

N° Ordre/Faculté/UMBB/2017

REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE
MINISTERE DE L'ENSEIGNEMENT SUPERIEUR ET DE LA RECHERCHE SCIENTIFIQUE
UNIVERSITE M'HAMED BOUGARA-BOUMERDES



FACULTE DES HYDROCARBURES ET DE LA CHIMIE

Mémoire de Fin d'Etudes

En vue de l'obtention du diplôme

MASTER

Présenté par :

AKEDI MOUNIR MOUHSEN

MOSTEFA HOUSSEMEDDINE

Filière : Hydrocarbures

Option : Mécanique des unités pétrochimiques

Thème

**CONTRIBUTION À L'ÉTUDE D'UNE COLONNE DE
DISTILLATION À PLATEAUX :
(Dé-butaniseur C-102 de Hassi R'MEL)**

Devant le jury :

Mme : LAOUAR Sihem, (Ep de Mr Mefteh)

Encadreur

Année Universitaire : 2016/2017

Remerciements

En premier lieu, nous tenons à remercier notre DIEU, notre créateur qui nous a donné le courage, la volonté, la force ainsi que la patience pour accomplir ce travail.

Nos sincères gratitude s'adressent à notre promoteur Madame : LAOUAR Siham (Ep MEFTAH) pour son suivi durant la période de préparation de notre mémoire, son aide, précieux conseils, ses remarques pertinentes et surtout pour le temps qu'elle nous a accordé et ceci, malgré ses nombreuses charges.

Nos vifs remerciements s'adressent aux Personnel de la zone de Hassi-R'mel en particuliers :

- *Chef de département de la maintenance du module 4 Mr DAHNOUN*
- *Tous les ingénieurs et techniciens du MPP4 et Du service boosting*

Pour tout l'intérêt qu'ils nous ont portés afin de bien mener notre stage

Un spécial remerciement pour SADOUK Mustapha et LARKJET Lakhdar d'avoir nous aidé à avoir ce stage.

Nous tenons à remercier tous les enseignants du département de Transports et Equipements des Hydrocarbures, qui nous ont aidées par le fruit de leur connaissance pendant toute la durée de notre cursus.

Nos derniers remerciements et ce ne sont pas les moindres, vont à tous ceux qui ont contribué de près ou de loin pour l'aboutissement de ce travail.

ملخص:

تتألف مذكرتنا من دراسة وحدة تقطير (Débutaniseur)، بحيث تنقسم الدراسة إلى جزئين: في الجزء الأول، نهتم بحساب أبعاد الوحدة بطريقتين، طريقة تقريبية (سريعة) باستخدام معادلات الحالة وحسابات تكرارية، وطريقة دقيقة عن طريق المحاكاة باستخدام برنامج HYSYS. وفي الجزء الثاني، دراسة ميكانيكية للتحقق من مقاومة الوحدة المدروسة وفقا لبيانات الشركة المصنعة ودراسة هيدروديناميكية للتحقق من أداء الصواني، تليها نمذجة لتصميم الوحدة بواسطة SolidWorks.

Résumé :

Notre mémoire consiste à étudier une colonne de distillation (débutaniseur), cette étude se divise en deux parties :

Dans une première partie un dimensionnement de cette colonne par deux méthodes, une méthode approximative (rapide) en utilisant des équations d'état et des calculs itératifs, et une méthode précise par simulation avec le logiciel HYSYS.

Dans une deuxième partie une étude mécanique de vérification de la résistance de la colonne étudiée selon les données de constructeur et une étude hydrodynamique pour la vérification du bon fonctionnement des plateaux, suivies par une modélisation de la conception de la colonne par SolidWorks.

Abstract :

Our memoir consists of studying a distillation column (debutanizer), this study is divided into two parts:

In a first part, a dimensioning of this column by two methods, an approximate method (fast), using the equations of state and iterative calculations, and a precise method by simulation with the HYSYS software.

In a second part, a mechanical study to verify the resistance of the studied column according to the manufacturer's data and a hydrodynamic study for the verification of the trays correct functioning, followed by a design modeling of the column by SolidWorks.

Dédicace

Je dédie ce mémoire à la femme la plus chère, ma mère MEBKHOUI Fouzia, la femme qui grâce à elle je suis ou et ce que je suis aujourd'hui, qu'elle est tout pour moi et que nulle dédicace ne puisse exprimer mes sincères sentiments.

A la mémoire de mon grand-père Taher.

A ma grand-mère Fatma, ma deuxième mère Rachida, et mes tantes Zineb et Kheira et fatma qui ont toujours été présentes pour moi.

A mes oncles Abderrahman et Abed.

A mes chers frères BELKACEM Mohamed, OUTAYEB Jaafar, CHAIB Mohamed qui par leur présence m'ont aidé à surmonter les épreuves difficiles, et à leurs familles.

A mes sœurs Khadidja, Ferial et Amira pour leur soutien.

A mon cher binôme pour le frère agréable qu'il était et qu'il restera pour moi.

A ma deuxième famille, YAKHLEF Med Amine, ZERRIAHEN Isslem, Nouari Imed Eddine, BOULARES Yacine et BENSID Med Cherif.

A ma famille, mes amis et tous ceux que j'aime et ceux qui m'aiment.

Mounir Mt.

Dédicace

A nos très chers parents, sources inépuisables d'amour et de tendresse, en reconnaissance des sacrifices consentis avec dévouement pour notre éducation et notre formation.

A mes chers frères et mes sœurs qui par leur présence m'ont aidé à surmonter les épreuves difficiles, et à leurs familles.

A mon cher binôme pour le frère agréable qu'il était et qu'il restera pour moi.

A Melle Farah, B pour son aide et son soutien moral.

A ma deuxième famille, la promotion 2012.

A ma famille, mes amis et tous ceux que j'aime et ceux qui m'aiment.

Mostefa Houssemeddine.

TABLE DES MATIERES

LISTE DES TABLEAUX

LISTE DES FIGURES

NOMENCLATURE

CHAPITRE 1 INTRODUCTION GENERALE

1.1 Introduction	01
1.2 Lieu du stage	01
1.2.1 Description du procédé de traitement du gaz du module MPP4	02
1.2.2 Spécification des produits obtenus après le traitement	03
1.3 But du travail	04
1.4 Organisation du mémoire	04

CHAPITRE 2 GENERALITES SUR LES COLONNES

2.1 Introduction	05
2.2 La théorie de distillation	05
2.3 Définition et principe de fonctionnement d'une colonne de distillation	05
2.4 Eléments constitutifs d'une colonne de distillation	06
2.5 Les différents types de colonnes de distillation	08
2.5.1 Colonnes à garnissage	08
2.5.2 Colonnes à plateaux	09
2.6 Différents types de plateaux	09
2.6.1 Plateau à calottes (bubble cap tray)	09
2.6.2 Plateau perforé à déversoirs	10
2.6.3 Plateau à jet directionnel (jet tray)	10
2.6.4 Plateau sans déversoir	10
2.6.5 Plateau à clapets (valve tray)	10
2.7 Les pertes de charge des plateaux	12

2.8	Domaine de fonctionnement des plateaux	12
2.9	La colonne débutaniseur C102	14

CHAPITRE 3 DIMENSIONNEMENT DE LA COLONNE

3.1	Introduction	17
3.2	Méthode de dimensionnement approximative	17
3.2.1	Données du problème	17
3.2.2	Débit et composition du distillat (D) et du résidu (R)	18
3.2.3	Détermination des pressions dans les différentes zones de la colonne	19
3.2.4	Détermination de la température aux différentes zones de la colonne	20
3.2.5	Taux de vapeur et composition des phases vapeur et liquide de l'alimentation	21
3.2.6	Nombre de plateaux théorique dans la colonne	21
3.2.7	Calcul du diamètre de la colonne (D_c)	22
3.2.8	Calcul de la hauteur totale de la colonne	25
3.3	Dimensionnement de la colonne par logiciel (HYSYS)	26
3.3.1	Choix du modèle thermodynamique	26
3.3.2	Procédure de la simulation	27
3.3.3	Les étapes de simulation	27
3.3.4	Les résultats	29
3.4	La comparaison entre cas design réel, cas calculé et cas simulé	31
3.5	Variation des paramétrés dans la colonne	32
3.5.1	Profil de température	32
3.5.2	Profile de pression	32
3.5.3	Profil du débit	33
3.5.4	Profil de la composition de la charge	33

CHAPITRE 4 ETUDE MECANIQUE ET HYDRODYNAMIQUE

4.1	Calcul mécanique de vérification	34
4.1.1	Introduction	34

4.1.2	Résistance de la virole dans chaque section de la colonne	37
4.1.3	Vérification de la résistance des fonds de la colonne	41
4.1.3.1	La résistance du fond inférieur	41
4.1.3.2	La résistance du fond supérieur	42
4.1.4	La résistance du fond inférieur lors de l'essai hydrostatique	42
4.1.5	Calcul des brides :	43
4.1.5.1	Vérification de l'étanchéité en fonction du pas (t)	44
4.1.5.2	Condition de résistance des boulons à la traction	44
4.2	Calcul hydrodynamique	47
4.2.1	Introduction	47
4.2.2	Facteur capacité :	48
4.2.3	Vitesse de vapeur optimale	49
4.2.4	Facteur perte de charge	49
4.2.5	Efficacité	49
4.2.6	Trajet du liquide sur le plateau (TLP)	50
4.2.7	L'espace libre d'échange	50
4.2.8	Temps de séjour dans les décentes	50
4.2.9	Calcul des pertes de charge	51
4.2.9.1	Hauteur du liquide au-dessus du déversoir	51
4.2.9.2	Hauteur du liquide à la sortie du déversoir	51
4.2.9.3	Hauteur du liquide clair	51
4.2.9.4	Perte de charge au niveau des orifices	51
4.2.9.5	Perte de charge dans la section de descente	52
4.2.9.6	Perte de charge par plateau	52
4.2.9.7	Bilan pression autour du plateau (H_d)	53
4.3	Simulation par SolidWorks	54
4.3.1	Introduction	54
4.3.2	Modélisation de la colonne	54
4.3.3	Vérifications des quelques éléments constitutifs de la colonne	55
4.4	Comparaison entre les résultats dans le cas calculé et le cas simulé	57

CHAPITRE 5 MAINTENANCE DE LA COLONNE

5.1 Introduction	58
5.2 Mise à disposition de la colonne	58
5.3 Démontage des plateaux de la colonne	59
5.4 Le programme d'Inspection	59
5.5 Notre visite au module 3 (révision de la colonne débutaniseur)	63

CONCLUSION GENERALE	65
----------------------------	----

ANNEXE

BOBLOGRAPHIE

LISTE DES TABLEAUX

CHAPITRE 3

Tableau 3.1	La composition molaire de la charge	18
Tableau 3.2	Les compositions du distillat et du résidu	19
Tableau 3.3	Comparaison des résultats obtenus	31

CHAPITRE 4

Tableau 4.1	Matériaux de constructions de la colonne	34
Tableau 4.2	Paramètres de fonctionnement de la colonne	34
Tableau 4.3	Données géométrique de la colonne	35
Tableau 4.4	Choix de e_3 en fonction de la hauteur	39
Tableau 4.5	Dimensions du plateau	47
Tableau 4.6	Paramètres de fonctionnement du plateau	47
Tableau 4.7	Comparaison des deux résultats obtenus	57

CHAPITRE 5

Tableau 5.1	planning de réparation des plateaux	59
-------------	-------------------------------------	----

LISTE DES FIGURES

CHAPITRE 1

Figure 1.1	Vue générale du module processing Plant 4 (MPP4).	02
Figure 1.2	Les colonnes dé-ethaniseur (à droite) et débutaniseur (à gauche).	03

CHAPITRE 2

Figure 2.1	Schéma d'une colonne de distillation (à plateaux)	06
Figure 2.2	Éléments constitutifs d'une colonne de distillation	07
Figure 2.3	Colonne à garnissage en vrac (à gauche) structuré (à droite)	08
Figure 2.4	Plateau à calottes (à cloches)	09
Figure 2.5	Plateau perforé à déversoir	10
Figure 2.6	Plateau à jet directionnel	10
Figure 2.7	Plateau à clapets	11
Figure 2.8	Clapet type V-1	11
Figure 2.9	Domaine de fonctionnement acceptable pour un plateau	13
Figure 2.10	La colonne débutaniseur C-102	16

CHAPITRE 3

Figure 3.1	Schéma montrant les données du problème.	17
Figure 3.2	Présentation des différents débits au sommet de la colonne	24
Figure 3.3	Choix du modèle thermodynamique (EOS Peng-Robinson)	26
Figure 3.4	La liste des compositions (HYSYS)	27
Figure 3.5	Les données de départ	28
Figure 3.6	Le procès de la colonne C-102	29
Figure 3.7	Simulation du procédé de la section	29
Figure 3.8	Les fractions de la charge et des produits	30
Figure 3.9	Profil de température.	32
Figure 3.10	Profil de pression.	32
Figure 3.11	Profil du débit.	33
Figure 3.12	Profil de la composition de la charge.	33

CHAPITRE 4

Figure 4.1	Représentation de la colonne	36
Figure 4.2	Coefficient K en fonction de la température	38
Figure 4.3	Représentation d'un fond elliptique	41
Figure 4.4	Représentation de la bride Slip-On	43
Figure 4.5	Schématisation de l'équilibre hydrodynamique d'un plateau	48
Figure 4.6	Diagramme de corrélation de FAIR	49
Figure 4.7	Quelques fonctions utilisées dans la modélisation	54
Figure 4.8	La conception de la colonne après l'assemblage (3D)	55
Figure 4.9	Maillage de la colonne	55
Figure 4.10	Les contraintes de Von Mises sur la virole	56
Figure 4.11	Les contraintes de Von Mises au fond supérieur	56
Figure 4.12	Les contraintes de Von Mises sur la virole	57

CHAPITRE 5

Figure 5.1	Listes des joints pleins	58
Figure 5.2	Rapport d'inspection année 2008 de C-102	60
Figure 5.3	Rapport d'inspection année 2011 de C-102	62
Figure 5.4	Le sommet de la colonne C-102	63
Figure 5.5	Trou d'homme de la colonne C-102	63
Figure 5.6	Démontage des plateaux de la colonne C-102	64

NOMENCLATURE

C-102	La colonne étudiée (débutaniseur)
GPL	Gaz de pétrole liquéfié
MPP4	Module processing plant 4 (Hassi R'mel)

CHAPITRE 3

L	Débit de la charge [kmol/h]
D	Débit du distillat [kmol/h]
R	Débit du résidu [kmol/h]
A	L'alimentation
z_i	Composition molaire de la charge (mélange) [%]
y_i	Composition molaire du distillat (vapeur) [%]
x_i	Composition molaire du résidu (liquide) [%]
M_i	Masse molaire de chaque composition
M_L	La masse molaire du mélange
K_i	Le coefficient d'équilibre liquide –vapeur du composant i
α_v	Taux de vapeur
α_L	Taux de liquide
$\alpha_{i,j}$	volatilité relative
P_b	Pression dans le ballon de reflux [bar]
P_S	Pression au sommet de la colonne [bar]
P_F	Pression au fond de la colonne [bar]
P_A	Pression dans la zone d'alimentation [bar]
T_A	Température d'alimentation [°c]
T_b	Température dans le ballon de reflux [°c]
T_S	Température au sommet de la colonne [°c]
T_F	Température au fond de la colonne [°c]
$x_{i,N_{min}+1}$	Fraction molaire du reflux [%]
$r_{f_{min}}$	Le reflux minimum
r_f	Le reflux réel
N_{min}	Le nombre de plateaux minimum

N	Le nombre de plateaux
N_T	Le nombre théorique de plateaux
$N_{réel}$	le nombre réel de plateaux
D_c	Diamètre de la colonne. [m]
S	Section de la colonne
V	Débit volumique des vapeurs.
W	Vitesse admissible des vapeurs.
P_r	Pression réduite. [bar]
P_{pc}	Pression pseudo-critique [bar]
P_{ci}	Pression critique [bar]
T_r	Température réduite. [°c]
T_{pc}	Température pseudo-critique [°c]
T_{ci}	Température critique [°c]
ρ_l	Densité de la phase liquide [kg/m^3]
ρ_v	Densité de la phase vapeur [kg/m^3]
Z	Facteur de compressibilité
H_T	La hauteur totale de la colonne [m]
h_1	Espace libre situé en tête de colonne [m]
h_3	Espace libre situé au fond de la colonne [m]
h_p	Distance entre deux plateaux [m]

CHAPITRE 4

P	pression interne
e_r	Épaisseur de la résistance.
σ_Z	Contrainte axiale parallèle à Z.
σ_τ	Contrainte tangentielle.
ρ_Z	Rayon de courbure de la direction de σ_Z
ρ_τ	Rayon de courbure de la direction de σ_τ
φ	Coefficient de diminution de la résistance du au soudage
$[\sigma]$	Caractéristique du matériau, f (la limite d'élasticité (σ_e) et de rupture (σ_r))
n_e, n_r	Coefficients de sécurité : $n_e = 1,5$ et $n_r = 3$ (norme AFNOR)
t_c	Température de calcul

K	coefficient tenant compte de l'influence de la température sur les caractéristiques mécaniques du matériau
e_r	Épaisseur de la résistance de la virole. [mm]
e_v	Épaisseur réelle de la virole [mm]
e_1	Surépaisseur de la corrosion [mm]
e_2	Surépaisseur de tolérance négative [mm]
e_3	Surépaisseur tenant compte des charges supplémentaires [mm]
R_m	Le rayon moyen [m]
P_c	La pression de calcul [bar]
P_s	Pression de service [bar]
T_s	Température de service [°c]
γ	Le facteur de forme de fond
$e_{rF inf}$	Épaisseur de la résistance du fond inférieur. [mm]
$e_{F inf}$	Épaisseur du fond inférieur [mm]
σ_{fond}	Résistance du fond lors de l'essai hydrostatique
D_m	Le diamètre moyen du fond. [m]
σ_e^t	Limite d'élasticité à la température du service
$P_{f inf}$	La pression du fond inférieur [bar]
P_{essai}	Pression d'essai hydrostatique, [bar]
P_{st}	Pression de l'eau contenue dans la colonne [bar]
H	La hauteur de la colonne [m]
H_{virole}	La hauteur de la virole [m]
$H_{fond inf}$	La hauteur du fond inférieur [m]
$H_{fond sup}$	La hauteur du fon supérieur [m]
t	Le pas
D_b	Le diamètre de passage de la bride $D_b = 812 \text{ mm}$
n_b	Le nombre de boulons $n_b = 24$
d_b	Diamètre du boulon $d_b = 41.1 \text{ mm}$
S_b	La surface du boulon
q_b	La charge sur un boulon [N]
Q_b	La charge agissant sur les boulons [N]

Q_{b1}	Charge lors d'un fonctionnement normal (force de pression+ force de serrage).
Q_{b2}	Charge due uniquement à de la force de serrage. [N]
α	Coefficient de rigidité de la liaison de la bride $\alpha= 1.45$
b_0	Largeur efficace de joint
m	Coefficient d'étanchéité $m = 3$
q_s	La charge spécifique pour le joint [N/mm ²]
L	Débit massiques du liquide
G	Débit massique de vapeur
ρ_l	Masse volumique du liquide [kg/m ³]
ρ_v	Masse volumique de vapeur [kg/m ³]
C	Facteur capacité
U_{st}	Vitesse de vapeur optimale [m/s]
U_{max}	La vitesse maximale [m/s]
F_a	Facteur perte de charge [kg/m ² s]
E	Efficacité
TLP	Trajet du liquide sur le plateau [mm]
D_p	Diamètre du plateau [m]
N_p	Nombre de passe
H_i	Largeur de chaque goulotte [mm]
L_d	Largeur du déversoir [mm]
l_d	Longueur du déversoir [mm]
h_d	Hauteur du déversoir[mm]
A_n	L'espace libre d'échange
T_s	Temps de séjour dans les décentes [s]
S_d	La section du déversoir [m ²]
T	La distance entre deux plateaux
Q_l	La charge du liquide sur le plateau [m ³ /s]
Q_v	Débit volumique de la vapeur sur le plateau [m ³ /s]
H_{od}	Hauteur du liquide au-dessus du déversoir [cm]
H_l	Hauteur du liquide à la sortie du déversoir [cm]
h	Hauteur de barrage déversoir [cm]
h_{gl}	Gradient liquide [cm]

H_{cl}	Hauteur du liquide clair [cm]
H_0	Perte de charge au niveau des orifices [cm]
H_s	Perte de charge dans la section de descente [cm]
H_p	Perte de charge par plateau [cm]
H_d	Bilan pression autour du plateau [cm]
β	Facteur d'aération
K_1, K_2	Coefficient dépendent du type de clapet et de son épaisseur
U_0	Vitesse de la vapeur dans l'orifice
N_c	Nombre de clapet sur le plateau
S_0	Section de l'orifice
D_o	Diamètre de l'orifice [cm]
h_c	Hauteur du clapet [cm]
A_s	Section de passage offerte au liquide entre la base de la tôle de descente et le plateau inférieur
e	L'espace entre le déversoir et le plateau inférieur [cm]

Chapitre

1

Introduction générale

1.1 Introduction

Le gaz naturel est la source d'énergie fossile qui a connu la plus forte progression depuis les années 70. En effet, elle représente le cinquième de la consommation énergétique mondiale. En raison de ses avantages économiques et écologiques, le gaz naturel devient chaque jour plus attractif pour beaucoup de pays. Les propriétés de ce produit, comme par exemple le faible intervalle de combustion le caractérisant, en font l'une des sources d'énergie les plus fiables connues à ce jour. Actuellement, il représente la deuxième source d'énergie la plus utilisée après le pétrole.

