,37 Kcal/Kg = 7456,361 Kcal/Kmol.

II-1-10-5. Calcul de l'enthalpie de la charge chaude :

$$h_C = \epsilon_C \cdot H_{0,C} + (1 - \epsilon_C) \cdot h_{0,C}$$

A la température $T = 257^\circ\text{F}$ ($T = 125^\circ\text{C}$) et $P = 394,64$ Psia ($P = 27,21$ bars)

avec : $M = 48,3906$ Kg/ kmol

On a : $H_{C,0} = 275$ BTU/LB. = $153,01$ Kcal/Kg = $4362,254$ Kcal/Kmol

$h_{C,0} = 80$ BTU/LB. = $44,512$ Kcal/Kg = $4107,7008$ Kcal/Kmol

Donc : $h_C = 87,86$ BTU/LB. = $48,8853$ Kcal/Kg = $4402,0923$ Kcal/Kmol

II-1-10-6. Calcul de l'enthalpie de la charge froide :

$$H_F = \epsilon_F \cdot H_{0,C} + (1 - \epsilon_F) \cdot h_{0,F}$$

A la température $T = -13^\circ\text{F}$ ($T = -25^\circ\text{C}$) et $P = 392,32$ Psia ($P = 27,05$ bars).

avec : $M = 48,3906$ Kg/ kmol

On a : $H_{F,0} = 155$ BTU/LB. = $86,242$ Kcal/Kg = $1759,6817$ Kcal/Kmol

$h_{F,0} = -62$ BTU/LB. = $-34,4968$ Kcal/Kg = $-1718,8237$ Kcal/Kmol

Donc : $h_F = -51,1066$ BTU/LB. = $-28,4357$ Kcal/Kg = $-1376,0205$ Kcal/Kmol.

II-1-10-7. Calcul de l'enthalpie du résidu :

A la température $T = 298,4^\circ\text{F}$ ($T = 148^\circ\text{C}$) et $P = 397,40$ Psia ($P = 27,4$ bars).

Avec : $M = 96,03$ Kg/ kmol

On a : $h_R = 98$ BTU/LB = $54,5272$ Kcal/Kg = $4909,0838$ Kcal/Kmol

Tableau -16- : Le résumé de calculs des enthalpies est porté

Effluent	M _{moy} Kg/Kmol	Température		Pression		Enthalpie		
		°C	°F	Bar	Psia	BTU/LB	Kcal/Kg	Kcal/Kmol
Phase liquide de la charge chaude h _{0,C}	92,283	125	257	27,21	394,64	80	44,512	4107,7008
Phase vapeur de la charge Chaude H _{0,C}	48,3906	125	257	27,21	394,64	275	153,01	4362,254
Phase liquide de la charge Froide h _{0,F}	49,8256	-25	-13	27,05	392,32	-62	-34,4968	-1718,8237
Phase vapeur de la charge Froide H _{0,F}	20,404	-25	-13	27,05	392,32	155	86,242	1759,6817
Distillat liquide h _D	45,767	-30	-22	26,5	384,35	-50	-27,82	-1273,2379
Distillat vapeur H _D	18,5776	-15	5	27	391,60	175	97,37	7456,361
Résidu h _D	96,0294	148	289,4	27,4	397,4	98	54,5272	4909,0838

N.B. :

$$H \text{ (Kcal/Kg)} = 0,5564 \cdot H \text{ (BTU/lb)}$$

$$T \text{ (°F)} = T \text{ (°C)} \cdot 9/5 + 32$$

$$P \text{ (Psia)} = 14,5 \cdot P \text{ (atm)}$$

II -1-10-8. Calcul de la charge thermique du four :

$$Q_C = C \cdot h_C = 1687,48 \cdot (4402,065) = 7428,4 \cdot 10^3 \text{ Kcal/h}$$

$$Q_F = F \cdot h_F = 1285,33 \cdot (-1417,6908) = -1822,20 \cdot 10^3 \text{ Kcal/h}$$

$$Q_R = R \cdot h_R = 1983,13 \cdot (5236,247) = 10384,1585 \cdot 10^3 \text{ Kcal/h}$$

$$Q_D = D \cdot h_D = 9639,16 \cdot (1808,9) = 1156,176 \cdot 10^3 \text{ Kcal/h}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{Con}} &= (\mathbf{D} + \mathbf{g}_x) \cdot (\mathbf{H}_D - \mathbf{h}_D) = (693,16 + 205,18) \cdot (1273,238 + 1808,9) \\ &= 4556,6883 \cdot 10^3 \text{ Kcal/h.} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{Rb}} &= (\mathbf{Q}_R + \mathbf{Q}_D + \mathbf{Q}_{\text{Con}}) - (\mathbf{Q}_C + \mathbf{Q}_F) \\ &= [(10384,1585 + 1156,176 + 4556,6883) - (7428,4 - 1822,20)] \cdot 10^3 \\ &= 10490,8228 \cdot 10^3 \text{ Kcal/h.} \end{aligned}$$