Le traitement des gaz bruts s'effectue dans des modules, des usines où ils doivent subir de diverses transformations (déshydratation, séparation, distillation, liquéfaction). Parmi les équipements les plus importants dans une unité de traitement de gaz, les colonnes de stabilisation dé-butaniseur (C-102) dont le but est d'assurer la récupération des hydrocarbures lourds (les gaz lourds: GPL et Condensat). Ce type d'équipement a fait l'objet de notre travail de fin d'études

1.2 Lieu du stage

Notre projet de fin d'étude a été réalisé au sein du module processing plant 4 (MPP4) au champ gazier de Hassi R'Mel (Fig.1.1). Ce module se situe au secteur centre de Hassi R'mel, c'est une usine de traitement de gaz constituée d'un ensemble d'installation qui permet de récupérer les hydrocarbures lourds (GPL et Condensat) plus le gaz sec. La capacité de production du module MPP4 est de :

- 60 millions m³/jour gaz sec
- 11800 Tonnes/jour pour le condensat
- 2700 Tonnes/jour pour le GPL

Sur le champ de Hassi R'mel, deux types de procédés de traitement du gaz brut sont utilisés (Annexe 1) : le procédé PRITCHARD et HUDSON :

- a. **Le procédé «PRITCHARD»** : Basé sur le refroidissement du gaz par échanges thermiques et par détentes simples, avec le propane comme réfrigérant. Les températures en fin de cycle sont voisines de 23°C .ce procédé est utilisé dans le Module de traitement de gaz brut MPP1.

- b. Le procédé «HUDSON» :** Basé sur le refroidissement du gaz par échanges thermiques et par une série de détente (joule Thomson plus turbo-expander.). Ce procédé est utilisé dans le module MPP4 de notre lieu de stage.



Figure 1.1 : Vue générale du module processing Plant 4 (MPP4).

1.2.1 Description du procédé de traitement du gaz du module MPP4

Les exploitations du module MPP4 utilise le procédé «HUDSON» pour traiter le gaz brut. Ce dernier, provient des puits avec des spécifications (annexe 2), passe par la station de compression boosting afin d'augmenter sa pression jusqu'au 100 bar et se dirige ensuite vers le module MPP4 à 100 bar et 60°C. Dans ce module, le gaz brut passe par 3 sections (annexe 3):

- Section haute pression (HP) pour produire le gaz sec (gaz de vente).
- Section de stabilisation pour séparer Gaz et liquide (la phase gazeuse est le gaz sec, la phase liquide est le gaz lourd).
- Section de fractionnement au niveau des deux colonnes : le dé-éthaniseur qui sépare la charge à gaz sec et gaz lourd et le dé-butaniseur (colonne considérée dans ce travail) qui sépare le gaz lourd à GPL et Condensat.



Figure 1.2 les colonnes dé-ethaniseur (à droite) et dé-butaniseur (à gauche).

1.2.2 Spécification des produits obtenus après le traitement

L'usine en exploitation normale permet d'obtenir des produits dont les spécifications sont les suivants :

- **Spécifications du gaz traité (gaz sec ou de vente) :**

- Point de rosée : -6°C à 74 bars.
- Pouvoir calorifique supérieure mesure à 15 et 1 bar : [9350-9450] kcal/m³.
- La teneur en eau : 50 ppm en volume.
- La teneur en C⁺⁵ : 0,5% (molaire).
- La température maximale : 60°C.
- La pression de sortie : Gaz de vente 72,4 kg/cm², Gaz de réinjection 82,6 kg/cm²

- **Spécification de GPL :**

- Teneur en C⁻² : 3% mol.
- Teneur en C⁺⁵ : 0,4% mol.

- **Spécifications des condensats :**

- Tension de vapeur Reid : 0,7 bar.

- **spécification du gaz de réinjection :**

- Point de rosée : 15 C° max à 80,5 bars.
- Teneur en eau : 200 ppm max.
- Température : 60C°.

1.3 But du travail

Notre projet de fin d'étude consiste à dimensionner la colonne de distillation C-102 (débutaniseur) du module MPP4 du champ de Hassi R'mel, par une méthode approximative dite de calcul simplifiée (rapide). Ces dimensions sont le diamètre, le nombre de plateaux et la hauteur de la colonne. Pour vérifier le bon fonctionnement des plateaux de la colonne, un calcul hydrodynamique sera présenté. Un calcul mécanique de vérification de la résistance de cet équipement (en fonctionnement normale et pendant l'essai hydraulique) sera également effectué. Les résultats ainsi obtenus seront comparés à ceux obtenus à partir du logiciel SolidWorks.

1.4 Organisation du mémoire

Pour réaliser notre travail, le mémoire a été organisé en cinq chapitres suivant :

- le premier chapitre est une introduction générale de notre travail où une brève description du lieu de stage pratique a été donnée et les objectifs de notre étude ont été fixés.
- Le second chapitre concerne des généralités sur les colonnes de distillation et la description du procédé ayant lieu dans la colonne étudiée (dé-butaniseur C-102).
- Le troisième chapitre est consacré au dimensionnement de la colonne (C102) par deux méthodes: - méthode approximative (rapide) et -méthode plus précise (simulation par le logiciel HYSYS)
- le quatrième chapitre s'intéresse au calcul mécanique de vérification de la résistance de la colonne ainsi qu'au calcul hydrodynamique de ses plateaux et une modélisation de la conception de la colonne par SolidWorks..
- Le cinquième chapitre concerne la maintenance de cet équipement.
- Et pour finir une conclusion générale et perspective de notre travail

Chapitre

2

Généralités sur les colonnes

2.1 Introduction

Ce chapitre est réservé aux généralités concernant les colonnes de distillation (définition, classification,..etc) et à la description de la colonne considérée par notre étude (dé-butaniseur C012) et à son mode de fonctionnement.

2.2 La théorie de distillation

La distillation est une opération unitaire permettant de séparer les constituants d'un mélange d'hydrocarbures via des échanges de matière et d'énergie entre deux phases circulant à contre-courant dans un appareil appelé colonne de distillation. Elle se base sur la différence de volatilité entre ces constituants. C'est une des opérations de séparation les plus employées dans le domaine de la chimie et de la pétrochimie.

2.3 Définition et principe de fonctionnement d'une colonne de distillation

La colonne de distillation est un appareil cylindrique vertical, constitué d'une succession de plateaux ou de garnissages, dont le rôle consiste à mettre en contact une phase vapeur et une phase liquide de manière à effectuer une séparation des constituants présents dans la charge. Cette séparation se fait grâce à un transfert de matière dont la force motrice dépende d'une part des différences de concentration et d'autre part des équilibres liquide-vapeur intervenant entre ces deux phases.

Dans une colonne de distillation (Fig.2.1), le liquide se déplace par gravité de haut en bas, et la vapeur de bas en haut, grâce à l'énergie de pression utilisée pour assurer un bon barbotage. Le liquide arrivant au fond de la colonne est partiellement vaporisé dans le rebouilleur qui crée la phase vapeur nécessaire à la distillation, le liquide non évaporé est extrait du fond de la colonne et constitue le résidu. La vapeur arrivant en tête de la colonne est condensée, une partie du produit condensée est envoyée en tête de la colonne en qualité de reflux, le reste est soutiré en tant que distillat (produit de tête). La colonne est divisée en trois zones :

- Zone d'alimentation : c'est l'entrée du mélange à fractionner.
- Zone de rectification : se situe au-dessus de la zone d'alimentation.
- Zone d'épuisement : se situe au-dessous de la zone d'alimentation.

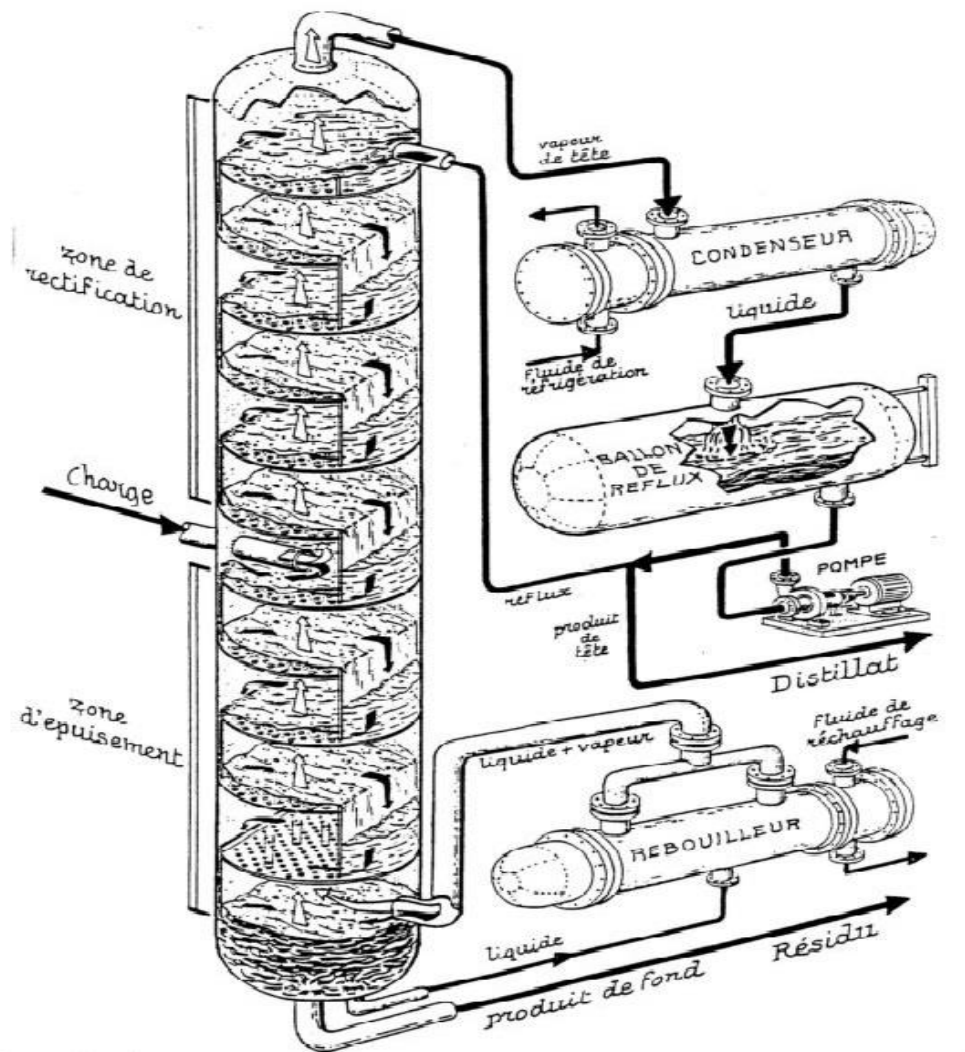


Figure 2.1. Schéma d'une colonne de distillation (à plateaux)

2.4 Elements constitutifs d'une colonne de distillation

Les différents éléments qui constituent une colonne de distillation (Fig.2.2) sont :

- **La virole** : Un corps cylindrique en tôles d'acier soudées, de diamètre supérieur à 10 mm, qui se compose de plusieurs éléments : des trous d'homme., divers piquages pour branchement de tuyauteries, des prises pour les appareils de mesure et de contrôle, des goussets pour attaches d'échelles....etc.
- **Le fond** : Il est soudé à la virole, de formes diverses (elliptiques – hémisphérique – conique – plat). Le choix de la forme du fond dépend des conditions de température et pression du procédé, des dimensions de l'appareil (diamètre) et des caractéristiques du milieu de travail.

- **La jupe** : Elle est de forme cylindrique ou faiblement tronconique (pour notre cas cylindrique), en tôles d'acier soudée, sur laquelle est montée la colonne. La jupe reçoit essentiellement les composants suivants :
 - anneau de base sur lequel est soudée la jupe.
 - des trous d'accès dans la jupe.
 - des orifices de passage de tuyaux et des événements.
- **Les plateaux (ou des garnitures)** montés à l'intérieur de la colonne sur des supports soudés à la virole.

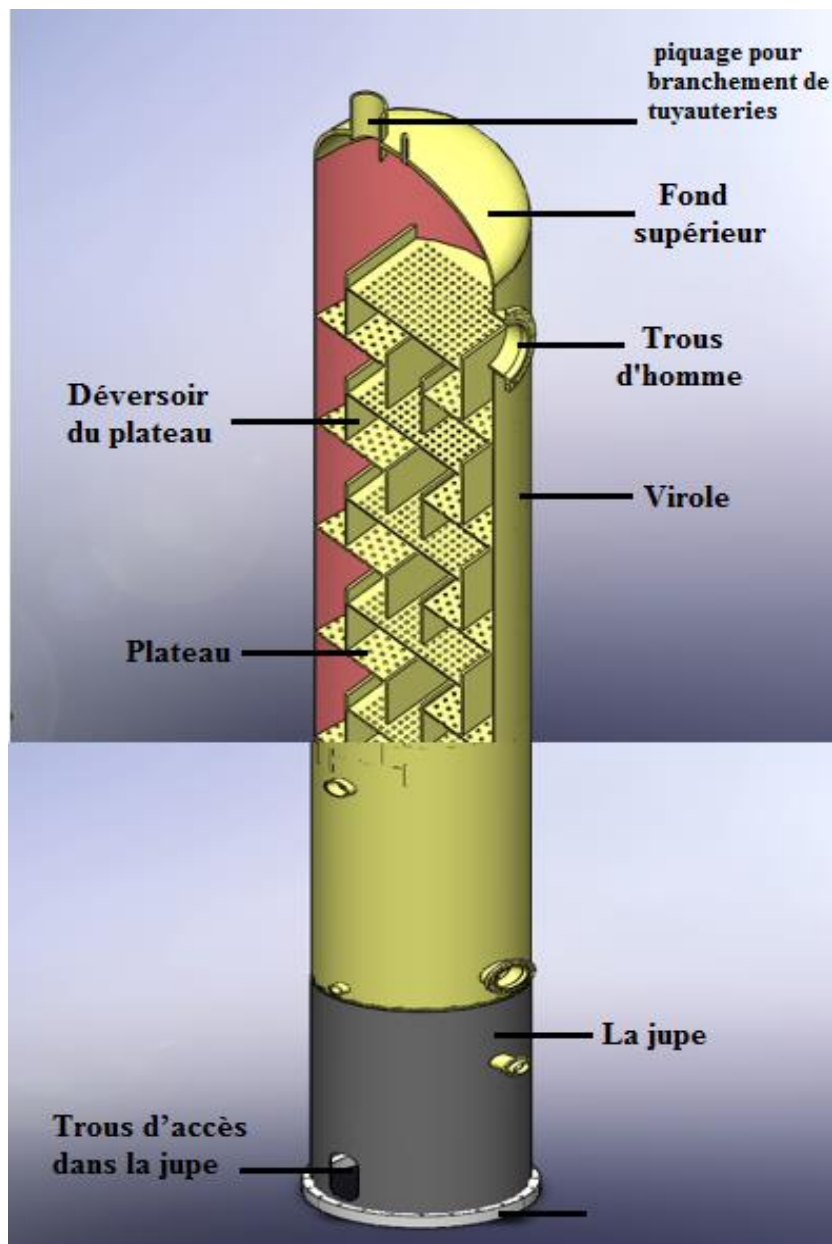


Figure 2.2 Eléments constitutifs d'une colonne de distillation

2.5 Les différents types de colonnes de distillation

La réalisation de contact entre les phases (liquide et vapeur) se fait par deux types de colonne dont les éléments de contact sont différents :

2.5.1 Colonnes à garnissage

Elles sont utilisées dans la distillation et l'absorption. Ces colonnes (Fig.2.3) réalisent un contre-courant continu. C'est pourquoi elles sont remplies d'éléments solides (garnissages). On emploie généralement comme garnissage du coke ou de la brique qui ont l'avantage d'être particulièrement bon marché. Techniquement, une colonne à garnissage comporte les équipements suivants:

- des tronçons de garnissage (de 0.3 à 10m de hauteur selon le diamètre de la colonne)
- des grilles support pour les différents tronçons de garnissage
- des collecteurs permettant de récupérer l'ensemble du liquide descendant du tronçon supérieur
- des distributeurs permettant d'assurer une redistribution du liquide sur la surface du garnissage, au niveau de l'alimentation ou du reflux mais également entre deux tronçons.

Le garnissage efficace doit être tel que la surface par unité de volume soit la plus grande possible, bonne distribution du liquide et du gaz et faibles pertes de charges.

On distingue deux types de garnissage : garnissage en vrac et garnissage structuré (Fig.2.4).

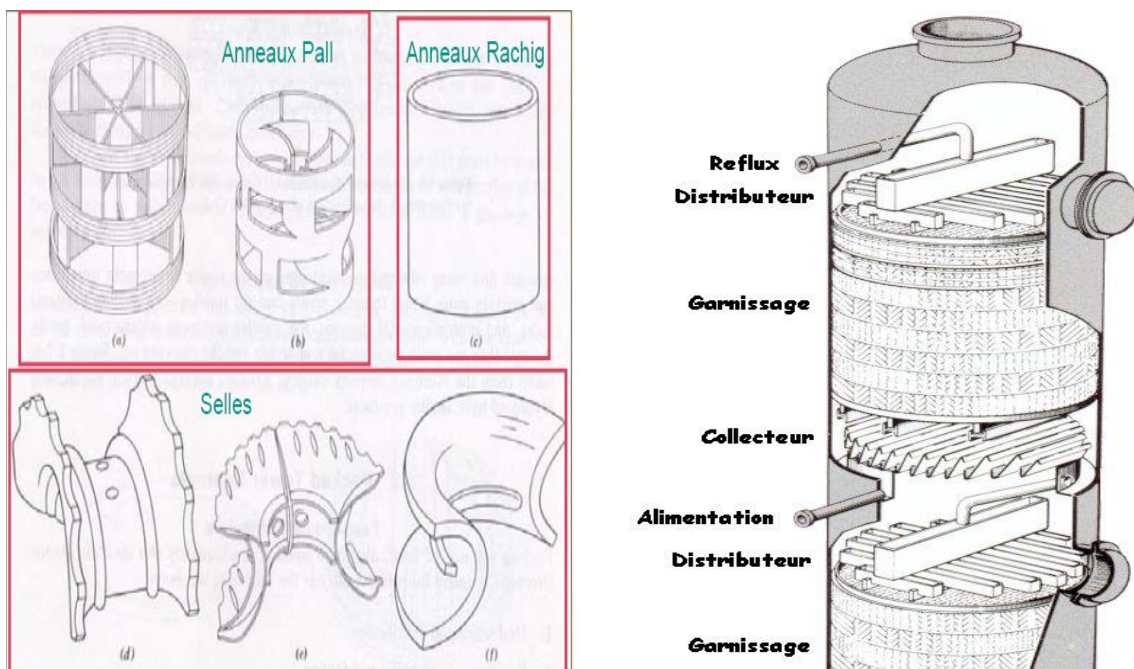


Figure 2.3. Colonne à garnissage en vrac (à gauche) structuré (à droite)

2.5.2 Colonnes à plateaux

Les colonnes à plateaux sont très utilisées dans le procédé de distillation et d'absorption. Elles servent à réaliser un contact entre une phase gazeuse et une phase liquide de façon à amener celles-ci le plus près possible de l'état d'équilibre. Le transfert de matière entre les phases vapeur et liquide résulte du contact direct entre ces deux phases circulant à contre-courant. Ce contact s'effectue en discontinu sur des plateaux. Les plateaux sont donc conçus pour assurer une dispersion de la phase vapeur au sein du liquide.

2.6 Différents types de plateaux

Les plateaux d'une colonne ont pour objectif de mettre en contact le liquide, qui redescend par gravité, avec la vapeur qui monte. Ils comportent:

- une aire active percée de trous, éventuellement équipés de clapets ou de cloches
- d'un barrage permettant de retenir sur le plateau une certaine épaisseur de liquide
- d'un déversoir permettant d'amener le liquide du plateau considéré vers le plateau inférieur
- ces deux derniers étant remplacés par des tubes déversoirs pour des petites colonnes.

On distingue plusieurs types de plateaux :

2.6.1 . Plateau à calottes (bubble cap tray)

Il est constitué d'une plaque perforée (Fig.2.4), chaque trou étant muni d'une cheminée. celle-ci sert à guider une calotte dont la fixation est assurée par une tige et un contre-écrou. Une centaine de formes différentes de calottes ont été imaginées et conduisent à des efficacités de contact plus ou moins bonnes. Une certaine quantité de liquide est maintenue sur le plateau grâce à un déversoir qui assure l'écoulement du liquide vers le plateau inférieur.