$$Q_{\text{Rb}} = G_x \cdot (\mathbf{H}_R - \mathbf{h}_R)$$

Donc :

$$\mathbf{H}_R = \mathbf{h}_R + (Q_{\text{Rb}} / G_x) = \mathbf{h}_R + (Q_{\text{Rb}} / G_x) = 5236,247 + (10490,8228 \cdot 10^3 / 3055,283)$$

$$H_R = 8669,8614 \text{ Kcal/h.}$$

II-2. Four H101

II-2-1. Données de départ :

- Débit de la charge a chauffé : **245000 Kg/H.** (repartie en 4 passes.)
- Température d'entrée de la charge : **148 °C.**
- Taux de vaporisation : **50%.**
- Pression de la charge à l'entrée : Pe : **32 bars.**
- Pression de la charge à l'entrée : Ps : **28 bars.**
- Excès d'air : **20 %.**
- Température de l'air de combustion : **45 °C.**
- Humidité relative de l'air : **45 %.**
- Rendement : **70 ÷ 80%**

Tableau-17- : Composition du gaz combustible (fuel - gaz)

Composant	N ₂	CO ₂	C ₁	C ₂	C ₃	iC ₄	nC ₄	iC ₅	nC ₅	C ₆
(%mol)	5,68	0,31	83,31	8,08	1,84	0,25	0,36	0,06	0,07	0,04

Les calculs effectués :

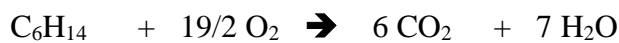
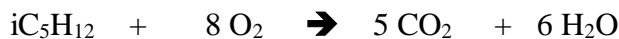
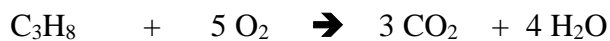
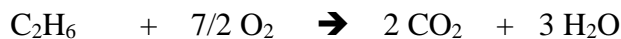
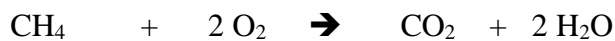
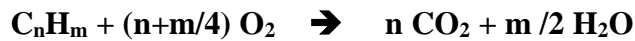
- Calcul de la combustion.
- Le bilan thermique du four H101.

II-2-2. Calcul de la combustion :

Le calcul est basé sur l'équation stœchiométrique de la combustion des hydrocarbures ayant la formule généralisée C_nH_m , avec des excès d'air variant de **10%** à **40%** selon les équipements de chauffage.

II-2-2-1. Réaction à combustion :

Formule générale :



II-2-2-2. Quantité d'oxygène (O_2) nécessaire à la combustion :

D'après les réaction de combustion de fuel gaz de module III de Hassi R'Mel :

$$N_{O_2} = 2 \times (0,8331) + 7/2 \times (0,0808) + 5 \times (0,0184) + 13/2 \times (0,0025) \\ + 13/2 \times (0,0036) + 8 \times (0,0006) + 8 \times (0,0007) + 19/2 \times (0,0004)$$

$$\rightarrow \boxed{N_{O_2} = 2,09485 \text{ Kmol/Kmol}_{\text{gaz}}}$$

La quantité pratique de O_2 en tenant compte l'excès d'air ($\alpha=20\%$).

$$\text{Donc: } N_{O_2} = N_{O_2} + \alpha \times N_{O_2} \rightarrow N_{O_2} = (1 + 0,2) \times 2,09485$$

$$\rightarrow \boxed{N_{O_2P} = 2,5138 \text{ Kmol/Kmol}_{\text{gaz}}}$$

II-2-2-3. La quantité d'air nécessaire à la combustion :

Comme la teneur de l'air en O_2 est **21%**, alors la quantité d'air théorique :

$$N_{AIR_{th}} = N_{O2_{th}} \times \frac{100}{21} \rightarrow N_{AIR_{th}} = 2,09485 \times \frac{100}{21}$$

$$\rightarrow \boxed{N_{Air\ th} = 9,9754 \text{ Kmol/Kmol}_{\text{gaz}}}$$

La quantité pratique de l'air en tenant compte l'excès ($\alpha=20\%$) est :

$$N_{AIR_P} = (1 + \alpha) \times N_{AIR_{th}} \rightarrow N_{AIR_P} = (1 + 0,2) \times 9,9754$$

$$\rightarrow \boxed{N_{air\ P} = 11,9705 \text{ Kmol/Kmol}_{\text{gaz}}}$$

Donc le rapport stœchiométrique est de l'ordre (1/12).