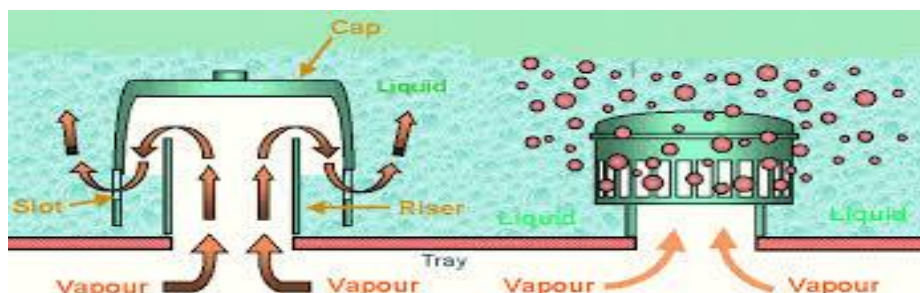


Figure 2.4. Plateau à calottes (à cloches)

2.6.2 Plateau perforé à déversoirs

Ce type de plateau (Fig ; 2.5) est connu depuis longtemps. En dépit d'un prix de revient très faible, il n'a pas obtenu beaucoup de succès, car ses performances ne demeurent acceptables que pour des variations de débit très faible autour de la valeur optimale pour laquelle il a été calculé. La vapeur traverse le liquide verticalement.

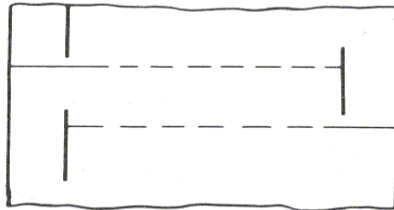


Figure 2.5. Plateau perforé à déversoir

2.6.3 Plateau à jet directionnel (jet tray)

La construction de ce plateau (Fig.2.6) est inspirée du même souci de simplicité et faible prix de revient que pour le plateau perforé, et réduction du gradient liquide par échappement orienté de la vapeur sous les languets.

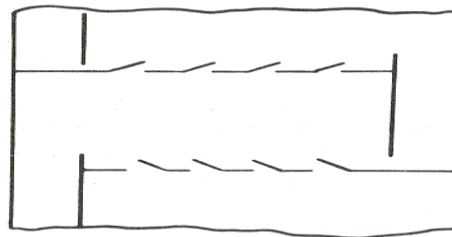


Figure 2.6. Plateau à jet directionnel

2.6.4 Plateau sans déversoir

Ils sont de type perforé, liquide et vapeur s'écoulent à contre-courant par les mêmes orifices, de sorte que l'ensemble peut être traité comme une colonne à garnissage. Ces plateaux ont une bonne efficacité tant que les débits ne s'écartent pas beaucoup de ceux prévus par le calcul.

2.6.5 Plateau à clapets (valve tray)

C'est un plateau perforé (Fig.2.7) dont les orifices sont équipés de clapets, la hauteur de soulèvement de ce dernier est fonction de la vapeur qui s'échappe horizontalement dans le liquide, exactement comme aux fentes des calottes. Les plateaux à clapets se sont progressivement substitués aux plateaux à calottes, car leurs performances sont légèrement supérieures, pour un prix de revient plus faible. Il existe une grande variété de formes des clapets : ronds, triangulaires ou allongés .

L'effluent liquide se déverse d'un plateau sur l'autre par gravité et la vapeur remonte au travers des plateaux par les perforations circulaires, obturées chacune par un clapet se soulevant au passage de la vapeur et obligeant celle-ci à barboter dans le liquide.

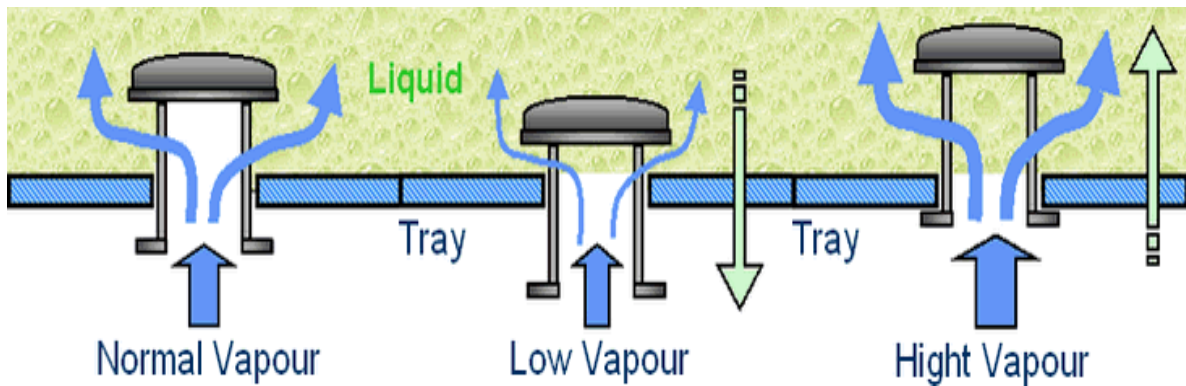


Figure 2.7. plateau à clapets

Le plateau à clapets est adopté dans la plupart des raffineries de pétrole et qui a accompagné leur développement dans le monde entier. Ces plateaux présentent l'avantage d'une bonne efficacité quel que soit le régime. La faible perte de charge associée à ces plateaux est également un avantage appréciable. Le bon fonctionnement pour différents régimes et la rapidité du montage et démontage.

Les clapets ont pour objectif de fermer les trous des plateaux lors de faibles vitesses vapeurs, et ainsi d'éviter le pleurage (liquide retombant par les trous sur le plateau inférieur). Ils permettent également à la vapeur d'entrer sur le plateau supérieur avec une vitesse horizontale et non verticale, assurant ainsi un meilleur contact des deux phases. La figure 2.8, montre le schéma d'un clapet standard (V-1) de construction très simple et peu onéreux. Trois pattes, solidaire du clapet coulissent librement dans les orifices du plateau et des ergots rabattus empêchent le clapet de se coller au plateau et assure une ouverture minimale favorable à la stabilité.



Figure 2.8. Clapet type V-1

2.7 Les pertes de charge des plateaux

Les plateaux génèrent différentes pertes de charge, côté vapeur et côté liquide:

- perte de charge due à la traversée des plateaux par la vapeur. Elle est fonction du débit ou des vitesses vapeur, et de la hauteur de liquide retenue sur les plateaux. Cette perte de charge est souvent mesurée sur l'ensemble de la colonne, et utilisée comme paramètre pour régler la chauffe.
- perte de charge du liquide circulant dans et sous le déversoir.

2.8 Domaine de fonctionnement des plateaux

Pour qu'un plateau fonctionne normalement, il est nécessaire de maîtriser deux paramètres, à savoir : la vitesse de la phase vapeur et le débit liquide (ou plus exactement le débit par unité de longueur du barrage de sortie). De mauvais choix peuvent provoquer des dysfonctionnements de type hydraulique, qui vont nuire à la performance, on distingue :

a. L'engorgement (*flooding*)

Qui intervient aussi bien pour la vapeur que pour le liquide :

○ Le soufflage (*blowing*)

Se produit pour des débits vapeur trop élevés par rapport au trafic liquide. Il y a formation d'un brouillard finement dispersé au-dessus de la zone de contact. Cette situation conduit à un mauvais transfert liquide-vapeur, avec formation de mousse et de fines gouttelettes entraînées vers les plateaux supérieurs.

○ L'engorgement par entraînement (*jet flooding*)

L'accroissement simultané des débits liquide et vapeur, situation courante lorsque l'on recherche une capacité maximale, se rapproche du phénomène précédent. L'entraînement liquide vers le plateau supérieur augmente alors en raison de l'accroissement de la hauteur liquide sur le plateau, ce qui réduit la hauteur de désengagement de la vapeur. Le fonctionnement devient instable.

- **L'engorgement par charge liquide excessive**

Le débit de liquide aéré provenant de l'aire active et alimentant le déversoir est trop important, ce qui provoque un débordement. Ce phénomène peut être dû à un mauvais désengagement de la vapeur (système moussant ou aire du déversoir trop faible), une perte de charge excessive sur la vapeur, un jeu sous le déversoir trop faible, un espacement entre plateau insuffisant.

- b. Le pleurage (*weeping*) :**

Les plateaux perforés ou à clapets sont, par nature, non étanches; il existe donc toujours une légère fuite de liquide, qui reste acceptable et ne perturbe pas trop l'efficacité. Toutefois, en deçà d'un certain débit de vapeur, la poussée hydrostatique n'étant plus suffisante, le liquide s'écoule au travers des orifices. Cette fuite, ou pleurage, est extrêmement néfaste en raison du remélangeage qu'elle crée. Il est possible de tracer sur une figure les limites de fonctionnement satisfaisant d'un plateau. Cette zone délimite son domaine de stabilité, c'est-à-dire les conditions extrêmes de débit entre lesquelles le fonctionnement est acceptable

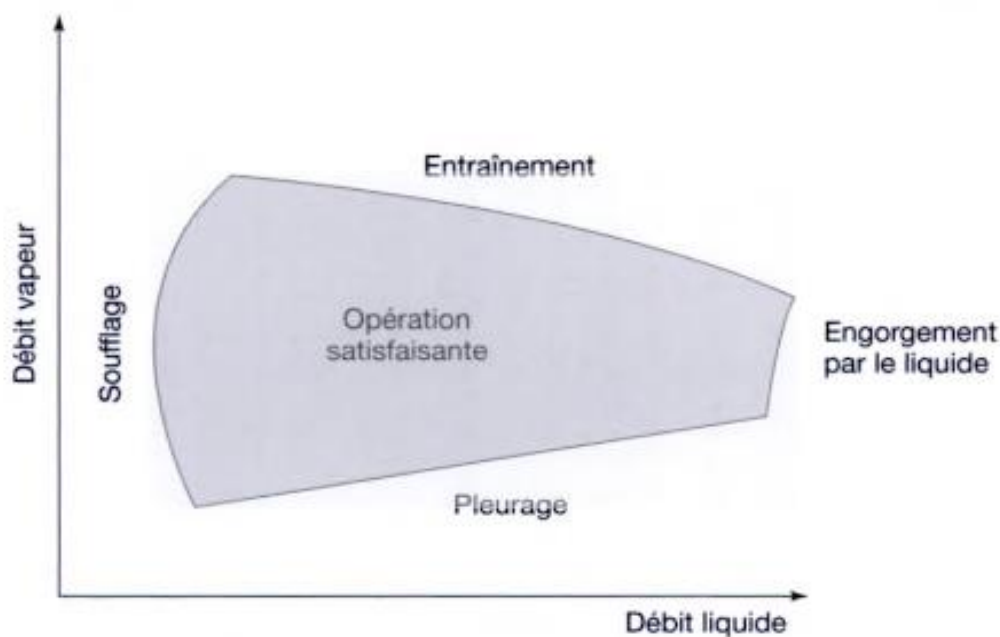


Figure 2.9 : Domaine de fonctionnement acceptable pour un plateau

Afin d'illustrer ces définitions, examinons quel serait le comportement d'un plateau dans différentes situations s'écartant des fourchettes débits liquide et vapeur pour lesquelles il a été dimensionné :

- **Débit vapeur plus élevé**

La vitesse d'éjection au travers des orifices de l'aire active augmente et peut entraîner des phénomènes variés tels que le soufflage, un accroissement de la hauteur de liquide sur les plateaux provoquant l'engorgement et/ou un accroissement de la perte de charge pouvant induire la saturation des déversoirs. En tout état de cause il s'en suivra un entrainement excessif de liquide vers les plateaux supérieurs, provoquant une baisse d'efficacité.

- **Débit liquide plus élevé**

Un trafic liquide plus élevé peut entraîner un engorgement des déversoirs par désengagement insuffisant et, si le débit vapeur est faible, un pleurage excessif lié à l'augmentation de la charge statique liquide sur les plateaux. Par ailleurs, il peut en résulter une mauvaise répartition liquide sur l'aire active des plateaux, induisant là aussi une perte d'efficacité.

- **Débit vapeur plus faible**

Un débit vapeur trop faible peut entraîner le pleurage et une perte d'efficacité liée à un contact gaz-liquide moins efficace.

- **Débit liquide plus faible**

Un débit liquide trop faible peut entraîner le soufflage de ce liquide si le trafic vapeur est trop élevé, ou le passage éventuel de vapeur par les déversoirs, et là encore une perte d'efficacité.

2.9 La colonne débutaniseur C102

La colonne considérée dans notre étude est le débutaniseur C102, c'est une colonne de distillation constitué de 32 plateaux à clapet type (V-1).

Cette colonne permet la séparation en GPL et condensats .Elle opère à pression constante de l'ordre de 14,2bar. Les vapeurs fractionnées dans la zone de rectification montent en tête de la colonne C102 à température de l'ordre de 70°C, puis une condensation totale de ces vapeurs est réalisée dans une batterie d'aéroréfrigérant E108 jusqu'à atteinte une température de l'ordre de 40°C cette condensation totale permet de récupérer tout le GPL dans le ballon de reflux D108 remplie à 100%.

Le GPL aspiré par la pompe P105 est refoulé en deux flux, dont une partie sera utilisé comme liquide de reflux vers la tête de colonne C102 afin de maintenir la température de tête, ce qui a pour effet un maintien du bon fractionnement au niveau du C102 .L'autre partie est refoule sous contrôle d'une vanne de régulation de pression PIC130 qui contrôle LIC126 A vers section de stockage et de transfert (produit distillat D), autrement dit vers un ballon tampon D005, quand le GPL est bien traité et correspond aux normes exigés. Si le GPL ne répond pas aux normes (off spec), Il est refoule vers deux sphères T002 sous contrôle de la vanne de régulation de niveau LIC126B, il subira un retraitement selon un programme bien établi.

L'hydrocarbure liquide recueilli au fond du C102 dont une partie de celui-ci est utilisé comme fluide de rebouillage dans un four H102, ceci permet d'évaporer le GPL dissous et de maintenir une température de fond du H102 de l'ordre de 210°C.

Le fluide aspiré par la pompe P104, est refoulé vers H102 sous contrôle de la vanne de régulation de débit FIC144. La température du liquide chaud sortant de H102 est contrôlée par une vanne régulation TRC114 qui règle le débit du fuel gaz.

L'autre partie du liquide du fond est du condensat stabilisé à haute température de l'ordre de 190°C. Ces calories seront cède au niveau de l'échangeur E104 côté tube et sort à une température de l'ordre de 60°C, son passage à travers une batterie d'aéroréfrigérant E107 permet d'obtenir une température de condensat de production de l'ordre de 40°C. A cette température le condensat est évacue vers ballon de stockage D003B, puis vers section de transfert et de stockage CSTF (produit résidu R). Lorsque le produit ne répond pas aux spécifications de commercialisation (off spec), il passe dans le ballon de stockage T001A après son passage à travers D003A et sous contrôle de la LIC128B, puis un retraitement lui sera effectué.

Le schéma de cette colonne est représenté dans la figure 2.10

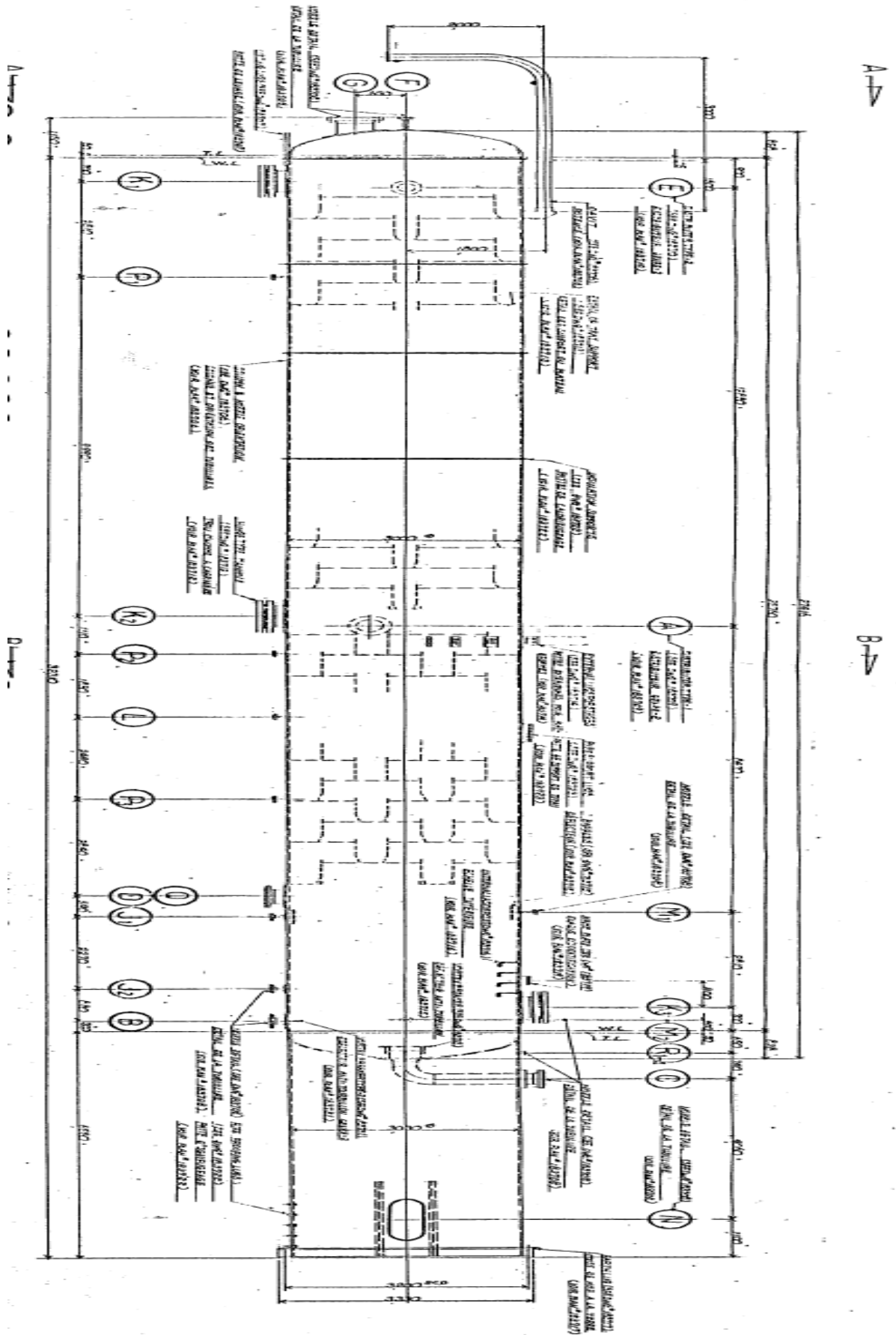


Figure 2.10 : La colonne débutaniseur C-102

Chapitre

3

Dimensionnement de la colonne

3.1 Introduction

Notre travail dans ce chapitre est de vérifier les dimensions de la colonne par deux méthodes :

- Une méthode approximative qui consiste à calculer les dimensions de la colonne après avoir calculer le bilan matière et déterminer les différentes pressions et températures, cette méthode est basée sur les équilibres liquide-vapeur.
- Une simulation HYSYS pour vérifier les paramètres et les paramètres de la colonne.

3.2 Méthode de dimensionnement approximative

3.2.1 Données du problème

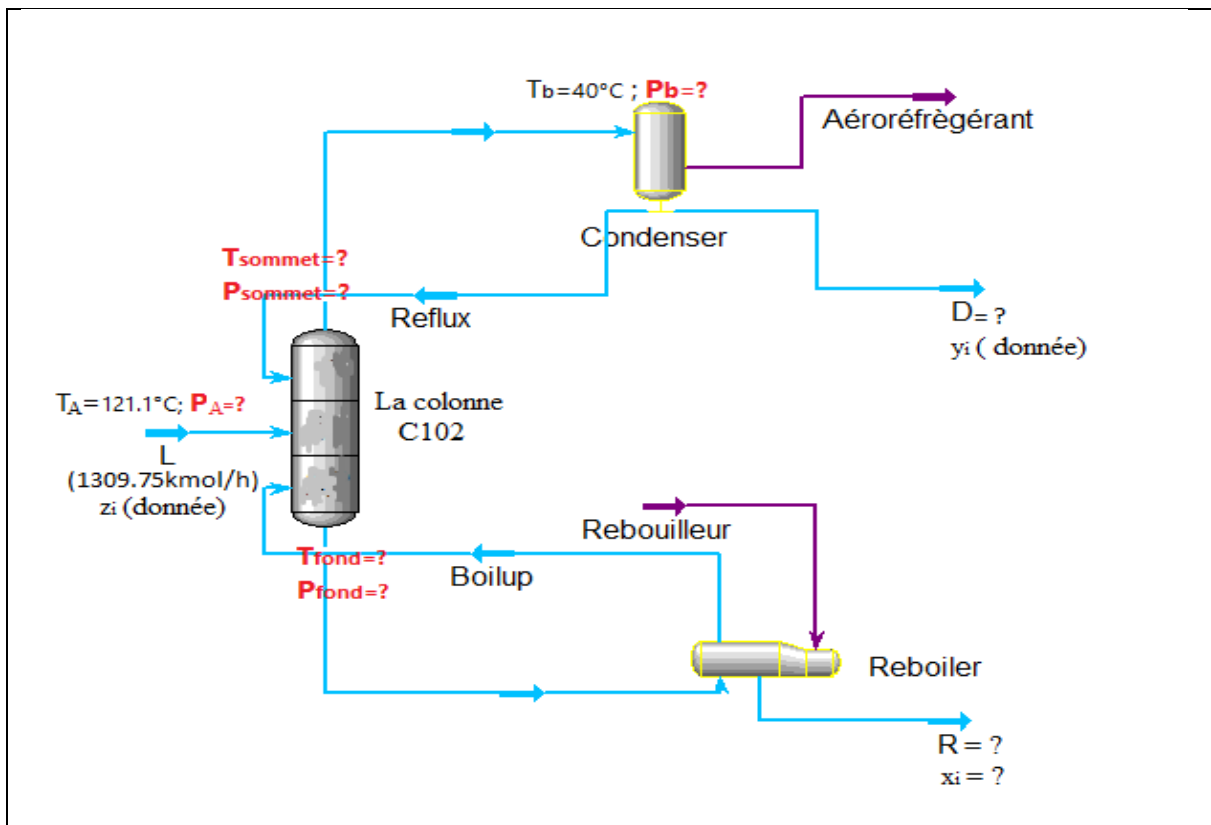


Figure3.1: schéma montrant les données du problème.