II-2-2-4. Les quantités des produits de la combustion (Composition des fumées) :

- La quantité dioxyde de carbone (CO₂) dégagé :

$$N_{CO_2} = 0,8331 + 2 \times (0,0808) + 3 \times (0,0184) + 4 \times (0,0025) + 4 \times (0,0036) \\ + 5 \times (0,0006) + 5 \times (0,0007) + 6 \times (0,0004)$$

$$\rightarrow \boxed{N_{CO_2} = 1,0832 \text{ Kmol/Kmol}_{\text{gaz}}}$$

- La quantité d'eau (H₂O) dégagé :

$$N_{H_2O} = 2 \times (0,331) + 3 \times (0,0808) + 4 \times (0,0184) + 5 \times (0,0025) + 5 \times (0,0036) \\ + 6 \times (0,0006) + 6 \times (0,0007) + 7 \times (0,0004)$$

$$\rightarrow \boxed{N_{H_2O} = 2,0233 \text{ Kmol/Kmol}_{\text{gaz}}}$$

En tenant compte l'humidité de l'air, la quantité d'eau est alors :

$$N_{H_2O} = N_{Air} \cdot P_{H_2O} / (P - P_{H_2O})$$

$$N_{H_2O} = 11,9757 \cdot 72,385 / (760 - 72,385) \rightarrow \boxed{N_{H_2O} = 0,3905 \text{ Kmol/Kmol}_{\text{gaz}}}$$

Soit l'humidité relative de l'air (45%) :

$$N'_{H_2O} = N_{H_2O} \cdot (45/100) \rightarrow N'_{H_2O} = 0,3905 \cdot (45/100)$$

→

$$N'_{H_2O} = 0,1757 \text{ Kmol/Kmol}_{\text{gaz}}$$

➤ La quantité d'eau totale :

$$N_{H_2O} = 2,066 + 0,1757 \rightarrow$$

$$N_{H_2O\text{Totale}} = 2,4117 \text{ Kmol/Kmol}_{\text{gaz}}$$

➤ La quantité d'azote (N₂) dans l'air :

$$N_{N_2} = 0,79 \times (11,9757)$$

$$N_{N_2} = 9,4608 \text{ Kmol/Kmol}_{\text{gaz}}$$

➤ quantité d'azote totale : $N_{N_2\text{Totale}} = N_{N_2\text{air}} + N_{N_2\text{gaz}}$

$$N_{N_2\text{Totale}} = 9,4608 + 0,0568 \rightarrow$$

$$N_{H_2O\text{Totale}} = 2,4117 \text{ Kmol/Kmol}_{\text{gaz}}$$

II-2-2-5. Caractéristique des fumées :

Tableau 18 : Caractéristique des fumées

Composant	PM (Kg/Kmol)	Quantité (Kmol)	% Vol	% Mol	M _i . X _i
CO ₂	44	1,3932	10,1387	10,1387	4,4610
H ₂ O	18	2,4117	17,5506	17,5506	3,1591
N ₂	28	9,5176	69,2622	69,2622	19,3934
O ₂	32	0,4189	3,0485	3,0485	0,9755
Total		13,7414	100	100	27,9890

Tableau 19 : Caractéristique des fumées

Composition de Combustible	% Mol	O ₂ pour La combustion	Composition des fumées				Composition de Combustible
			CO ₂	H ₂ O	O ₂	N ₂	
N ₂	5,68	---	---	---	---	5,68	N ₂
CO ₂	0,31	---	0,31	---	---	---	CO ₂
C ₁	83,31	166,62	83,31	166,62	---	---	C ₁
C ₂	8,08	28,28	16,16	24,24	---	---	C ₂
C ₃	1,84	9,20	5,52	7,63	---	---	C ₃
iC ₄	0,25	1,625	1,00	1,25	---	---	iC ₄
nC ₄	0,36	2,43	1,44	1,8	---	---	nC ₄
iC ₅	0,06	0,48	0,30	0,36	---	---	iC ₅
nC ₅	0,07	0,56	0,35	0,42	---	---	nC ₅
C ₆	0,04	0,38	0,24	0,28	---	---	C ₆
Total	100	209,485	---	92,17	41,897	951,175	Air de Combustion Total
O₂ excès (20%)		41,897					
			108,63	294,5	41,897	952,348	
O₂ comb		251,382	7,76	21,04	2,99	68,02	% Mol
N₂ air		946,668	1397,3800				N^{bre} total des fumées pour 100 moles de gaz combustible
N^{bre} de Kmol d'air de combustion pour 100 moles de gaz combustible		1197,05					

II-2-2-6. Calcul les spécifications des fumées et de gaz combustible :

- 1- La masse moléculaire des fumées :

$$M_f = \sum_i^4 M_i X_i \rightarrow M_f = 44 \times (0,1013) + 18 \times (0,1755) + 28 \times (0,6926) + 32 \times (0,3048)$$

→

M_f = 27,9890 Kg/Kmol
--

- 2- La masse volumique des fumées aux conditions normales :

$$\rho_f = \frac{M_f}{22,4} \rightarrow \rho_f = 27,9890/22,4 \rightarrow \boxed{\rho_f = 1,2495 \text{ Kg/m}^3}$$

- 3- Volume des fumées formées par la combustion de 1Nm³ de fuel gaz :

$$V_f = 1397,38/100 \rightarrow \boxed{V_f = 13,9738 \text{ Nm}^3}$$

- 4- La masse moléculaire de gaz combustible : $M_{\text{gazcomb}} = \Sigma (M_i \cdot Y_i)$

$$M_f = 28 \times (0,0568) + 24 \times (0,0031) + 16 \times (0,8331) + 30 \times (0,0808) + 44 \times (0,0184) \\ + 58 \times (0,0025) + 58 \times (0,0036) + 72 \times (0,0006) + 72 \times (0,0007) + 86 \times (0,0004).$$

$$\rightarrow \boxed{M_{\text{gaz comb}} = 18,8222 \text{ Kg/Kmol}}$$

- 5- La masse volumique de combustible aux conditions normales :

$$\rho_{\text{com}} = \frac{M_{\text{com}}}{22,4} \rightarrow \rho_{\text{com}} = 18,8222/22,4 \rightarrow \boxed{\rho_{\text{com}} = 0,7842 \text{ Kg/m}^3}$$

- 6- La masse volumique de l'air :

$$\rho_{\text{air}} = 1,293 \text{ Kg/m}^3$$

- 7- Le débit d'air sec pour un 1 Kg de combustible :

$$L_s = 1,293 \cdot (N_{\text{Air}}/\rho_{\text{com}}) \rightarrow L_s = 1,293 \cdot (11,9757/0,7842)$$

$$\rightarrow \boxed{L_s = 19,7457 \text{ Kg/Kg comb}}$$

- 8- La quantité des fumées rapportée à 1Kg de gaz :

$$G_f = V_f \cdot (\rho_f / \rho_{\text{comb}}) \rightarrow G_f = 13,9738 \cdot (1,2495 / 0,7842)$$

$$\rightarrow \boxed{G_f = 22,2650 \text{ Kg fumée s / Kg comb}}$$

Si l'on considère l'humidité de l'air, on peut calculer la quantité prise des fumées par la combustion de 1Kg de combustible :

$$G_f = V_{\text{Air}} \cdot (\rho_{\text{Air}} / \rho_{\text{comb}}) \rightarrow G_f = 11,9705 \cdot (1,293 / 0,7842)$$

$$\rightarrow \boxed{G_f = 19,3771 \text{ Kg/Kg comb}}$$

II-2-2-7. Pouvoir calorifique du combustible :

Tableau 20 : Pouvoir calorifique du combustible

Gaz	N ₂	CO ₂	CH ₄	C ₂ H ₄	C ₃ H ₆	iC ₄ H ₁₀	nC ₄ H ₁₀	iC ₅ H ₁₂	nC ₅ H ₁₂	C ₆ H ₁₄
PCS Kcal/Nm ³	---	---	8859	15523	22101	28576	28644	35123	35190	41754

- Calcul du pouvoir calorifique inférieur du combustible : (PCI)

$$PCI = PCS - 10,9.N \quad (\text{pour un gaz}).$$

- Détermination du nombre de moles de l'eau :

$$1 \text{ mol de gaz} \longrightarrow 2,945 \text{ moles de H}_2\text{O}.$$

$$22,4 \cdot 10^{-3} \text{ mol de gaz} \longrightarrow 2,945 \text{ moles de H}_2\text{O}.$$

$$1 \text{ Nm}^3 \text{ de gaz} \longrightarrow N.$$

Donc :

$$N = 131,4732 \text{ moles de H}_2\text{O}$$

- Calcul du pouvoir calorifique supérieur du combustible : (PCS)