- Débit d'alimentation : $L = 98 \text{ T/h} = 1309,75 \text{ kmol/h}$.
- Température d'alimentation : $T_A = 121,1 \text{ °C}$.
- Température dans le ballon de reflux : $T_b = 40 \text{ °C}$
- Constituant - clé légère C_3H_8 dans le condensat
 - Teneur de C_3H_8 dans le condensat (C^+_{5}) : $x_{C_3} = 0,08\%$
- Constituant - clé lourde iC_5H_{12} dans le distillat
 - Teneur d' iC_5H_{12} : $y_{C_5} = 0,01\%$

- La composition molaire de la charge (L) et du distillat (D) du débutaniseur (C102) sont données dans le tableau suivant:

Tableau 3.1. La composition molaire de la charge

Constituants	M _i [kg/kmol]	Composition molaire (L) z _i [%]	M _i , z _i [kg/kmol]	Composition molaire (D) y _i [%]
CH ₄	16	0,22	0,04	0,51
C ₂ H ₆	30	0,54	0,16	1,20
C ₃ H ₈	44	25,73	11,32	57,04
iC ₄ H ₁₀	58	09,35	5,42	18,44
nC ₄ H ₁₀	58	14,55	8,44	22,80
iC ₅ H ₁₂	72	08,69	6,26	0,01
nC ₅ H ₁₂	72	09,81	7,06	-
C ₆ H ₁₄	86	05,88	5,06	-
C ₇ H ₁₆	100	06,16	6,16	-
C ₈ H ₁₈	114	06,04	6,89	-
C ₉ H ₂₀	128	03,48	4,45	-
C ₁₀ H ₂₂	142	09,55	13,56	-
Σ		100%	74,82	100%

- La masse molaire du mélange est donnée par la relation suivante:

$$M_L = \sum M_i \cdot z_i \tag{3.1}$$

$$M_L = 74,82 \text{ kg/kmol}$$

3.2.2. Débit et composition du distillat (D) et du résidu (R)

Le bilan matière global de la colonne, permet d'écrire :

$$L = D + R \tag{3.2}$$

Le bilan pour chaque composant i, est donnée par la relation suivante :

$$L \cdot z_i = D \cdot y_i + R \cdot x_i, \quad i = 1,12 \tag{3.3a}$$

Ou encore sous forme matricielle :

$$L \cdot \begin{bmatrix} z_1 \\ \vdots \\ z_n \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} y_1 & x_1 \\ \vdots & \vdots \\ y_n & x_n \end{bmatrix} \cdot [D \quad R] \tag{3.3b}$$

La résolution du système d'équations (3.2), (3.3b) (avec comme données : le débit de la charge (L), et les compositions z_i et y_i) permet d'avoir : le débit du distillat (D), du résidu (R) et sa composition x_i (Tableau 3.2).

Tableau 3.2. Les compositions du distillat et du résidu

	Distillat (D)	Résidu (R)
Débit	589,58kmol/h	720,17kmol/h
Constituant	y_i [%]	x_i [%]
C₁	0,51	-
C₂	1,20	-
C₃	57,04	0,08
iC₄	18,44	1,90
nC₄	22,80	7,80
iC₅	0,01	15,80
nC₅	-	17,84
C₆	-	10,69
C₇	-	11,20
C₈	-	10,98
C₉	-	6,33
C₁₀	-	17,38
Σ	100%	100%

3.2.3. Détermination des pressions dans les différentes zones de la colonne

a- Pression dans le ballon de reflux D108

La température de la condensation totale du distillat (T de bulle) est $T_b = 40^\circ\text{C}$. A cette température (fixée), la pression (de bulle) nécessaire dans le ballon de reflux est donnée par la résolution de cette fonction objective [1,2]:

$$\sum_{i=1}^6 K_i \cdot y_i = 1 \quad (3.4)$$

K_i : désigne le coefficient d'équilibre liquide –vapeur du composant i. Il est donné par la corrélation de Whitson and Torp [3] présentée en Annexe 5

Rappelons que le point de bulle d'un système est l'état pour lequel un très faible volume de gaz est en équilibre avec un volume relativement important de liquide : taux de vapeur $\alpha_v = 0$ (ou taux de liquide $\alpha_L = 1$).

Le calcul du P bulle revient donc à ajuster P de façon à vérifier la relation (3.4). L'organigramme de ce calcul est donné en Annexe 6. Après plusieurs itérations (Annexe 9), on trouve :

$$P_b = 14,1 \text{ bars}$$

b- Pression au sommet de la colonne (P_s)

En tenant compte des pertes de charge ($\Delta P_1=0.2 \text{ bar}$) entre le sommet de la colonne (à P_s) et le ballon du reflux (à P_b), on peut écrire que :

$$P_s = P_b + \Delta P_1 = 14,3 \text{ bar}$$

c- Pression au fond de la colonne (P_F)

En considérant des pertes de charge ($\Delta P_2=0.4 \text{ bar}$) entre le sommet et le fond de la colonne, on écrit :

$$P_F = P_s + \Delta P_2 = 14,7 \text{ bar}$$

d- Pression dans la zone d'alimentation (P_A)

La pression dans la zone d'alimentation est alors la moyenne arithmétique des pressions du sommet et du fond de la colonne, telle que :

$$P_A = \frac{(P_s + P_F)}{2} = 14,5 \text{ bar}$$

3.2.4. Détermination de la température aux différentes zones de la colonne

a. Température au sommet de la colonne (T_s)

La température recherchée au sommet de la colonne est une température du point de rosée du mélange (C1-C5) de composition y_i connue (tableau 3.2). Elle est déterminée par résolution de la relation suivante [1,2]:

$$\sum_{i=1}^5 \frac{y_i}{K_i} = 1 \quad (3.5)$$

Les coefficients d'équilibre K_i sont donnés par la corrélation de Whitson and Torp (Annexe 5).

Rappelons que le point de rosée d'un système est l'état pour lequel un très faible volume de liquide est en équilibre avec un volume relativement important de vapeur : taux de vapeur

$$\alpha_v = 1 \text{ (ou taux de liquide } \alpha_L = 0).$$

Le calcul du T rosée revient donc à ajuster T de façon à vérifier la relation (3.5). L'organigramme de ce calcul est donné en Annexe 8. Après plusieurs itérations (Annexe 9), on trouve :

$$T_s = 71 \text{ } ^\circ\text{C}$$

b. La température au fond de la colonne

La température recherchée au fond de la colonne est une température du point de bulle du mélange (C3-C10) de composition x_i connue (tableau 3.2). Elle est calculée par résolution de l'équation [1,5]:

$$\sum_{i=1}^{10} K_i \cdot x_i = 1 \quad (3.6)$$

Le calcul de T bulle revient à ajuster T de façon à vérifier la relation (3.6).

L'organigramme de ce calcul est donné en Annexe 7. Après plusieurs itérations, on trouve :

$$T_F = 190 \text{ } ^\circ\text{C}$$

3.2.5. Taux de vapeur et composition des phases vapeur et liquide de l'alimentation

Le taux de vapeur α_v de l'alimentation ainsi que la composition de ses phases liquide-vapeur en équilibre sont calculés à partir de la relation suivante [2,4]:

$$\sum_{i=1}^{12} \frac{z_i(K_i - 1)}{1 + \alpha_v(K_i - 1)} = 0 \quad (3.7)$$

Les coefficients d'équilibre K_i sont donnés par la corrélation de Whitson and Torp (Annexe 5).

Après plusieurs itérations (Annexe 10), on trouve :

$$\alpha_v = 0,43$$

3.2.6 Nombre de plateaux théorique dans la colonne

Le nombre de plateaux minimum (N_{min}) correspond au fonctionnement de la colonne à reflux total. Pour cela on applique la relation de **FENSKE [2]** :

$$N_{min} = \frac{\log \left(\frac{x_{i,N_{min}+1}}{x_i} \times \frac{x_j}{x_{j,N_{min}+1}} \right)}{\log \alpha_{i,j}} \quad (3.8)$$

i et j désigne la clé légère (C₃) et la clé lourde (C₅)

$x_{i,N_{min}+1}$ et $x_{j,N_{min}+1}$: Les fractions molaires du reflux égales à celles du distillat pour un reflux total : $y_i = 57,04\%$ et $y_j = 0,01\%$

x_i et x_j : Sont les fractions molaires du résidu $x_i = 0,08\%$ et $x_j = 15,80\%$

$\alpha_{i,j}$: La volatilité relative $= \frac{K_i}{K_j}$, les coefficients K_i et K_j sont calculés la corrélation de

Whitson and Torp (Annexe 4). On trouve : $K_i = 3,35$ et $K_j = 0,94$

Donc :

$$N_{min} = 10,966 \approx \mathbf{11 \text{ plateaux}}$$

Le nombre théorique de plateaux (N), est calculé à partir de la corrélation d'Eduljee [2,4] suivant:

$$Y = 0,75 - 0,75X^{0.5668} \quad (3.9)$$

Avec : $X = \frac{r_f - r_{f_{min}}}{r_f + 1}$ et $Y = \frac{N - N_{min}}{N + 1}$

Dans ces relations $r_{f_{min}}$ est le reflux minimum correspond au cas limite d'une colonne ayant un nombre infini de plateaux :

$$r_{f_{min}} = \frac{L}{D} = 2,22$$

Le reflux réel (d'opération) est tel que :

$$r_f = 1,3. r_{f_{min}} = 2,89$$

En substituant ces valeurs dans la relation (3.16), on obtient le nombre de plateaux suivant :

$$N=21,75$$

En tenant compte de l'efficacité des plateaux $E=0,65$, le nombre théorique de plateaux dans la colonne est :

$$N_T = \frac{N}{E} = 33,46 \approx 33 \text{ plateaux}$$

Si on considère le rebouilleur et le condenseur comme étant des plateaux extérieurs, alors le nombre réel de plateaux dans la colonne est de :

$$N_{réel} = N_T - 2 = 31 \text{ plateaux}$$

On remarque que ce nombre n'est pas loin du nombre de plateaux sur site (32 plateaux).

3.2.7 Calcul du diamètre de la colonne (D_c)

Le diamètre de la colonne est calculé d'après le premier plateau de la zone de rectification, car la tête de la colonne est l'endroit le plus chargé par les vapeurs que les autres sections.

D'après l'équation suivante :

$$D_c = 2. \sqrt{\frac{S}{\pi}} = 2. \sqrt{\frac{(V/W)}{\pi}} \quad (3.10)$$

Où :

D_c : Diamètre de la colonne.

S : Section de la colonne = V/W

V : Débit volumique des vapeurs.

W : Vitesse admissible des vapeurs.

- **Vitesse admissible des vapeurs (W) :**

La vitesse admissible des vapeurs est donnée par la formule de **SOUDERS BROWN** [6]:

$$W = 8,47 \cdot 10^{-5} \cdot C \sqrt{\left(\frac{\rho_l - \rho_v}{\rho_v}\right)} \quad (3.11)$$

C : Coefficient qui dépend de la distance entre les plateaux et de la tension superficielle du liquide : $C = 650$

ρ_v, ρ_l : Respectivement, la masses volumique de la vapeur et liquide calculées à partir de la relation :

$$P = Z \cdot \rho \cdot r \cdot T \quad (3.11. a)$$

Avec :

P : Pression d'alimentation

T : Température d'alimentation

r : Constante des gaz parfaits $r = 287 \text{ J/kg.K}$

Z : Facteur de compressibilité de chaque phase en fonction de P_r et T_r (Annexe 12)

- Pour la phase vapeur :

$$P_{pc} = \sum_{i=1}^{12} y_i \cdot P_{ci} \quad (3.11. b)$$

Et :

$$T_{pc} = \sum_{i=1}^{12} y_i \cdot T_{ci} \quad (3.11. c)$$

- Pour la phase liquide :

$$P_{pc} = \sum_{i=1}^{12} x_i \cdot P_{ci} \quad (3.11. d)$$

Et :

$$T_{pc} = \sum_{i=1}^{12} x_i \cdot T_{ci} \quad (3.11. e)$$

Avec :

P_r et T_r : Respectivement pression et température réduites.

P_{pc} et T_{pc} : Respectivement pression et température pseudo-critiques

P_{ci} et T_{ci} : pression et température critiques

Après plusieurs itérations (Annexe 11) on obtient : $Z_v = 0,34$ et $Z_l = 0,02$

Alors :

$$\rho_l = 490 \text{ kg/m}^3 \quad \rho_v = 36,9 \text{ kg/m}^3$$

- **Débit volumique des vapeurs (V)**

Le débit volumique est donné par [6,9]:

$$V = 22,4 \cdot Z \cdot V_m \left(\frac{T_s + 273}{273 \cdot P_s} \right) \tag{3.12}$$

Où :

V : Débit volumique des vapeurs.

P_s : Pression au sommet de la colonne (14.5 bar).

T_s : Température au sommet de la colonne (71 c°).

Z : Facteur de compressibilité obtenue du graphe (Annexe12) en fonction de la pression réduite (**P_r**) et la température réduite (**t_r**) : $P_r = \frac{P_c}{p} = \frac{14,4}{14,5} = 0,99$ et

$$t_r = \frac{t_c}{t} = \frac{83}{70,8} = 1,2$$

Alors : Z=0,72.

Avec : **P_{ci}** : Pression critique

t_{ci} : Température critique

V_m : Débit molaire des vapeurs, donné par la relation :

$$V_m = D + q_{ref} = 1704,6 \text{ kmol/h} \tag{3.13}$$

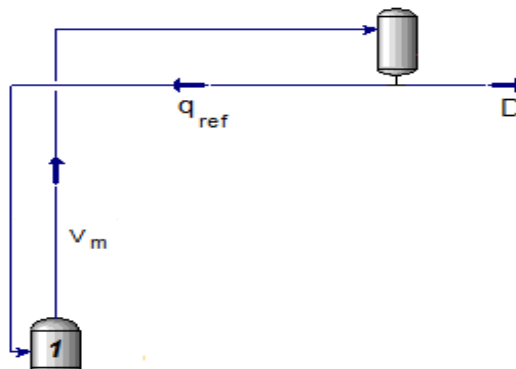


Figure 3.2 : Les différents débits au sommet de la colonne

En substituant dans les relations ci-dessus, on obtient respectivement :

$$V = 0,66 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$W = 0,19 \text{ m/s}$$

Alors : **D_c = 2,75 m**

3.1.8 Calcul de la hauteur totale de la colonne

La hauteur totale de la colonne est telle que [7]:

$$H_T = h_1 + h_2 + h_3 \quad (3.14)$$

Où :

h_1 : Distance entre le premier plateau de la zone de rectification et le fond supérieur de la colonne (ou espace libre situé en tête de colonne) = 2m (donnée).

h_3 : Distance entre le dernier plateau de la zone d'épuisement et le fond inférieur de la colonne (ou espace libre situé au fond de la colonne) = 8,09m (donnée).

h_2 : La hauteur des trois zones de la colonne (Rectification + Alimentation + Epuisement).

Donnée par la relation :

$$h_2 = (N_T - 1) \times h_p = 19,52 \text{ m} \quad (3.15)$$

Avec :

N_T : nombre théorique des plateaux dans la colonne.

h_p : Distance entre deux plateaux = 0,61 m (donnée).

La hauteur totale de la colonne est donc :

$$H_T = 29,59\text{m}$$

Cette hauteur correspond bien à la hauteur de la colonne sur site (H=29,7m).

3.3 Dimensionnement de la colonne par logiciel (HYSYS)

Le logiciel HYSYS est l'un des logiciels de simulation des procédés chimiques. Il a été conçu pour permettre le traitement d'une vaste gamme de problèmes allant des séparations bi et tri phasiques simples, de la compression à la possibilité de calculer toutes les propriétés physiques et thermodynamiques des fluides.

3.3.1 Choix du modèle thermodynamique

Les logiciels de simulation donnent accès à plusieurs modèles thermodynamiques pour la prédiction de l'équilibre liquide-vapeur, d'enthalpie et d'entropie ainsi que des propriétés de transport. La réussite de la simulation dépend du choix du modèle thermodynamique, parce que ce dernier est établi pour une classe de fluides et un domaine de conditions de pression et de température recommandés en utilisant des hypothèses et des suppositions pratiques.

L'équation la plus recommandée pour les systèmes d'hydrocarbures est l'équation de **Peng – Robinson**, car elle permet de résoudre correctement les problèmes d'équilibre liquide-vapeur en donnant l'erreur la plus faible, en plus elle est utilisable dans un domaine vaste de température et de pression.

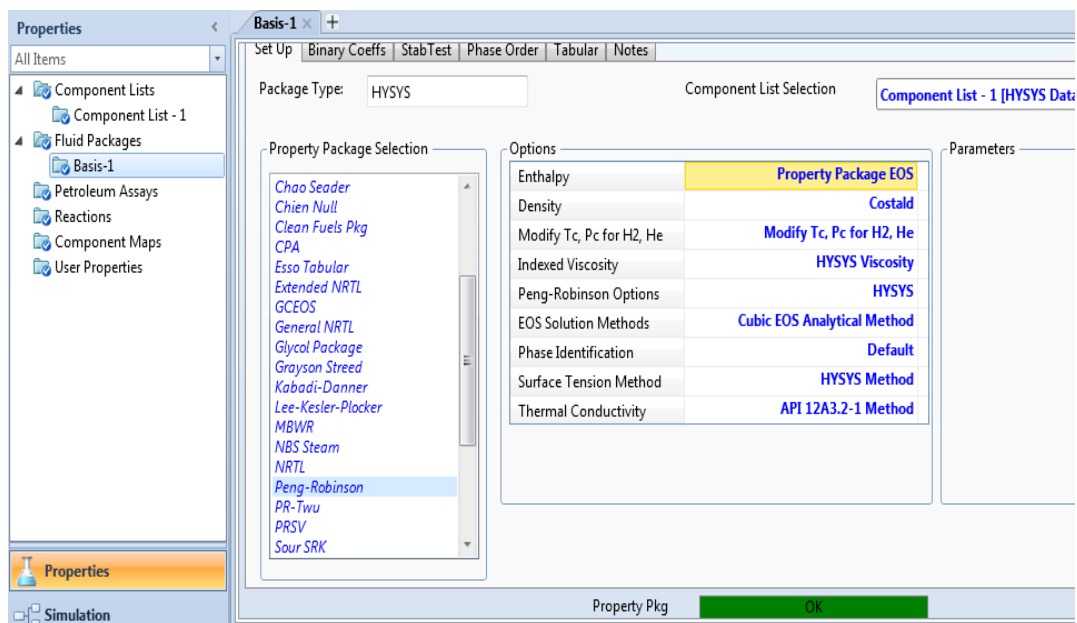


Figure 3.3 : Choix du modèle thermodynamique (EOS Peng-Robinson)

3.3.2 Procédure de la simulation

La procédure de calcul du dé-butaniseur dans l'environnement HYSYS nécessite les données suivantes :

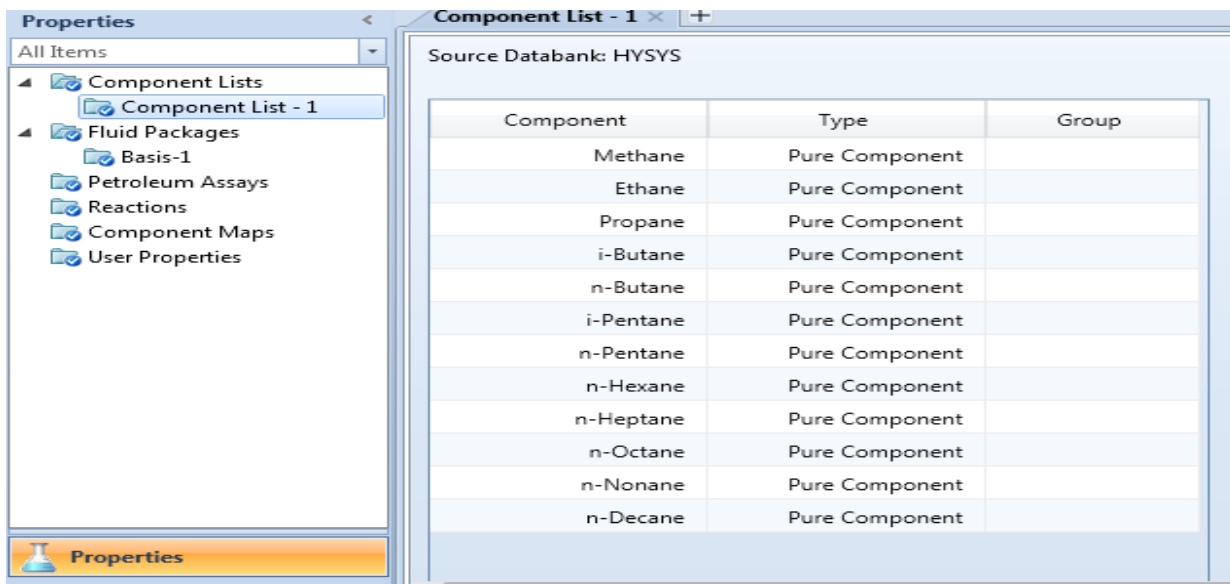
- La composition, débit, température et pression de la charge.
- La position du plateau d'alimentation.
- Spécification des produits (distillat, résidu).