$$PCS_{\text{moy}} = \sum (Y'_i \cdot PCS_i)$$

$$\rightarrow PCS_{\text{moy}} = 9278,3165 \text{ Kcal/Nm}^3$$

$$\text{Donc : } PCI = 9278,3165 - 10,9 \cdot 131,4732$$

$$\rightarrow PCI = 7845,2586 \text{ Kcal/Nm}^3$$

- Pouvoir calorifique inférieur de 1Kg du combustible :

$$Q_{\text{inf}} = PCI / \rho_{\text{comb}} \rightarrow Q_{\text{inf}} = 7845,2586 / 0,7842$$

$$\rightarrow Q_{\text{inf}} = 10004,1553 \text{ Kcal/Nm}^3$$

II-2-3. Bilan thermique :

II-2-3-1. La quantité de chaleur absorbée par la charge :

D'après le bilan de la colonne on :

$$Q_{\text{ab}} = 10490,828 \cdot 10^3 \text{ Kcal/h}$$

$$\text{Et on a : } Q_{\text{ab}} = G_R \cdot (H_R - h_R).$$

\rightarrow

$$H_R = 97,3469 \text{ Kcal/h}$$

$$\text{Donc : } H_R = h_R + (Q_{\text{ab}} / G_x)_{\text{comb}}$$

$$\text{Donc : } H_R = h_R + (Q_{\text{ab}} / G_x) \rightarrow H_R = 54,5272 + (10490,828 \cdot 10^3 / 245 \cdot 10^3)$$

La température à la sortie du four doit être telle que l'enthalpie de la charge sortant soit égale à la valeur de H_R .

La température correspondante est $T_s = 180^\circ\text{C}$, elle est déterminée par approximation successive en utilisant le taux de vaporisation du four (e'_0).

- l'enthalpie de la phase liquide à 180°C : ($T = 356^\circ\text{F}$)

On a : $h_{180} = 146 \text{ BTU/LB} = 81,23 \text{ Kcal/Kg} = 7843,8287 \text{ Kcal/Kmol}$.

à $M = 96,5632 \text{ Kg/ kmol}$ et $P = 411,04 \text{ Psia}$ (28 bar).

- l'enthalpie de la phase vapeur à 180°C : ($T = 356^\circ\text{F}$)

On a : $H_{180} = 250 \text{ BTU/LB} = 139,1 \text{ Kcal/Kg} = 10611,2435 \text{ Kcal/Kmol}$.

à $M = 76,285 \text{ Kg/ kmol}$ et $P = 411,04 \text{ Psia}$ (28 bar).

Tableau 21 : la masse moléculaire moyenne pour la zone de flash

Constituant 'i'	Taux de vaporisation ($e'_0 = 0,5$)				
	phase liquide			phase vapeur	
	M_i	X'_{i0}	$M_i \cdot X'_{i0}$	Y'_{i0}	$M_i \cdot Y'_{i0}$
C_1	16	0,00002	0,00032	0,00008	0,00128
C_2	30	0,0023	0,069	0,0052	0,1560
C_3	44	0,0562	2,728	0,0836	3,6784
iC_4	58	0,1204	6,9832	0,1558	9,0364
nC_4	58	0,1231	7,1398	0,1082	6,2756
iC_5	72	0,0602	4,3344	0,3752	27,0144
nC_5	72	0,0817	5,8824	0,0456	3,2832
C_6	86	0,0985	8,471	0,0685	5,891
C_7	100	0,0976	9,76	0,0447	4,47
C_8	114	0,0853	9,7242	0,0268	3,0552
C_9	128	0,0702	8,9856	0,0221	2,8288
C_{10}	144	0,0555	7,992	0,0014	0,2016
C_{11}	156	0,0403	6,2868	0,0202	3,1512
C_{12}	170	0,1086	18,462	0,0426	7,242
Total	---	0,9999	96,5632	0,9999	76,285

II-2-3-2. La quantité de chaleur dégagée dans la chambre de combustion :

On admet que : $\eta = 75\%$ (le four fonctionne sans pré chauffeur d'air).

$$Q_{\text{réel}} = Q_{\text{ab}} / \eta \quad \rightarrow \quad Q_{\text{réel}} = 10490,828 \cdot 10^3 / 0,75$$

$$\rightarrow \quad \boxed{Q_{\text{réel}} = 13987.7706 \cdot 10^3 \text{ Kcal/h}}$$

II-2-3-3. Le débit de combustible :

$$B = Q_{\text{réel}} / Q_{\text{ab}} \quad \rightarrow \quad B = 139877706 \cdot 10^3 / 10490,828 \cdot 10^3$$

$$\rightarrow \quad \boxed{B = 1333,3333 \text{ Kg}_{\text{ gaz comb/h}}$$

II-2-3-4. Le nombre de brûleurs :