Le simulateur nécessite la spécification de trois d'autres paramètres opératoires qui représentent le degré de liberté de la colonne :

- Température au condenseur.
- Température au rebouilleur.
- Le débit de rebouilleur.

3.3.3 Les étapes de simulation :

a. Les compositions : la liste des compositions (Component List)



Component	Type	Group
Methane	Pure Component	
Ethane	Pure Component	
Propane	Pure Component	
i-Butane	Pure Component	
n-Butane	Pure Component	
i-Pentane	Pure Component	
n-Pentane	Pure Component	
n-Hexane	Pure Component	
n-Heptane	Pure Component	
n-Octane	Pure Component	
n-Nonane	Pure Component	
n-Decane	Pure Component	

Figure 3.4 : La liste des compositions

Choix du modèle thermodynamique : Peng Robinson (basic-1)

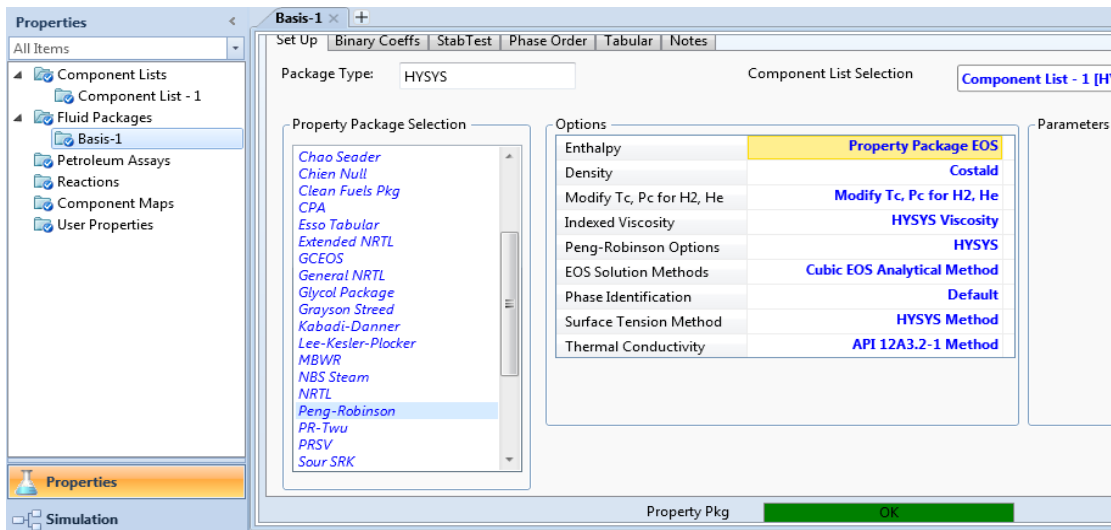


Figure 3.3 : Choix du modèle thermodynamique (EOS Peng-Robinson)

b. Choix du type de la colonne et la saisie des données de départ :
(Distillat Column, connections, specs)

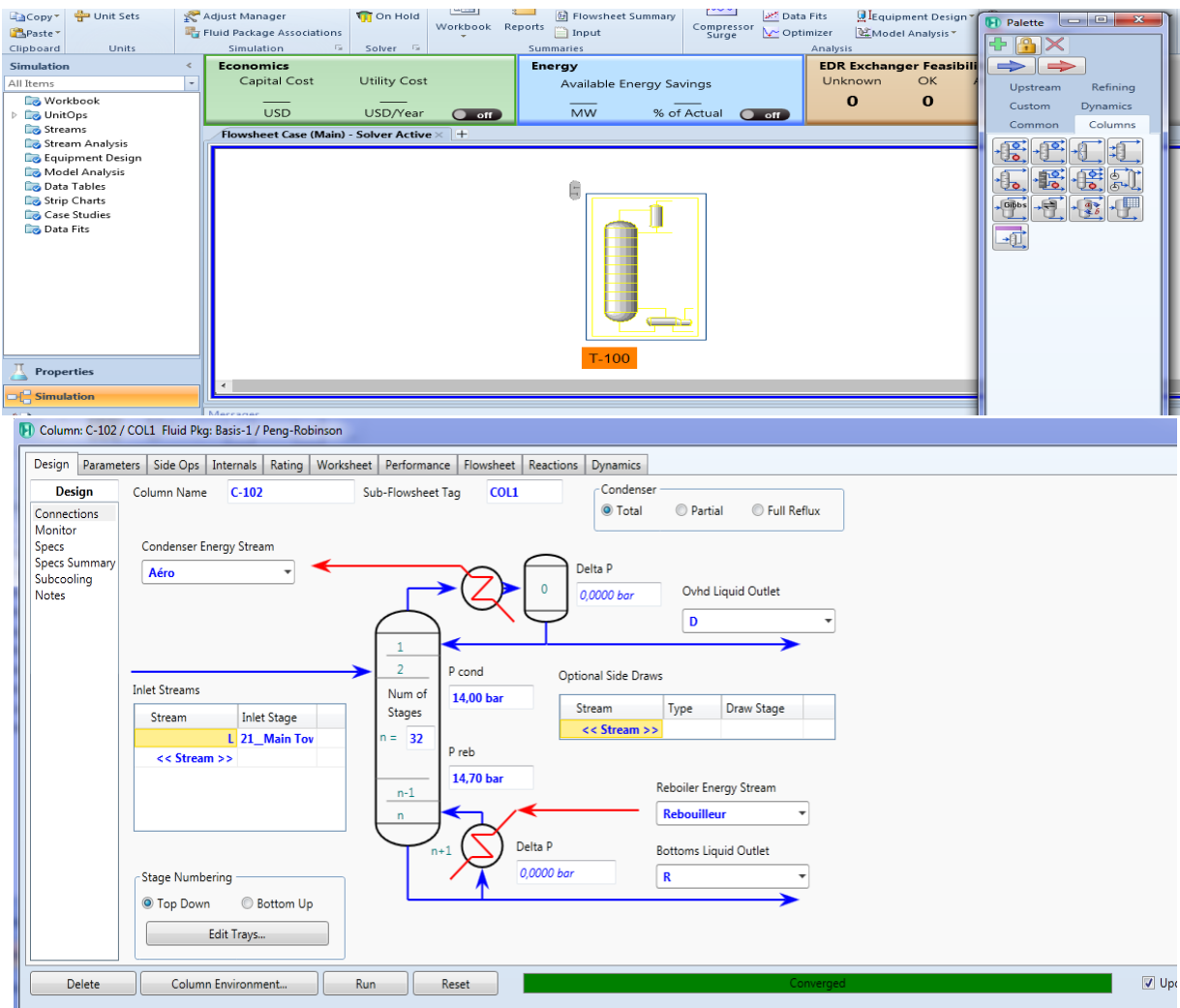


Figure 3.5 : Les données de départ

3.3.4 Les résultats :

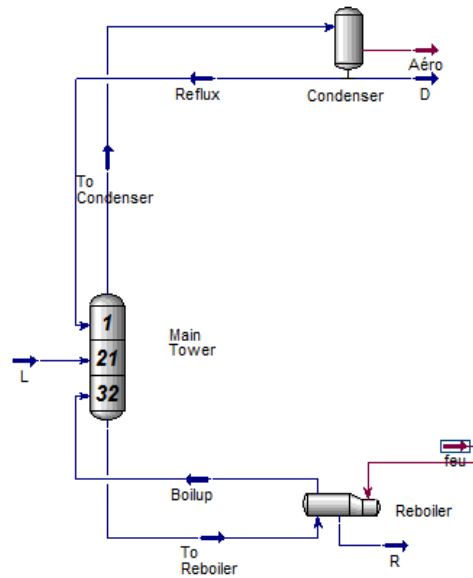


Figure 3.6: le procédé de la colonne C-102

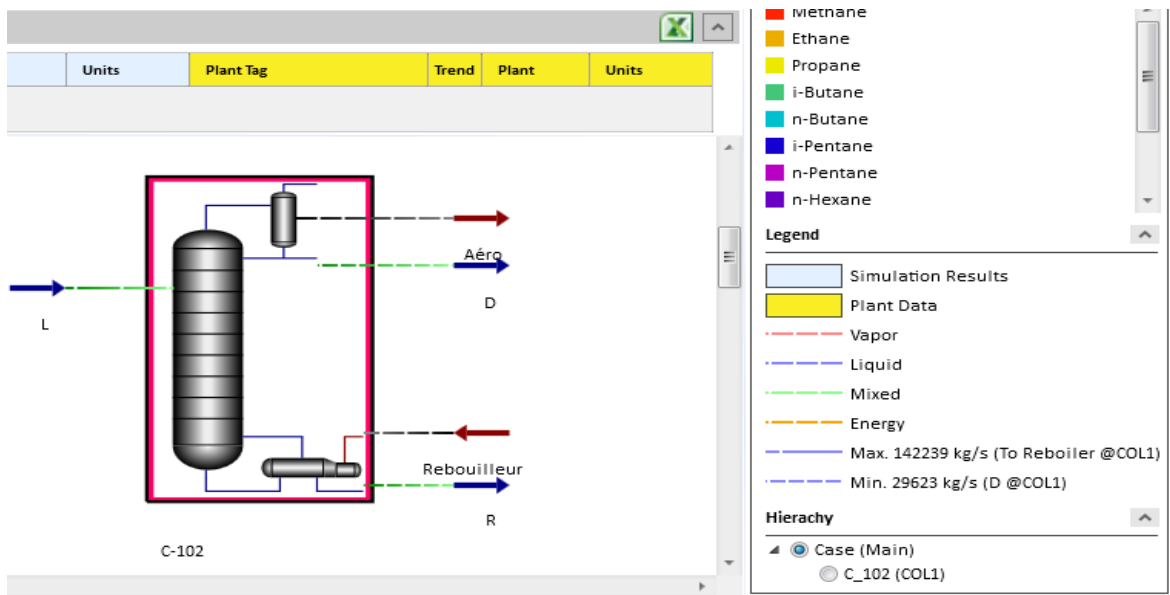


Figure 3.7 : Simulation du procédé de la section

La composition de la charge, du distillat et du résidu sont données par la figure 3.8

		L	D	R
Methane		0,0022	0,0052	0,0000
Ethane		0,0054	0,0128	0,0000
Propane		0,2573	0,6091	0,0008
i-Butane		0,0935	0,1760	0,0334
n-Butane		0,1455	0,1968	0,1081
i-Pentane		0,0869	0,0001	0,1502
n-Pentane		0,0981	0,0000	0,1696
n-Hexane		0,0588	0,0000	0,1017
n-Heptane		0,0616	0,0000	0,1065
n-Octane		0,0604	0,0000	0,1044
n-Nonane		0,0348	0,0000	0,0602
n-Decane		0,0955	0,0000	0,1651

Figure 3.8: les fractions de la charge et des produits

- On remarque que le diamètre obtenu par HYSYS est 2,95 m.
- La hauteur des trois zones de la colonne
 $h_2 = 19,51\text{m}$
 $H_T = h_1 + h_2 + h_3$
 $= 2 + 19,51 + 8,09 = 29,6\text{m}$

Section Starting Stage	1_Main Tower
Section Ending Stage	32_Main Tower
Tray Type	Ballast-V1
Number Of Passes	2
Tray Spacing [m]	0,6096
Section Diameter [m]	2,950
Section Height [m]	19,51
Section Pressure Drop [mbar]	561,8
Section Head Loss [mm]	1,173e+004
Trays With Weeping	None

3.4 Comparaison entre cas design réel, cas calculé et cas simulé

Tableau 3.3. Comparaison des résultats obtenus :

Paramètre	Salle de control (annexe 13)	Valeurs Calculé (méthode approximative)	Simulé (méthode précise HYSYS)	Ecart %	
	1	2	3	(1-2)	(2-3)
Diamètre de la colonne [m]	3	2,75	2,95	8,3	6,7
Hauteur de la colonne [m]	29,7	29,59	29,6	0,4	0,03
Nombre de plateaux	32	31	32	3	3
Débit du distillat [kmol/h]	596,44	589,58	596,40	1	1
Débit du résidu [kmol/h]	668,33	720,17	713,30	7	0,9
Pression d'alimentation [bar]	14,4	14,5	14,5	0,7	0
Température du sommet [°c]	70,6	71	69,7	0,6	1,8
Pression du sommet [bar]	14,15	14,3	14, 15	1	1
Pression de ballon de reflux [bar]	14	14,2	14,1	1	0,7
Température de fond [°c]	189,2	190	181,27	0,4	4,8
Pression de fond [bar]	14,7	14,7	14,68	0	0,1

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

A partir de la vérification de design par simulateur et calcul approximative (2-3), on dit que ces méthodes sont utiles pour la vérification des colonnes, vue que la plus part des écarts ne dépassent pas 3%.

On a trouvé des valeurs bien proches de celles données par le constructeur (design réel (1-2)), ce qui nous permet de dire que la colonne est dans un état de fonctionnement normal.

3.5 Variation des paramètres dans la colonne

3.5.1 Profil de température

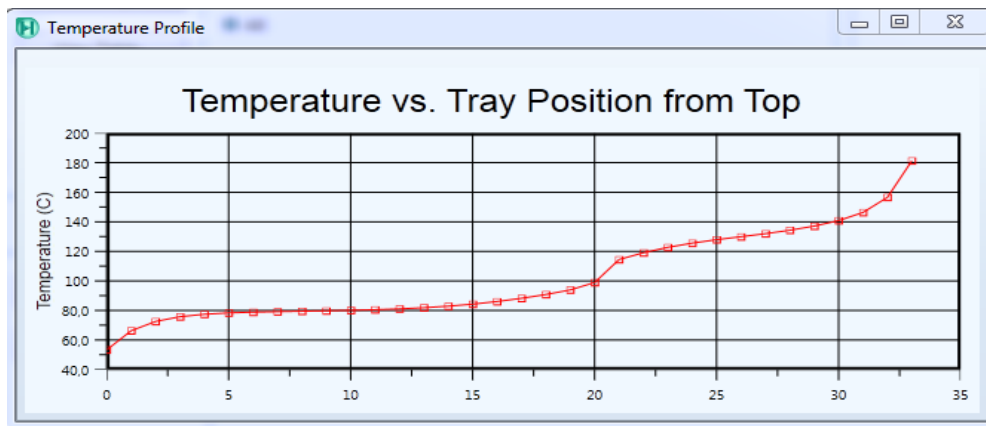


Figure 3.9 : Profil de température le long de la colonne.

Le profil de température dans la colonne de stabilisation présente une évolution normale le long de la colonne, sauf une présence d'un pic qui est remarqué au niveau du plateau d'alimentation (au niveau du 21^{ème}), ce pic s'explique par la différence entre la température d'alimentation et celle du plateau.

3.5.2 Profil de pression

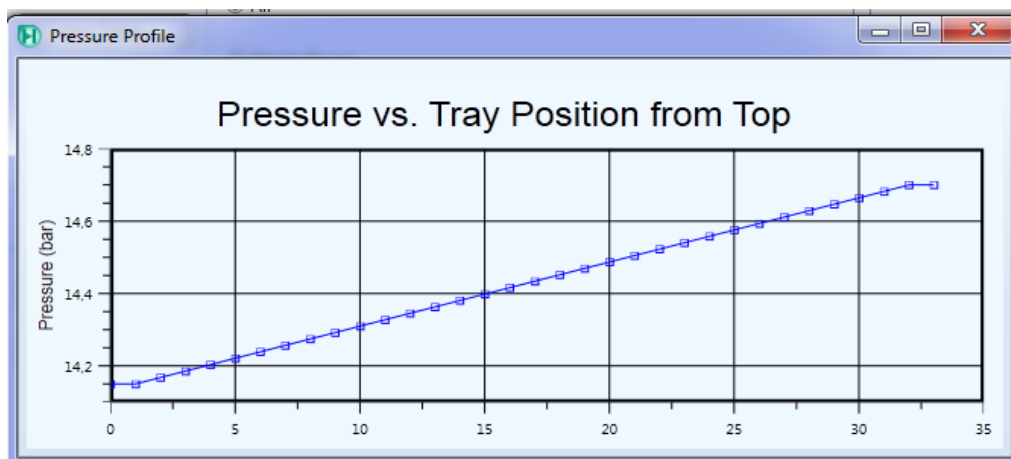


Figure 3.10 : Profil de pression à l'intérieur de la colonne.

Le profil de pression actuel présente une évolution normale le long de la colonne (Augmentation de pression du 1^{er} plateau en tête, jusqu'au dernier plateau du fond).

3.5.3 Profil du débit

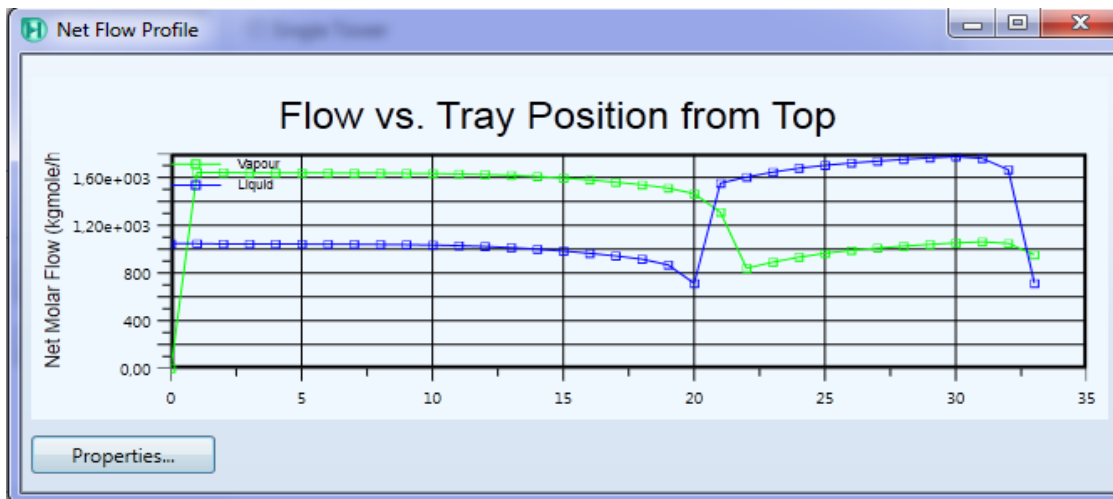


Figure 3.11 : Profil du débit.

D'après la figure on constate que le débit de vapeur dans la section de rectification est supérieur à celui de liquide mais quand on arrive (au 21^{ème} plateau) le débit de liquide augmente d'une façon considérable par rapport au débit de vapeur qui est diminué à cause de la fraction liquide vapeur de l'alimentation.

3.5.4 Profil de la composition de la charge

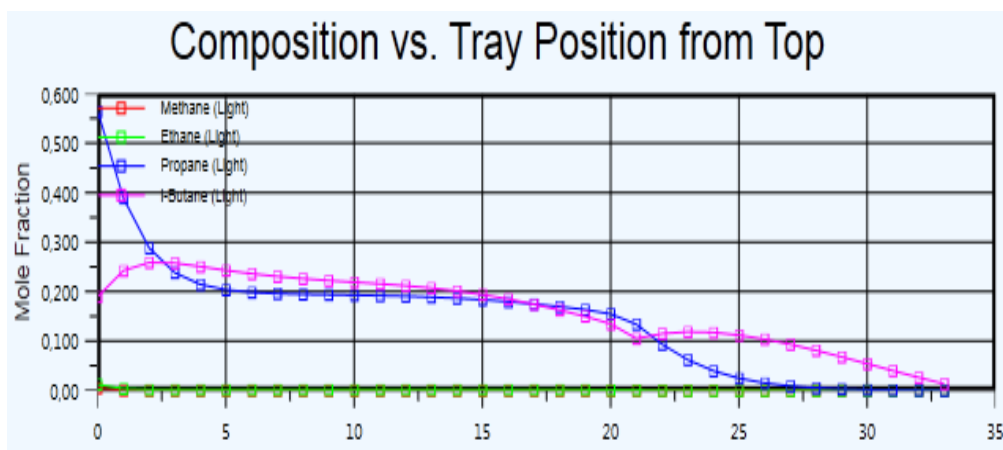


Figure 3.12 : Profil de la composition de la charge.

La fraction du GPL le long de la colonne a une augmentation progressive pour atteindre les spécifications (on spec) où elle se stabilise, par contre la fraction du nC+5 diminue progressivement au top de la colonne.

Chapitre

4

**Etude mécanique et
hydrodynamique**

4.1 Calcul mécanique de vérification

4.1.1 Introduction

Cette partie du chapitre est consacré aux calculs de vérification de la colonne débutaniseur :

- La résistance de la virole aux contraintes dues à la pression de chaque section de la colonne.
- La résistance des fonds aux contraintes dues à la pression.
- La résistance du fond inférieur lors de l'essai hydrostatique.
- Le calcul des brides.

Ces calculs se font suivant les conditions de service et les dimensions données par le constructeur, présentées dans les tableaux suivants :

Tableau 4.1. Matériaux de constructions :

Pièces	Nom du matériau	La limite d'élasticité (MPa)	Limite de la résistance (MPa)
Virole	A 516 GR 70	260	485
Fonds	A 516 GR 70	260	485
Boulons	JIS G 3454	205	450

Tableau 4.2. Paramètres de fonctionnement :

Fluide	Hydrocarbure
Pression de service	16.5 bar
Température de servie	280 °c
Pression d'épreuve hydrostatique	28.8 bar

Tableau 4.3. Données géométrique de la colonne

Le diamètre intérieur de la virole	3 000 mm
L'épaisseur de la virole	24 mm
L'épaisseur du fond inferieur	28 mm
L'épaisseur du fond supérieur	28 mm
La hauteur du fond inferieur	450 mm
La hauteur du fond supérieur	800 mm
La hauteur de la jupe	6500 mm
Le diamètre intérieur de la jupe	3030 mm
L'épaisseur de la jupe	12 mm
Le diamètre extérieur de la jupe	3054 mm
Le diamètre extérieur de l'anneau de base	3330 mm
Le diamètre intérieur de l'anneau de base	2770 mm
La largeur de l'anneau de base	250 mm
L'épaisseur de l'anneau de base	560 mm
La hauteur de la colonne + la jupe	35750 mm
Le poids de la colonne à vide	72500 kg
Le poids de la colonne en service	147000 kg
Le poids de la colonne lors de l'essai hydraulique	317000 kg
La surépaisseur de la corrosion	3,175 mm
Le coefficient de soudure de la virole	1
Coefficient de soudure des fonds	1
Le calorifugeage	50 mm

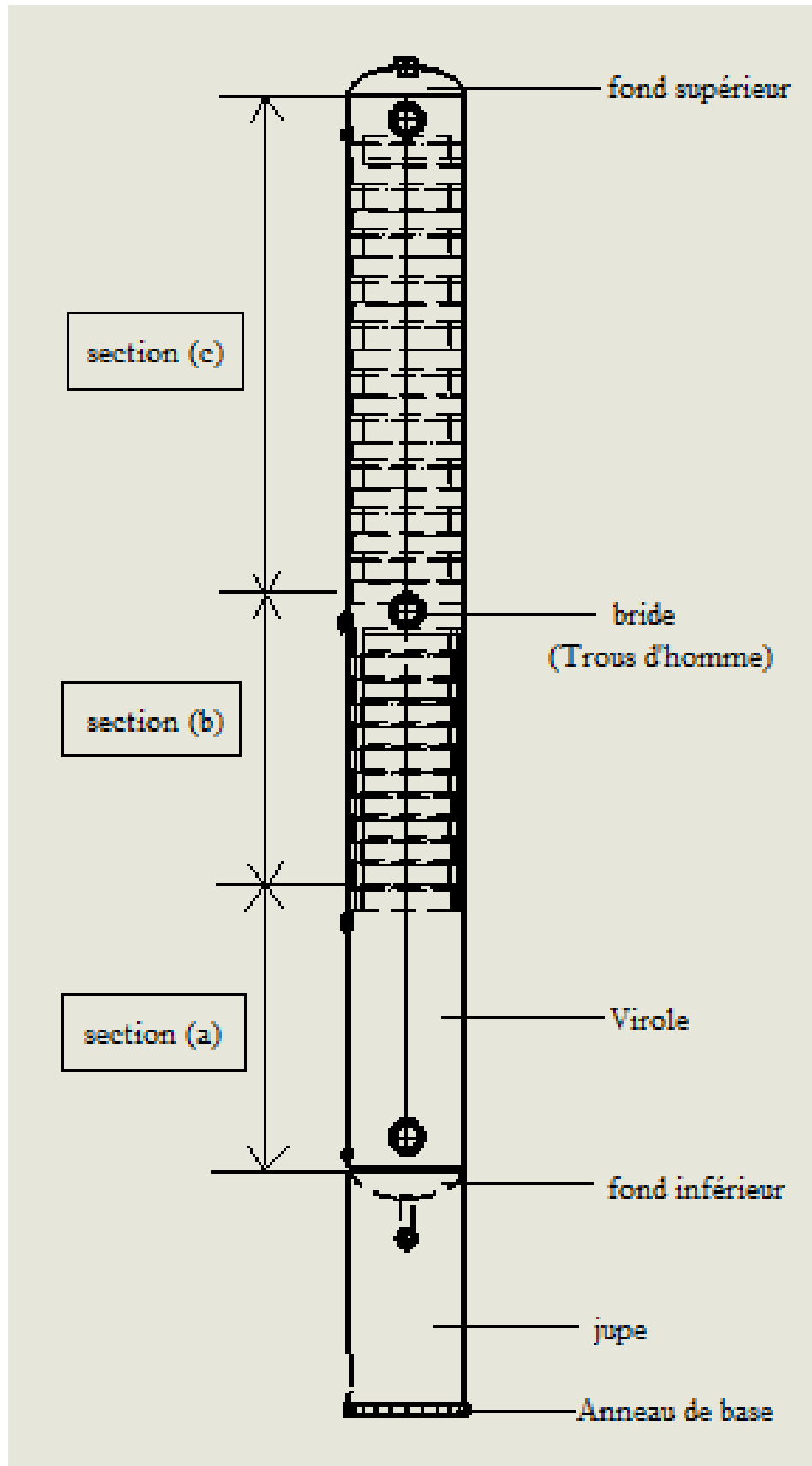


Figure 4.1 : Représentation de la colonne

4.1.2 Résistance de la virole dans chaque section de la colonne

Pour le calcul des appareils à paroi mince ($\frac{e_r}{D_i} < 0,1$), on utilise l'équation de LAPLACE

[11] :

$$\frac{P}{e_r} = \frac{\sigma_Z}{\rho_Z} + \frac{\sigma_\tau}{\rho_\tau} \quad (4.1)$$

Avec :

P : pression interne

e_r : Épaisseur de la résistance.

σ_Z : Contrainte axiale parallèle à Z.

σ_τ : Contrainte tangentielle.

ρ_Z : Rayon de courbure de la direction de σ_Z : $\rho_Z = R_m$

ρ_τ : Rayon de courbure de la direction de σ_τ : $\rho_\tau = \infty$

Comme dans le cas d'une configuration cylindrique $\rho_\tau = \infty$ alors le seconds terme de l'équation de LAPLACE s'annule ce qui nous permet d'écrire :

Dans les différentes sections de la colonne, la condition suivante doit être vérifiée

$$\sigma_Z = \frac{P_C \times R_m}{e_r} \leq [\sigma] \times \varphi \quad (4.1.a)$$

φ : Coefficient de diminution de la résistance du au soudage (donnée)

$[\sigma]$: Caractéristique du matériau, fonction de la limite d'élasticité (σ_e) et de rupture (σ_r)

$$[\sigma] = \min \left\{ \frac{\sigma_e^{tc}}{n_e}; \frac{\sigma_r^{tc}}{n_r} \right\} \quad (4.1.b)$$

n_e, n_r : Coefficients de sécurité : $n_e = 1,5$ et $n_r = 3$ (norme AFNOR)

Les contraintes :

- $\sigma_e^{tc} = K \times \sigma_e^{20^\circ C}$
- Si $20^\circ C \leq t_c \leq 350^\circ C$ alors $\sigma_r^{tc} = \sigma_e^{20^\circ C}$
- Si $t_c \geq 350^\circ C$ alors $\sigma_r^{tc} = K \times \sigma_e^{20^\circ C}$

Avec :

t_c : Température de calcul

K : coefficient tenant compte de l'influence de la température sur les caractéristiques mécaniques du matériau, déterminé graphiquement

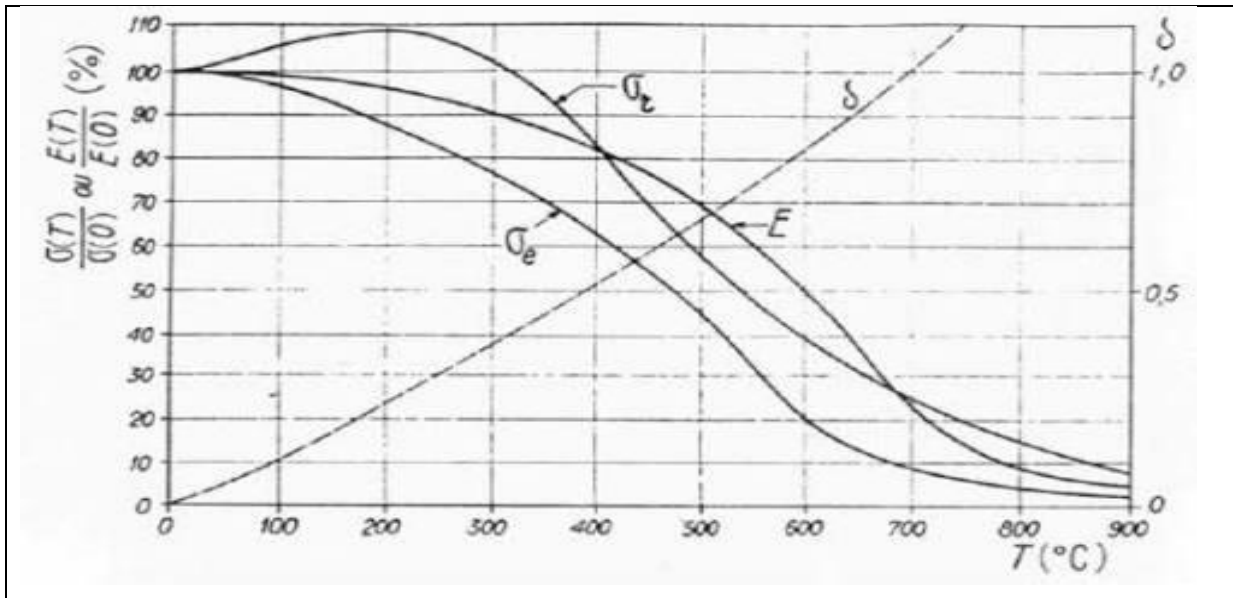


Figure 4.2 : coefficient K en fonction de la température

a. Section (a) partie inférieure :

$$e_r = e_v - (e_1 + e_2 + e_3) \tag{4.1.c}$$

Avec :

e_r : Épaisseur de la résistance de la virole.

e_v : Épaisseur réelle de la virole, donnée

e_1 : Surépaisseur de la corrosion, donnée

e_2 : Surépaisseur de tolérance négative, donnée

e_3 : Surépaisseur tenant compte des charges supplémentaires (vent, séisme...) pour les équipements verticaux, choisi à partir du tableau

Tableau 4.4. Choix de e_3 en fonction de la hauteur

Hauteur (m)	e_3 (mm)
< 20	1 ÷ 2
20 ÷ 40	3 ÷ 4
> 40	4 ÷ 6

Comme la hauteur de la section (a) est $H= 8330 \text{ mm}$ alors $e_3 = 2$

En remplaçant ces épaisseurs dans la relation (4.1.c), on obtient :

$$e_r = 19,025 \text{ mm}$$

Le rayon moyen est donné par la relation suivante :

$$R_m = \frac{D_i + e_{rv}}{2} = 1509,01 \text{ mm} \quad (4.1.d)$$

La pression de calcul (P_c)

$$P_c = \max\{P_s + 1 \text{ bar}; P_s + 10\%P_s\} = 1,60 \text{ MPa} \quad (4.1.e)$$

Avec : P_s : Pression de service

La température de calcul (T_c)

$$T_c = T_s + 15^\circ \text{c} = 224^\circ \text{c} \quad (4.1.f)$$

Avec : T_s : Température de service

La contrainte admissible

$$[\sigma] = 138,6 \text{ MPa}$$

Tel que: $K= 0,8$

Le résultat :

$$\sigma_z = 127,38 \text{ MPa} \leq [\sigma] \times \varphi = 138,6 \text{ MPa}$$

Alors la résistance de cette partie est vérifiée.

a. Section (b) partie centre de la colonne :

De la même manière se quand on fait dans la section inferieur (a):

On obtient

- $e_r = 19,025 \text{ mm}$
- $R_m = 1509,01 \text{ mm}$
- $P_c = 1,595 \text{ MPa}$
- $T_c = 167^\circ \text{c}$
- $[\sigma] = 147,33 \text{ MPa}$

Le résultat :

$$\sigma_z = 126,51 \text{ MPa} \leq [\sigma] \times \varphi = 147,33 \text{ MPa}$$

Alors la résistance de cette partie est vérifiée

a. Section (c) partie supérieur de la colonne :

De la même manière

- $e_r = 18,025 \text{ mm}$
- $R_m = 1509,01 \text{ mm}$
- $P_c = 1,54 \text{ MPa}$
- $T_c = 98^\circ \text{c}$
- $[\sigma] = 161,6 \text{ MPa}$

Le résultat :

$$\sigma_z = 130,12 \text{ MPa} \leq [\sigma] \times \varphi = 161,6 \text{ MPa}$$

Alors la résistance de cette partie est vérifiée

4.1.3 Vérification de la résistance des fonds de la colonne

La colonne dé-butaniseur (C102) à des fonds de forme elliptique

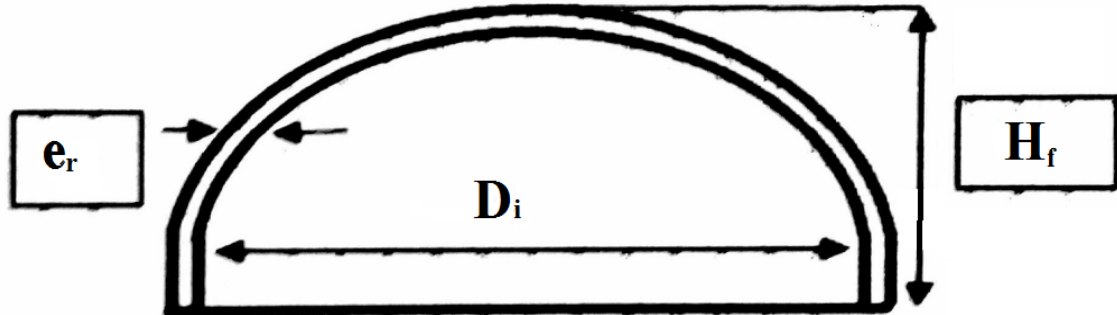


Figure 4.3. Représentation d'un fond elliptique

La condition de la résistance des fonds est [11,14]:

$$\sigma_r = \frac{Y \times P_c \times R_m}{e_r} \leq [\sigma] \times \varphi \quad (4.2)$$

Le coefficient de diminution de la résistance du au soudage pour les fonds $\varphi = 1$

Y : Le facteur de forme de fond dépend du rapport $\left(\frac{D_i}{H}\right)$, sa valeur est donnée par la formule suivante :

$$Y = \frac{1}{6} \left[2 + \left(\frac{D_i}{2H_F} \right)^2 \right] \quad (4.2.a)$$

Si $Y = 1 \rightarrow \frac{H}{D_i} = 0,25$

4.1.3.1 La résistance du fond inférieur

$[\sigma]$ et P_c : ont les mêmes valeurs de la section (a).

- La Hauteur $H_{F inf} = 800$ mm
- $Y = 0,9$

$$e_{r F inf} = e_{f F inf} - (e_1 + e_2 + e_3) = 18,42 \text{ mm} \quad (4.2.b)$$

Avec :

$e_{r F inf}$: Épaisseur de la résistance du fond inférieur.

$e_{F inf}$: Épaisseur du fond inférieur ($e_{F inf} = 28$ mm)

- $R_m = 1509,01$ mm

Le résultat :

$$\sigma_{\tau} = 118,38 \text{ MPa} \leq [\sigma] \times \varphi = 138,66 \text{ MPa}$$

On remarque bien que la résistance du fond inférieur est vérifiée.

4.1.3.2 La résistance du fond supérieur

$[\sigma]$ et P_c : ont le même valeurs de la section (b)

- La hauteur $H_{F \text{ sup}} = 800 \text{ mm}$
- $Y = 0,9$

$$e_{r \text{ F sup}} = e_{F \text{ sup}} - (e_1 + e_2 + e_3) = 17,42 \text{ mm} \quad (4.2.c)$$

Avec :

$e_{r \text{ F sup}}$: Épaisseur de la résistance du fond supérieur.

$e_{F \text{ sup}}$: Épaisseur du fond supérieur ($e_{F \text{ sup}} = 28 \text{ mm}$)

- $R_m = 1509,01 \text{ mm}$

Le résultat :

$$\sigma_{\tau} = 121,14 \text{ MPa} \leq [\sigma] \times \varphi = 156 \text{ MPa}$$

On remarque bien que la résistance du fond supérieur est vérifiée.

4.1.4 La résistance du fond inférieur lors de l'essai hydrostatique

La condition de résistance du fond lors de l'essai hydrostatique est la suivante [9] :

$$\sigma_{fond} = \frac{P_{f \text{ inf}} \times D_m}{2 \times e_{f \text{ F inf}} \times \varphi} \leq 0,9 \times \sigma_e^t \quad (4.3)$$

Avec :

D_m : Le diamètre moyen du fond.

$$D_m = D_{inf} + e_r = 3023,02 \text{ mm} \quad (4.3.a)$$

σ_e^t : Limite d'élasticité à la température du service (caractéristique mécanique du matériau du fond inférieur).

$P_{f \text{ inf}}$: La pression du fond inférieur.

$$P_{f \text{ inf}} = P_{st} + P_{essai} = 3,11 \text{ MPa} \quad (4.3.b)$$

Avec :

P_{essai} : Pression d'essai hydrostatique, (pour cette colonne $P_{essai} = 2,83 \text{ MPa}$)

P_{st} : Pression de l'eau contenue dans la colonne.

$$P_{st} = \rho g H = 0,3 \text{ MPa} \quad (4.3.c)$$

Avec :

$$H = H_{virole} + H_{fond\ inf} + H_{fond\ sup} = 29650 \text{ mm} \quad (4.3.d)$$

D'où :

$$0,9 \times \sigma_e^t = 234 \text{ MPa} \quad (4.3.e)$$

$$\sigma_e^t = 260 \text{ MPa}$$

Le résultat :

$$\sigma_{fond} = 204,16 \leq 0,9 \times \sigma_e^t = 234 \text{ MPa}$$

On remarque que le fond inférieur résiste à l'effort de pression lors de l'essai hydrostatique.

4.1.5 Calcule des brides :

Les brides doivent assurer la résistance l'étanchéité nécessaire contre la charge de fonctionnement, les types des brides utilisées dans cette colonne sont «Slip-on pour les trous d'homme et Welding-Neck pour les autre raccords ». On prend comme exemple de calcule la bride de trou d'homme type« Slip-on» [12].

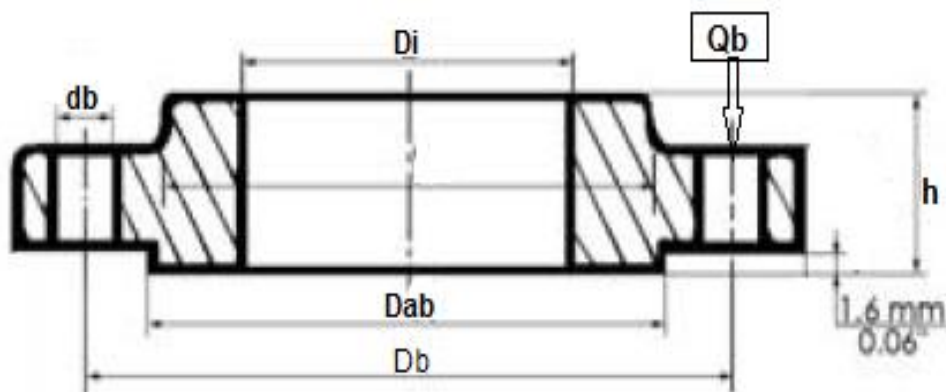


Figure 4.4 : représentation de la bride Slip-On

Le calcul se fait en deux parties :

- Calcul des boulons ou goujons : boulons pour $P \leq 60$ bars et goujons $P \geq 60$ bars.

4.1.5.1 Vérification de l'étanchéité en fonction du pas (t) [11]:

$$t = \frac{\pi \times D_b}{n_b} \quad (4.4)$$

Avec :

t : Le pas

D_b : Le diamètre de passage de la bride $D_b = 812$ mm

n_b : Le nombre de boulons $n_b = 24$

Condition d'étanchéité :

$$\begin{cases} t \leq (4 \div 5) \times d_b & \text{si } P < 25 \text{ bar} \\ t \leq (2.5 \div 3) \times d_b & \text{si } P \geq 25 \text{ bar} \end{cases} \quad (4.4.a)$$

d_b : Diamètre du boulon $d_b = 41.1$ mm

P_c : Pression de calcul $P_c = 15,75$ bar

On a : $t = 106.23$ mm $< 4 \times 41,1 = 164.4$ mm donc $t < (4 \div 5) \times d_b$

et on a $P_c = 15,75$ bar < 25 bar

On conclue que la condition d'étanchéité est bien vérifiée

4.1.5.2 Condition de résistance des boulons à la traction :

$$\sigma_{tr} = \frac{q_b}{S_b} \leq [\sigma] \quad (4.5)$$

S_b : La surface du boulon

$$S_b = \frac{\pi d_b^2}{4} = 1326,02 \text{ mm}^2 \quad (4.5.a)$$

- $[\sigma]$: contrainte admissible à la traction à la température au fond de la colonne $t_c = 224^\circ\text{C}$

$$[\sigma] = \min\left(\frac{\sigma_e^{224^\circ\text{C}}}{n_e}, \frac{\sigma_r^{224^\circ\text{C}}}{n_r}\right) \quad (4.5.b)$$

D'après le graph (Figure 4.2) on détermine k :

$$\sigma_e^{224^\circ\text{C}} = k \times \sigma_e^{20^\circ\text{C}} = 0,8 \times 205 = 164 \text{ MPa} \quad (4.5.c)$$

$$\sigma_r^{224^\circ\text{C}} = \sigma_r^{20^\circ\text{C}} = 450 \text{ MPa} \quad (4.5.d)$$

Tel que ($n_e = 1.5$; $n_r = 3$)

$$[\sigma] = 109,33 \text{ MPa}$$

q_b : La charge sur un boulon :

$$q_b = \frac{Q_b}{n_b} \quad (4.5.e)$$

- **Calcul de la charge agissant sur les boulons (Q_b) :**

$$Q_b = \max(Q_{b1}, Q_{b2}) \quad (4.5.f)$$

Q_{b1} : Charge lors d'un fonctionnement normal (force de pression+ force de serrage).