Le nombre des brûleurs dans les fours est déterminé à partir du débits de combustible brûlé dans un brûleur (généralement entre 150 et 180 Kg/h).

$$N = B / 170 \quad \rightarrow \quad N = 1333,333 / 170$$

$$\rightarrow \quad \boxed{N = 8 \text{ brûleurs}}$$

II-3-. Interprétation et comparaison de résultats

II-3-1. Comparaison :

Tableau –22- : Comparaison les valeur actuelles et calculé de Déethaniseur C101 :

Paramètres	Valeurs actuelles	Valeurs calculé
Température de tête (°C)	-15.6	-16
Température du fond (°C)	150	148

Tableau –23- : Comparaison les valeur actuelles et calculé de Four H101 :

Paramètres	Valeurs actuelles	Valeurs calculé
Température de tête (°C)	183,8	180
Nombre des brûleurs	10	8

II-3-2. Interprétation des résultats :

D'après les résultats obtenus et en comparaison avec ceux du fonctionnement actuel de four **H101** on a disposé un gain en énergie consommé dû à la diminution de la consommation en fuel gaz.

CONCLUSION

Le contrôle et le commande des dépenses et les coût de production et l'exploitation dans toute industrie notamment l'industrie gazier c'est l'objectif de toute société industriel, pour cela Sonatrach depuis sa création et l'installation des ces unités de traitement de gaz, elle intéresse beaucoup de maîtriser et d'optimiser ces dépenses et minimiser le plus possible les coût d'exploitation particulièrement dans ces derniers années surtout avec la nouvel stratégie de l'état dans le domaine d'hydrocarbures spécialement l'avant projet de **2005**.

Pou cela je fait cette étude qui effectué au niveau du module III à Hassi R'mel pour optimiser la consommation du fuel gaz dans le fours **H101**, qui donne des résultats satisfaites en comparaison avec ceux de fonctionnement actuel de la premier partie de la section de stabilisation de gaz naturel ou on peut remarqué par :

- ✓ Une réduction de nombre de brûleur utilisés, qui peut augmenté la durée de vie de four **H101**.
- ✓ Un gain en énergie consommée dû à la diminution de la consommation en fuel gaz.
- ✓ Un gain en énergie électrique consommé par les pompes dû a la diminution des reflux froid et chaud aux de la colonnes **C101**.
- ✓ Une augmentation de récupération des liquides (GPL, Condensât) et de gaz traité (Le MPPIII se caractérise par l'auto alimentation en fuel gaz pour ces besoins énergétiques)

A la fin on espère que se modeste travail être suffisant pour atteint son objectif et on souhait de le voir poursuive réalisé dans d'autre modules.

Bibliographie

[1] : Rapport du Centre de formation de Hassi R'mel

[2]: Mémoire de master BABKER Ahmed, thème : Vérification des calculs avec les paramètres de la colonne de stabilisation du condensat (train 10) au niveau de rourde nouss année 2014. Page 33

[3]: Mémoire de master Mr.ZERNIZ Brahim. Thème : Optimisation des paramètres de fonctionnement d'un debutaniseure, Université LARBI BEN M'HIDI OUM EL BOUAGHI Promotion 2015/2016. page 13

[4]: P.WUITHIER : « Raffinage et génie chimique. » Tome I et II Edition Technique, (II,4.transfert de chaleur), Pari 1972