Q_{b2} : Charge due uniquement à de la force de serrage.

a. Calcul de Q_{b1} :

$$Q_{b1} = \left(\alpha \times P \times \frac{\pi \times D_m^2}{4}\right) + (\pi \times D_m \times b_0 \times P \times m) \quad (4.5.g)$$

α : Coefficient de rigidité de la liaison de la bride il dépend de type et de matériau de joint ; pour les joints métallique on a : $\alpha = 1.45$.

b_0 : Largeur efficace de joint pour notre cas :

$$b_0 = 1,2\sqrt{b} \quad (4.5.h)$$

D'où :

$$b = D_{AB} - D_i = 812,8 - 616 = 196,8 \text{ mm} \quad (4.5.i)$$

$$b_0 = 16,83 \text{ mm}$$

m : Coefficient d'étanchéité il dépend du matériau utilisé et de type de joint, pour notre cas :

$$m = 3$$

P : Pression de calcul $P = 15,75 \text{ bar}$

D_m : Diamètre moyen.

$$D_m = D_i + \frac{D_{AB} - D_i}{2} = 654,1 \text{ mm} \quad (4.5.j)$$

n_b : Nombre des boulons $n_b = 24$

$$Q_{b1} = 0,930 \cdot 10^6 \text{ N}$$

b. Calcul de Q_{b2} :

$$Q_{b2} = \pi \times D_m \times q_s \times k \times b_0 \quad (4.5.k)$$

q_s : La charge spécifique pour le joint de notre cas $q_s = 40 \text{ N/mm}^2$

k : Coefficient obtenu a partir du graphe de figure (4.2) $k = 0.8$

$$Q_{b2} = 1,106 \text{ N}$$

Donc

$$Q_b = \max(Q_{b1}, Q_{b2}) = 1,106 \text{ N} \quad (4.5.l)$$

La charge agissant sur un boulon :

$$q_b = \frac{Q_b}{n_b} = 46088,93 \text{ N}$$

Alors

$$\sigma_{tr} = 34,75 \text{ MPa} < [\sigma] = 109,33 \text{ MPa}$$

On conclue que la résistance des boulons à la traction est vérifiée

4.2 Calcul hydrodynamique

4.2.1 Introduction

Cette partie est consacrée au calcul reliant la conception des éléments de contact (les plateaux) dans la colonne en fonctionnement hydrodynamique optimal (vitesse maximale et perte de charge minimale).

Pour notre cas, nous avons choisis le 8^{ème} plateau pour faire le calcul

Les données de départ nécessaire pour le calcul sont représentées dans les tableaux suivants :

Tableau 4.5. Dimensions du plateau

Dimensions du plateau	Unités	Valeurs
Diamètre	mm	3000
Type de plateau	-	A clapet (V-1)
Nombre de passe	-	2
Longueur du déversoir	mm	2000
Largeur du déversoir	mm	2200
Hauteur du déversoir	mm	710
Distance entre deux plateaux	mm	610
Nombre de clapets	-	350

Tableau 4.6. Paramètres de fonctionnement

Vapeur sur le plateau		
Température de vapeur	C°	83
Débit massique	kg/h	154800
Densité	kg/m ³	36,7
Débit volumique	m ³ /h	4217,98
Liquide sur le plateau		
Température de liquide	C°	78
Débit massique	kg/h	176760
Densité	kg/m ³	494
Débit volumique	m ³ /h	357,81
Viscosité	Pc	0,16

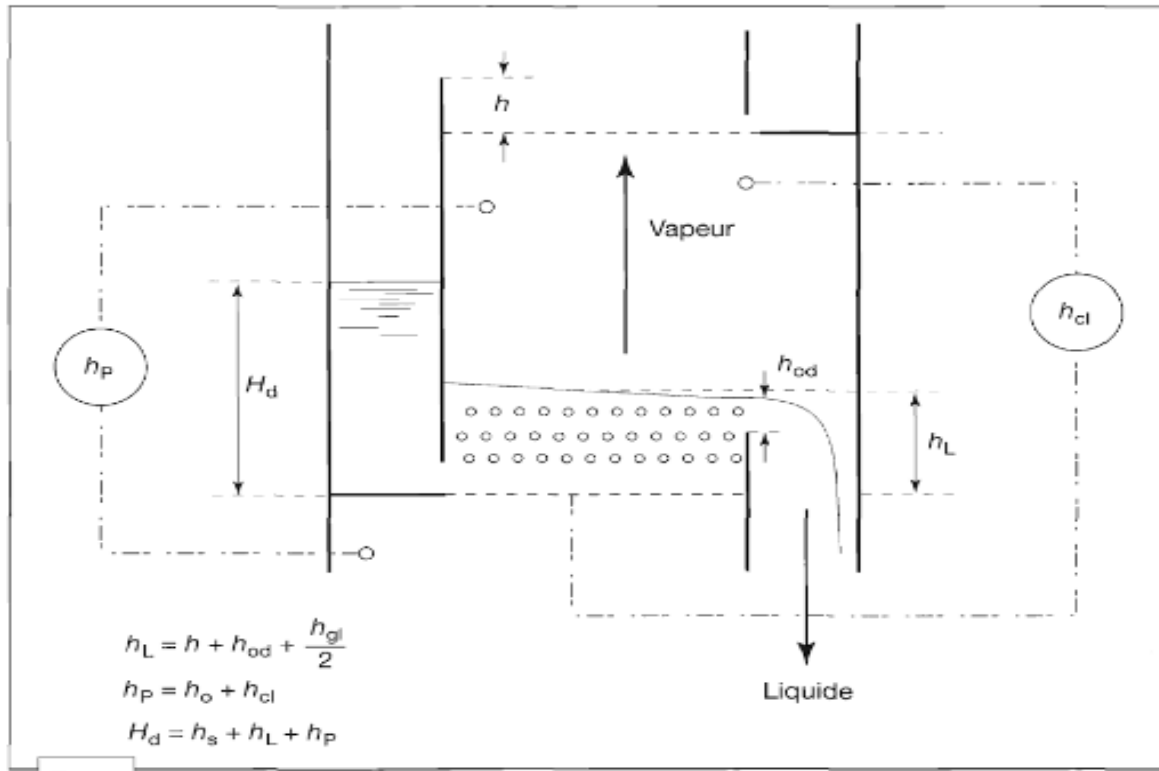


Figure 4.5 : Schématisation de l'équilibre hydrodynamique d'un plateau

4.2.2 Facteur capacité :

Ce facteur dépend des caractéristiques physico-chimiques des phases liquides et vapeur et de la géométrie de la colonne, pour le déterminer on utilise la corrélation de FAIR en sachant l'espace entre deux plateaux et en utilisant la formule suivante [9,11]:

$$\frac{L}{G} \sqrt{\frac{\rho_v}{\rho_l}} = 0,6 \quad (4.6)$$

L, G : débits massiques du liquide et vapeur respectivement

ρ_l, ρ_v : Masses volumiques du liquide et vapeur respectivement

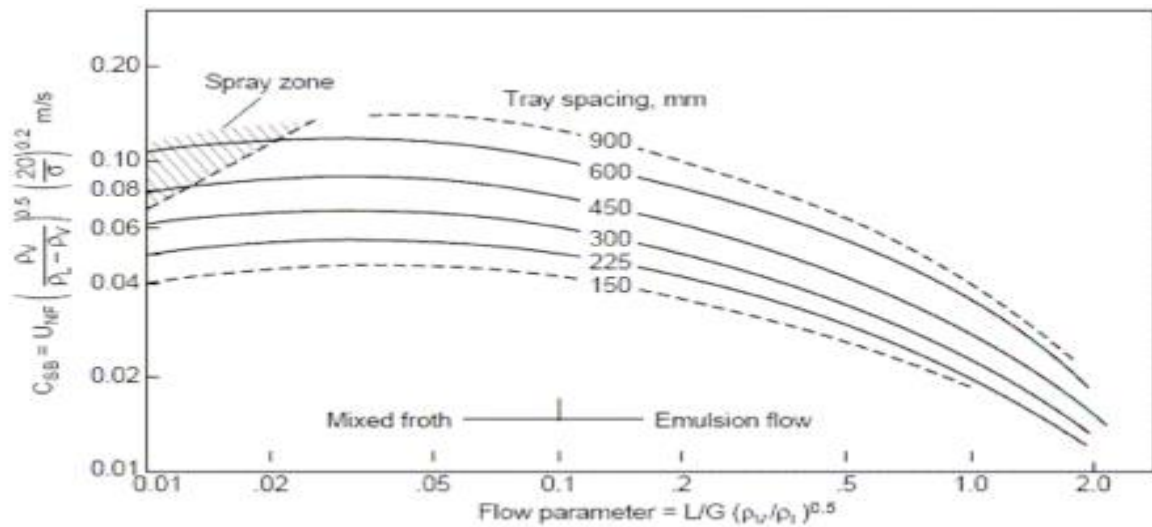


Figure 4.6 : Diagramme de corrélation de FAIR

Alors : $C = 0,073$

4.2.3 Vitesse de vapeur optimale

Calculée selon la relation suivante [4,10] :

$$U_{st} = c \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}} = 0,27 \text{ m/s} \quad (4.7)$$

La vitesse maximale est obtenue à 80% de l'engorgement en tenant compte du facteur de moussage 0.9

$$U_{max} = 0.8 \times 0.9 \times U_{st} = 0,19 \text{ m/s} \quad (4.8)$$

4.2.4 Facteur perte de charge

Il est donné par la formule suivante [10] :

$$F_a = U_{max} \times (\rho_v)^{0.5} = 1,15 \text{ kg/m}^2\text{s} \quad (4.9)$$

4.2.5 Efficacité

Elle repère la qualité du contact liquide vapeur qui conditionne le fonctionnement, calculé par la formule suivante [9,11] :

$$E = 0,17 - 0,616 \cdot \log(\mu) = 0,66 \quad (4.10)$$

Avec : μ : Viscosité cinématique

4.2.6 Trajet du liquide sur le plateau (TLP)

Il amène à la détermination du nombre d'orifices sur le plateau

$$TLP = \frac{D_p}{N_p} \left(1 + \sum \frac{H_i}{D_p} \right) = 1700 \text{ mm} \quad (4.11)$$

Avec : D_p Diamètre du plateau

N_p Nombre de passe

H_i Largeur de chaque goulotte

$$H_i = \frac{D_p - L_d}{2} = 400 \text{ mm} \quad (4.11.a)$$

L_d Largeur du déversoir

4.2.7 L'espace libre d'échange

$$A_n = 0,85 \times \frac{\pi \times D^2}{4} = 6 \text{ m}^2 \quad (4.12)$$

Avec : D : Diamètre de la colonne

4.2.8 Temps de séjour dans les décentes

A sa chute, le liquide passe par le déversoir dont il reste un temps avant d'entrer au plateau inférieur, ce temps de séjour est calculé comme suit :

$$T_s = \frac{S_d \times T}{Q_l} = 8,72 \text{ s} \quad (4.13)$$

Avec : S_d La section du déversoir

$$S_d = l_d \times h_d = 1,42 \text{ m}^2 \quad (4.13.a)$$

l_d Longueur du déversoir ($l_d = 2 \text{ m}$)

h_d Hauteur du déversoir ($h_d = 710 \text{ mm}$)

T La distance entre deux plateaux ($T = 610 \text{ mm}$)

Q_l La charge du liquide sur le plateau

4.2.9 Calcul des pertes de charge

4.2.9.1 Hauteur du liquide au-dessus du déversoir

Définie par l'équation hydraulique :

$$H_{od} = 0,15 \left(\frac{Q_L}{L_d} \right)^{2/3} = 1,9 \text{ cm} \quad (4.14)$$

Avec : Q_L Débit volumique du liquide

L_d Largeur du déversoir

4.2.9.2 Hauteur du liquide à la sortie du déversoir

Cette hauteur est définie par :

$$H_l = H_{od} + h + \frac{h_{gl}}{2} = 15,9 \text{ cm} \quad (4.15)$$

Avec : h Hauteur de barrage déversoir

h_{gl} Gradient liquide qui est introduit seulement à l'entrée du liquide sur le plateau, pour notre cas, nous considérons la hauteur à la sortie du plateau donc $h_{gl} = 0$

4.2.9.3 Hauteur du liquide clair

C'est le produit de la hauteur du liquide à la sortie du déversoir par le facteur β

$$H_{cl} = H_l \times \beta = 8,6 \text{ cm} \quad (4.16)$$

Avec : β : Facteur d'aération

$$\beta = \frac{a + b \times U_g \times \sqrt{\rho_v}}{a + c \times U_g \times \sqrt{\rho_v}} = 0,54 \quad (4.16.a)$$

Pour les plateaux à clapets : $a = 1,063$; $b = 2,002$; $c = 3,94$

$U_g = 0,6$ En fonctionnement normal

4.2.9.4 Perte de charge au niveau des orifices

La perte de charge des plateaux à clapets est définie par la formule suivante :

$$H_0 = (K_1 + K_2) \times \frac{\rho_v}{\rho_L} \times U_0^2 = 1,35 \text{ cm} \quad (4.17)$$

Avec :

$$K_1 = 0$$

K_2 : Coefficient dépendant du type de clapet et de son épaisseur

Remarque : Type de clapet V-1 et $e = 6$ mm donc $K_2 = 16$

U_0 Vitesse de la vapeur dans l'orifice

$$U_0 = \frac{Q_v}{N_c S_0} = 0,1 m/s \quad (4.17.a)$$

Q_v : Débit volumique de la vapeur sur le plateau [m^3/s]

N_c : Nombre de clapet sur le plateau : $N_c = 350$

S_0 : Section de l'orifice :

$$S_0 = \pi \cdot D_o \cdot h_c = 3,14 \times 0,1 \times 0,1 = 0,0314 m^2 \quad (4.17.b)$$

D_o : Diamètre de l'orifice

h_c : Hauteur du clapet

4.2.9.5 Perte de charge dans la section de descente

Représente la perte de charge du liquide sous la chicane de descente à l'entrée du plateau inférieur, elle se calcule à partir de l'équation suivante :

$$H_s = 16,5 \times \left(\frac{Q_l}{A_s} \right)^2 = 2,82 cm \quad (4.18)$$

A_s : Section de passage offerte au liquide entre la base de la tôle de descente et le plateau inférieur

$$A_s = l_d \times e = 0,240 m^2 \quad (4.18.a)$$

e : L'espace entre le déversoir et le plateau inférieur ($e = 12$) cm

4.2.9.6 Perte de charge par plateau

La perte de charge par plateau est donnée par la formule suivante [ref] :

$$H_p = H_0 + H_{cl} = 9,94 cm \quad (4.19)$$

4.2.9.7 Bilan pression autour du plateau (H_d)

H_d est la hauteur du liquide clair dans la goulotte de descente, ce bilan est calculé comme suit :

$$H_d = H_s + H_l + H_p = 28,66 \text{ cm} \quad (4.20)$$

Pour un fonctionnement normal, la valeur de H_d ne doit pas dépasser 50% de l'espacement entre deux plateaux (T) c'est-à-dire [7,11] :

$$H_d < 0,5 \times T \quad (4.20.a)$$

On a :

$$0,5 \times T = 30,5 \text{ cm}$$

Alors :

$$28,66 \text{ cm} < 30,5 \text{ cm} \rightarrow H_d < 0,5 \times T$$

- **Conclusion :**

Comme les conditions concernant les pertes de charge sont toutes vérifiées, le système fonctionne normalement.

4.3 Simulation par solidworks

Solidworks est un logiciel de conception assistée par ordinateur, appartenant à la société Dassault Systèmes. Il utilise le principe de conception paramétrique et génère trois types de fichiers qui sont liés: la pièce, l'assemblage, et la mise en plan

4.3.1 Modélisation de la colonne

Nous avons utilisé l’outil solidworks pour modéliser la conception de notre colonne étudiée, selon les étapes suivantes :

- Esquisser les plans initiaux de la colonne (les dimensions de la virole, les fonds et la jupe)
- Faire des fonctions pour maintenir la colonne en forme 3D (bossage, enlèvement de la matière, révolution)

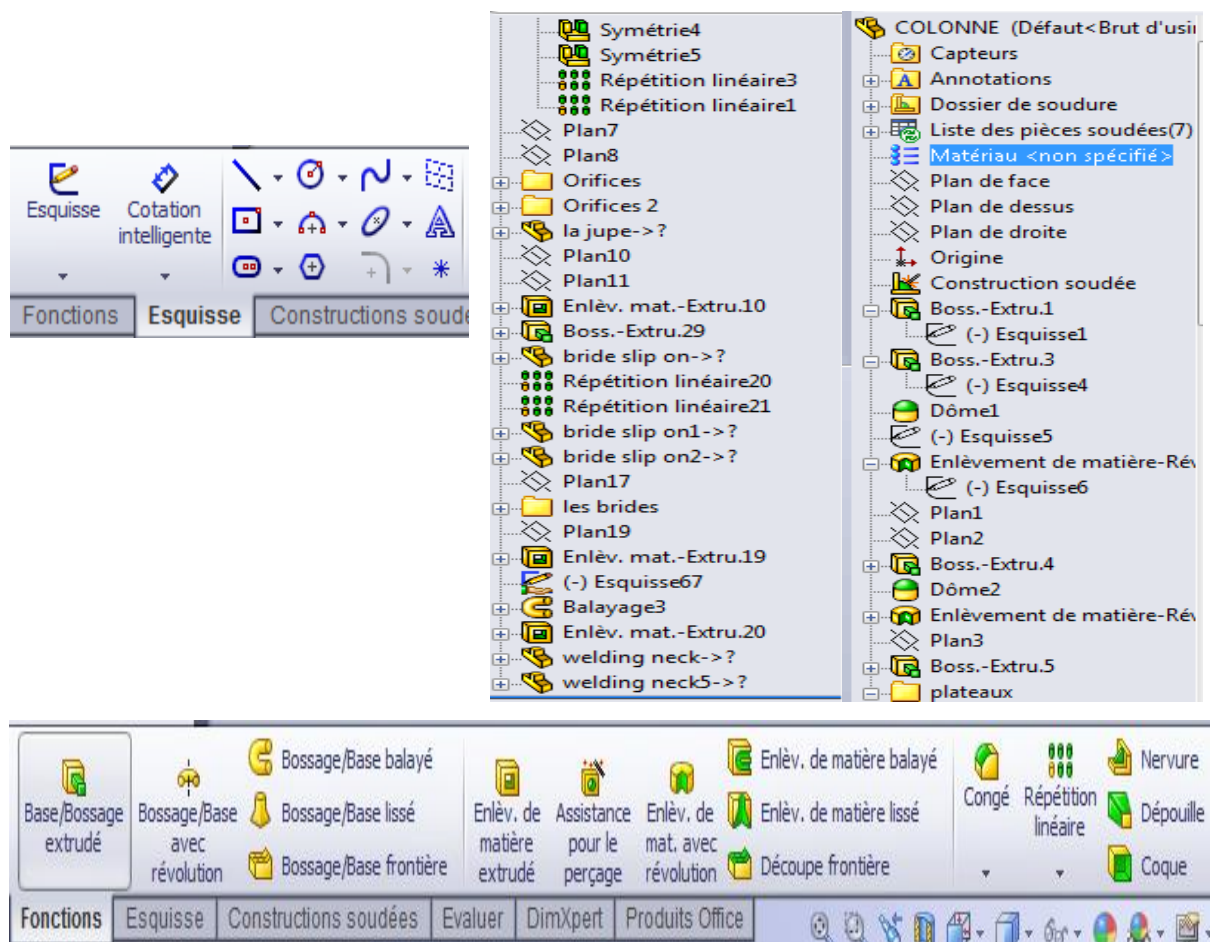


Figure 4.7 : Quelques fonctions utilisées dans la modélisation

- Assembler les plateaux et les brides

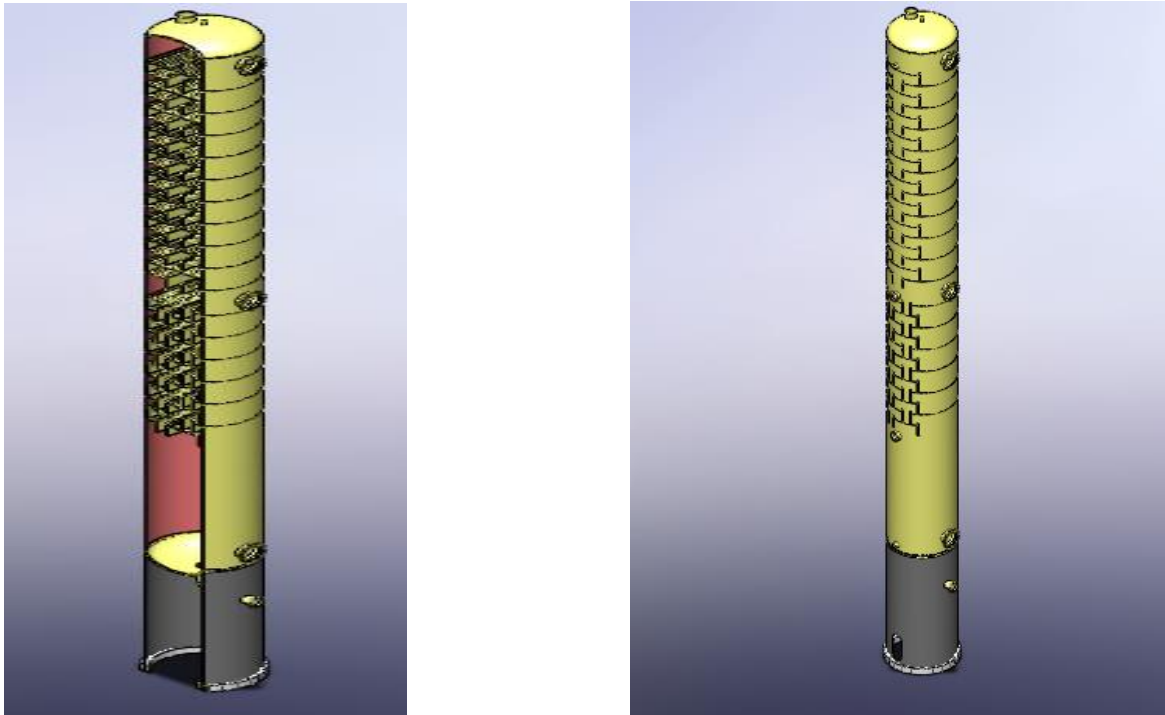


Figure 4.8 : la conception de la colonne après l'assemblage (3D)