ANNEXES -1-

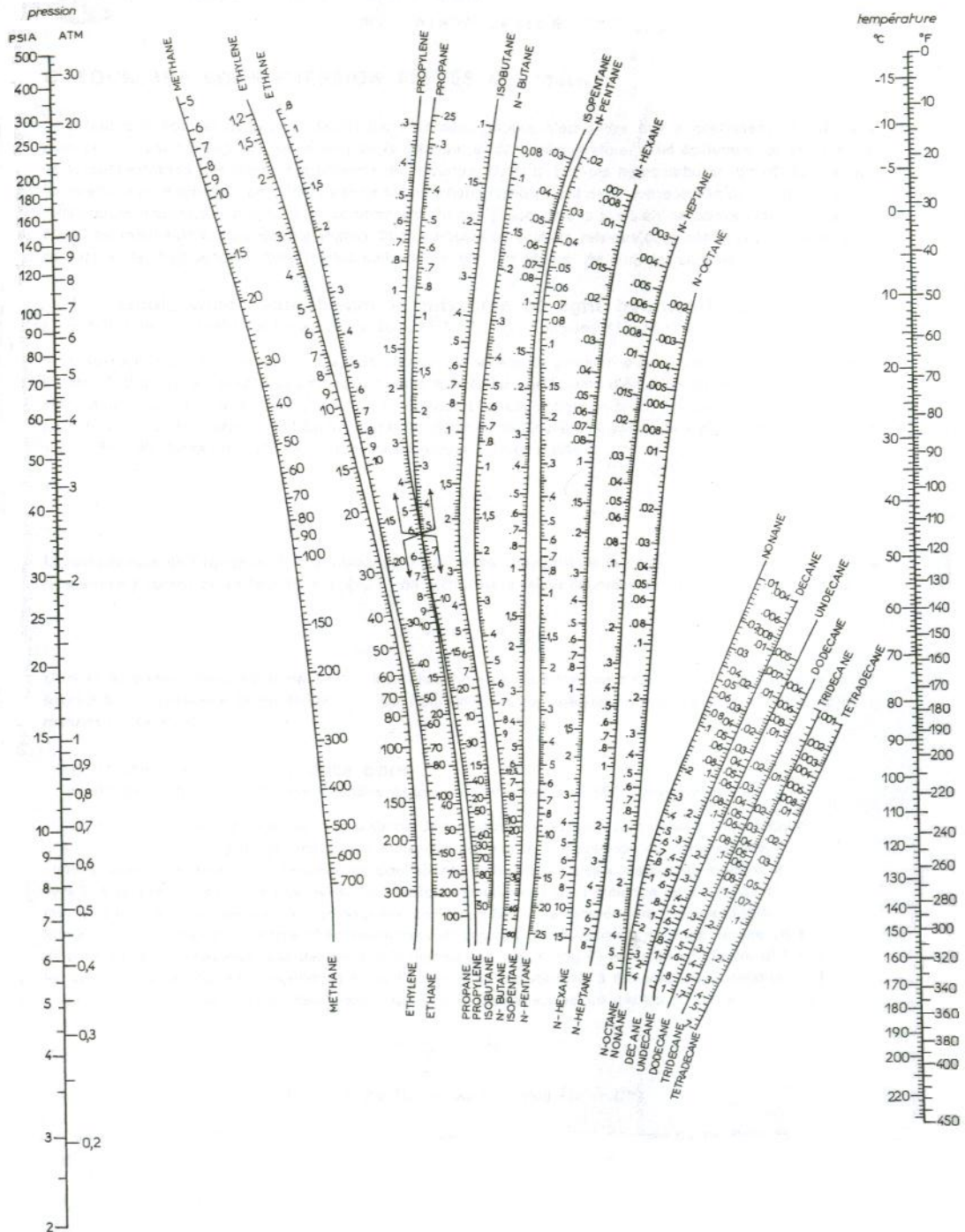


Figure-1- Coefficient d'équilibre des hydrocarbures (Sheibel & Jenny)

ANNEXES -2-

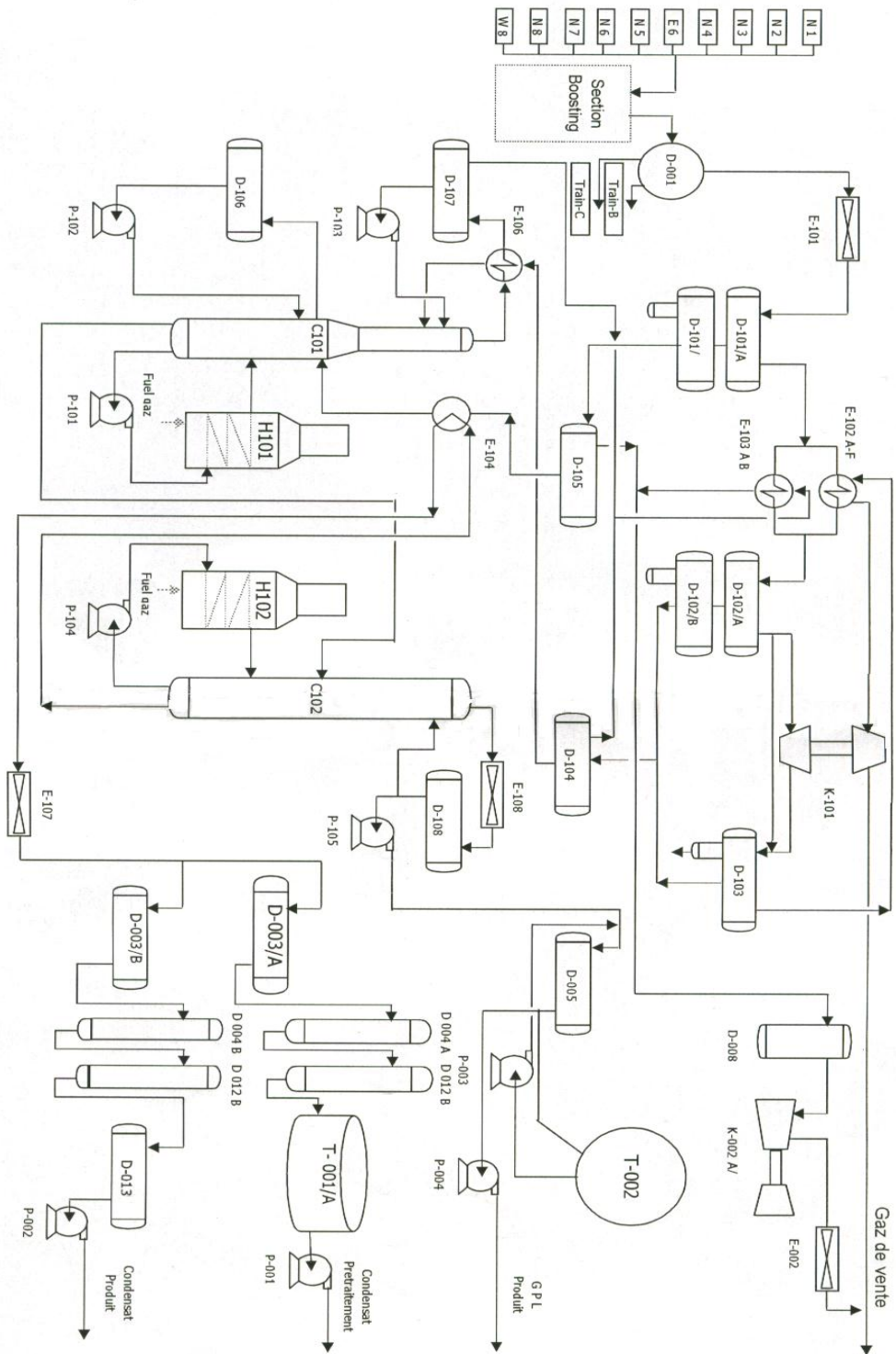


Figure-2- Schéma simplifié du process du PPIII

عنوان المذكرة: الاستخدام الأمثل لاستهلاك الوقود الغازي في فرن H101 في الوحدة الثالثة في حاسي الرمل
اللقب: عويفات
الإسم: محمد الامين
المؤطر: مريقي خالد
جخيوة
يوسف الصديق

ملخص:

الوحدة "3" عبارة عن مصنع كبير لمعالجة الغاز ، وهناك ثلاثة قطارات أ ، ب ، ج يوجد في كل قطار فرن ، على مستوى الفرن ، يلعب استهلاك غاز الوقود دورًا كبيرًا مهم اقتصاديا.
لهذا سنقوم بإجراء دراسة حول تحسين استهلاك غاز الوقود على مستوى فرن(H101).
كلمات مفتاحية: تصفية الغاز الطبيعي ؛ غاز الوقود؛ غاز البروبان السائل. التقطير والتعزيز

Memory title : OPTIMIZATION OF GAS FUEL CONSUMPTION AT THE HASSI R'MEL MPPIII MODULE H101 OVEN

**Name: Aouiffat
Djkhiousa**

**First name: Mohamed El Amine
Youcef es seddik**

Directed by: Merigui Khaled

Abstract :

Module "3" is a large gas processing plant, there are three trains A, B, C in each train there is an oven, at the level of the oven the consumption of fuel gas plays a very economically important.

For this we will make a study on the optimization of fuel gas consumption at the level of the oven (H101).

Key words:: traitement natural gas; fuel gas; liquid propane gas; distillation and boosting.

Titre du mémoire : OPTIMISATION DE LA CONSOMMATION DU FUEL GAZ AU NIVEAU DU FOUR H101 DE MODULE MPPIII DE HASSI R'MEL

**Nom : Aouiffat
Djkhiousa**

**Prénom : Mohamed El Amine
Youcef es seddik**

Encadreur : Merigui Khaled

Résumé :

Le module « 3 » est une de grand usine de traitement du gaz, il existe trois trains A, B, C dans chaque train il ya un four, au niveau du four la consommation du fuel gaz joue un rôle très important économique.

Pour ce la on va faire une étude sur l'optimisation de la consommation du fuel gaz au niveau du four (H101).

Mots clés : traitement de gaz naturel ; fuel gaz ; gaz propane liquide ; distillation et Boosting. ...