4.3.2 Vérifications des quelques éléments constitutifs de la colonne

Pour commencer l'étude de vérification il faut préciser le matériau (A516 GR 70), choisir l'étude statique et mailler la colonne (triangulaire 500mm)

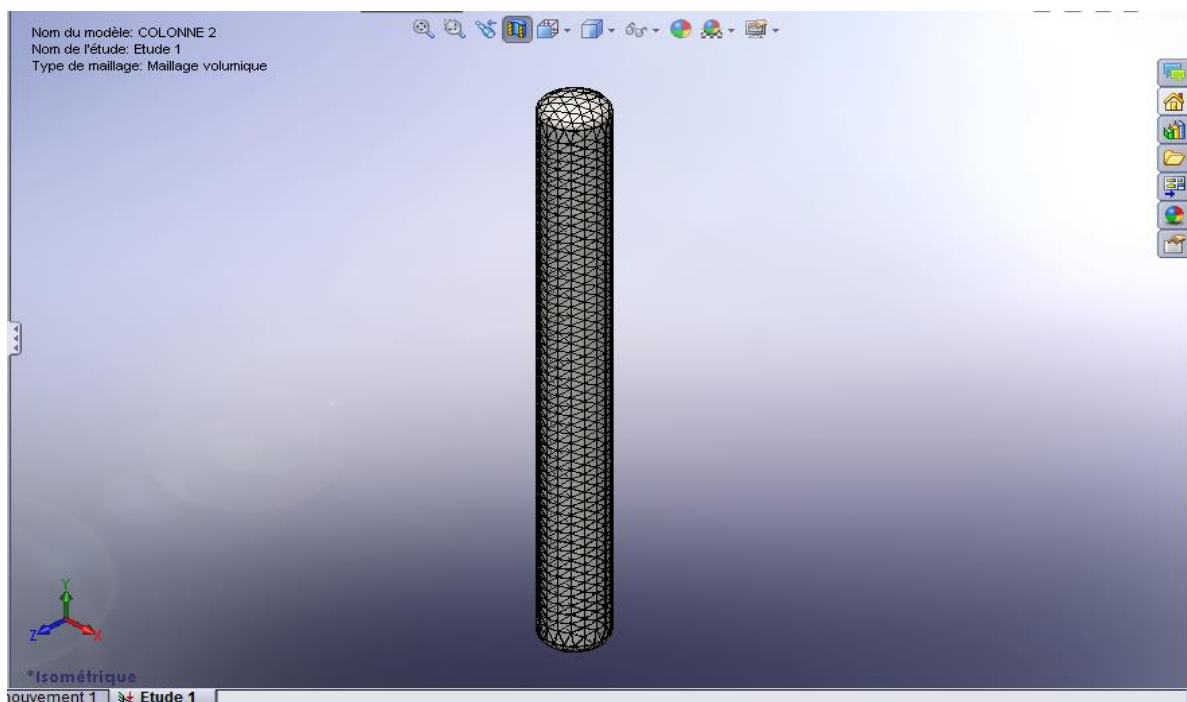


Figure 4.9 : maillage de la colonne

a. La résistance de la virole

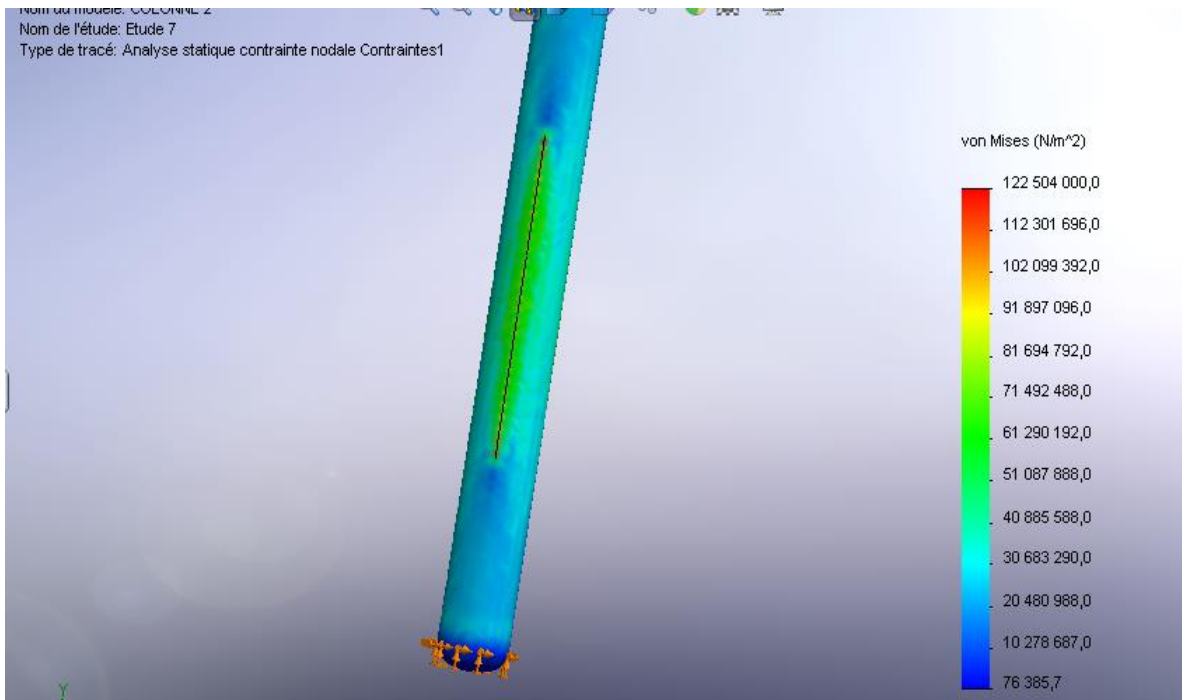


Figure 4.10 : les contraintes de Von Mises sur la virole

On applique la pression $P=1,60$ MPa sur les parois intérieures de la colonne on obtient la contrainte maximale (122,30 MPa) est inférieur à la contrainte admissible (138,6 MPa) donc la résistance de la virole est vérifiée.

c. La résistance des fonds de la colonne

- Fond supérieur à $P = 1,55$ MPa

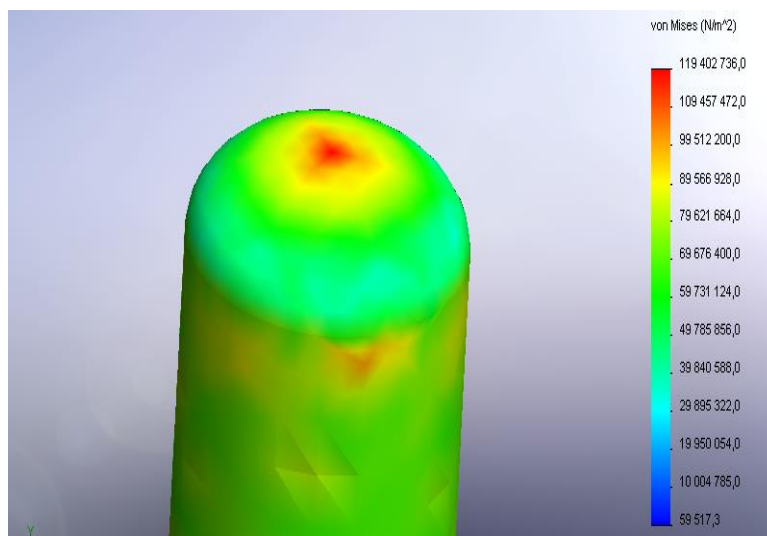


Figure 4.11 : les contraintes de Von Mises au fond supérieur

On remarque que la contrainte maximale (119,40 MPa) est inférieure à la contrainte admissible (156 MPa) donc la résistance du fond supérieur est vérifiée.

- Fond inférieur lors de l'essai hydrostatique $P = 3,11 \text{ MPa}$

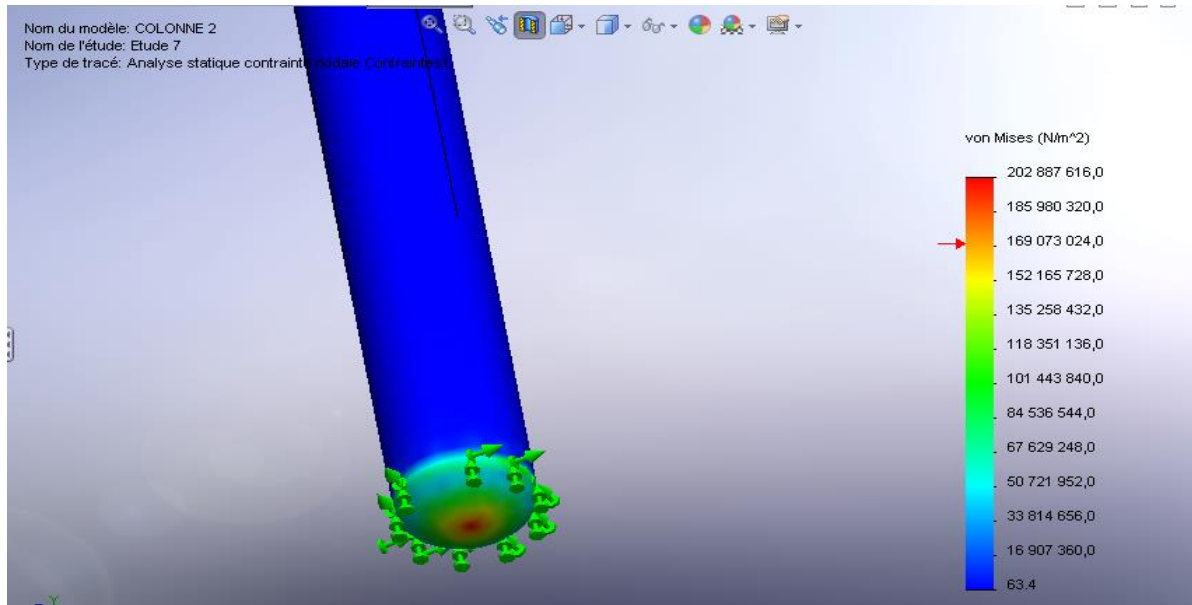


Figure 4.12 : les contraintes de Von Mises sur la virole

On remarque que la contrainte maximale (202,88 MPa) est inférieure à la contrainte admissible (234 MPa) donc la résistance du fond inférieur lors de l'essai hydrostatique est bien vérifiée.

4.4 Comparaison entre les résultats dans le cas calculé et le cas simulé

Tableau 4.7 Comparaison des deux résultats obtenus

contrainte maximale	Cas calculé (MPa)	Cas simulé (SolidWorks) (Mpa)	Ecart [%]
La virole	130,12	122,30	6
Fond supérieur	121,14	119,40	1,4
Fond inférieur lors de l'essai hydrostatique	204,16	202,88	0,6

Vue que l'écart entre ces deux méthodes ne dépasse pas 6% alors on peut dire que les valeurs sont bien proches alors ces deux méthodes sont vérifiées pour ce calcul.

Chapitre

5

Maintenance de la colonne

5.1 Introduction

Dans ce chapitre, nous parlerons de la maintenance de cette colonne (les révisions, les inspections) ainsi que nous avons eu l'occasion de voir la révision de la colonne dé-butaniseur au sein de module 3.

5.2 Mise à disposition de la colonne

La préparation d'une colonne pour intervention de l'entretien est une longue opération qui nécessite des jours, des mois suivant l'importance et la quantité des équipements concernés, donc on trouvera ci-dessous l'énoncé chronologique des différentes étapes de la préparation de l'équipement.

On va procéder aux actions suivantes:

a. Première étape:

- vider tous les liquides hydrocarbures de l'équipement
- Disposition du circuit qui by-passe
- Drainage et isolement des entrées et sorties par joints pleins

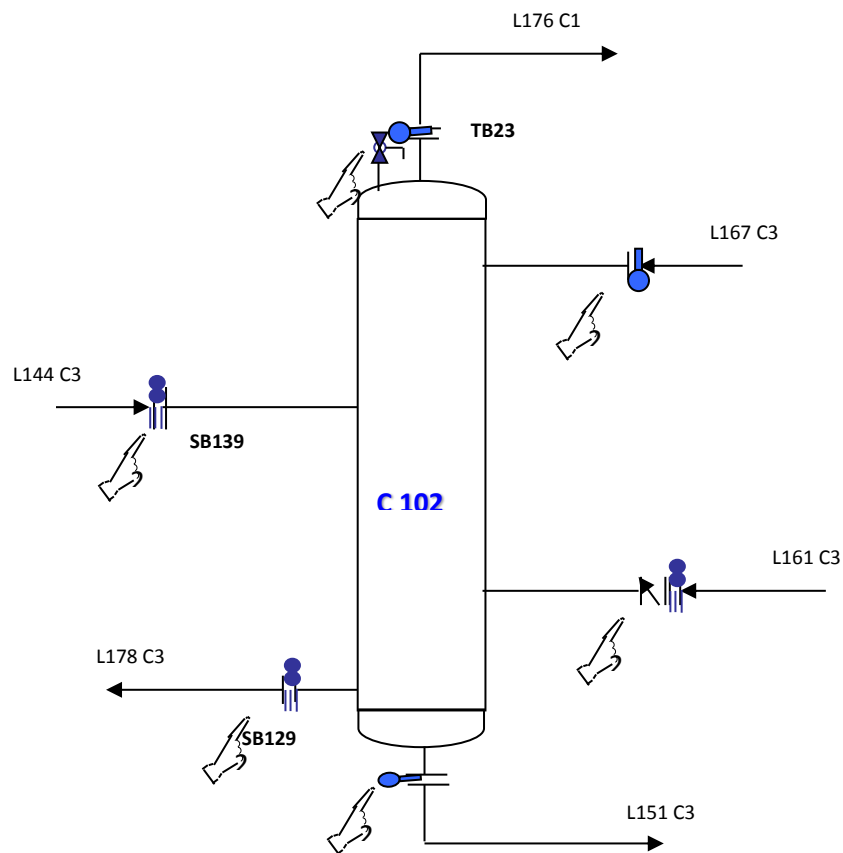


Figure 5.1: Listes des joints pleins

b. Deuxième étape:

- Lavage à l'eau de tous les circuits

c. Troisième étape:

- Vidange de tous les circuits d'équipement de l'eau de lavage

5.3 Démontage des plateaux de la colonne

Planning des travaux de réparation plateaux de la colonne C-102 :

Tableau 5.1 planning de réparation des plateaux

	7 jours	1 jour	1 jour	1 jour	1jour	1 jour
Préparation et Isolement sous joint pleins	✓					
Remontage plateaux et fixation par pointage	✓	✓	✓	✓	✓	✓
Retrait joints pleins et fermeture troue d'homme					✓	✓

5.4 Le programme d'Inspection

- Inspection visuelle externe
- Inspection visuelle interne
- Tests hydrostatiques décennales
- Relevés des épaisseurs
- Tarage et plombage

Durant cette révision, l'équipement est concernés par la visite triennale ont été soigneusement contrôlés de l'intérieur comme de l'extérieur.

Cet équipement inspecté renferme des dépôts d'hydrocarbures; qui a été éliminé par lavage à l'eau.

Dans le but d'assurer le bon fonctionnement des appareils, l'équipement a subi un nettoyage interne, une visite interne et externe.

Au cours de la visite, quelques anomalies non considérables ont été mises auxquelles des réparations ont été apportées.

Exemple d'un rapport :

Rapport à 30 juin 2008 par l'équipe d'inspection japonais INSP. K. MATSUSHIMA De la colonne C-102 MPP4.

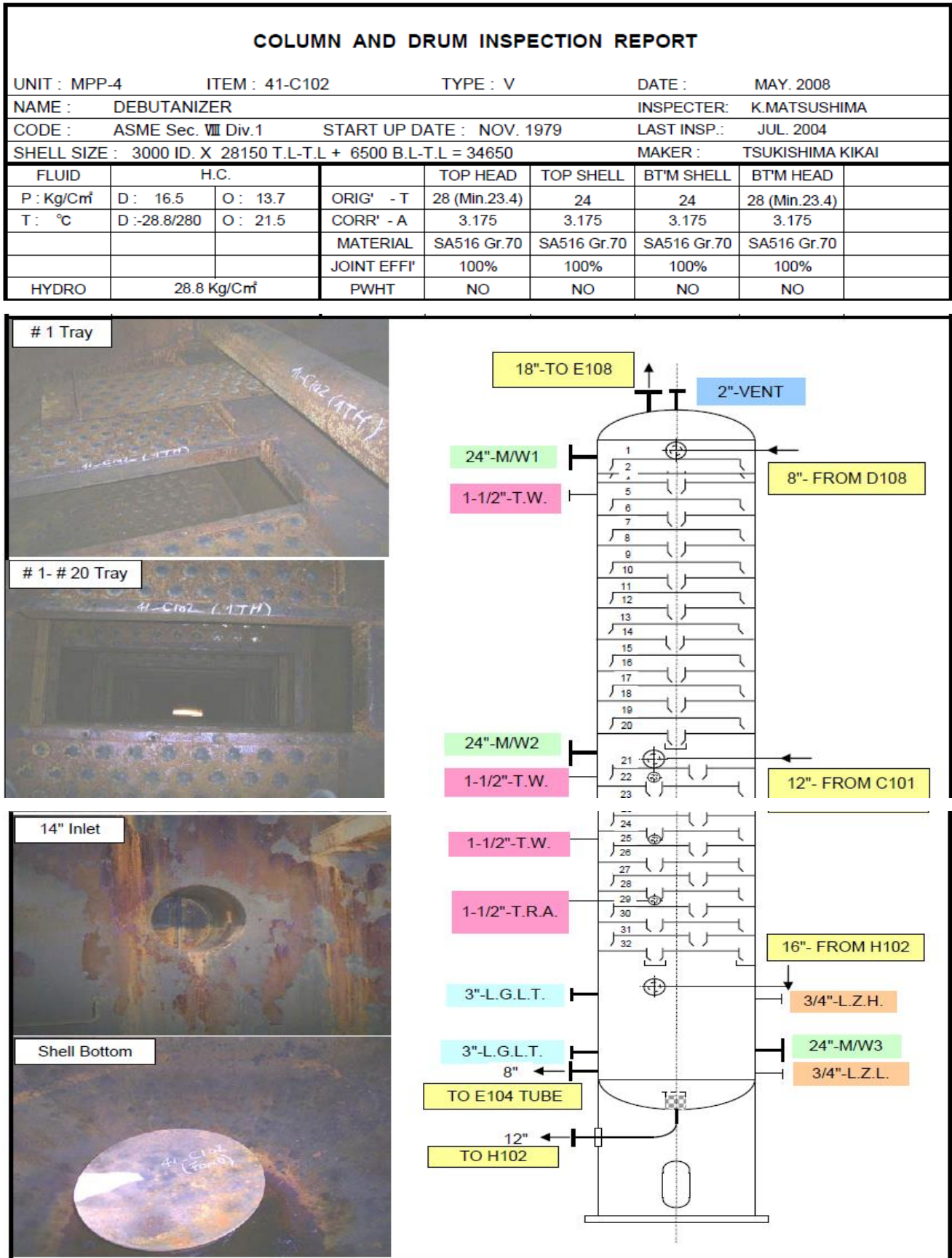

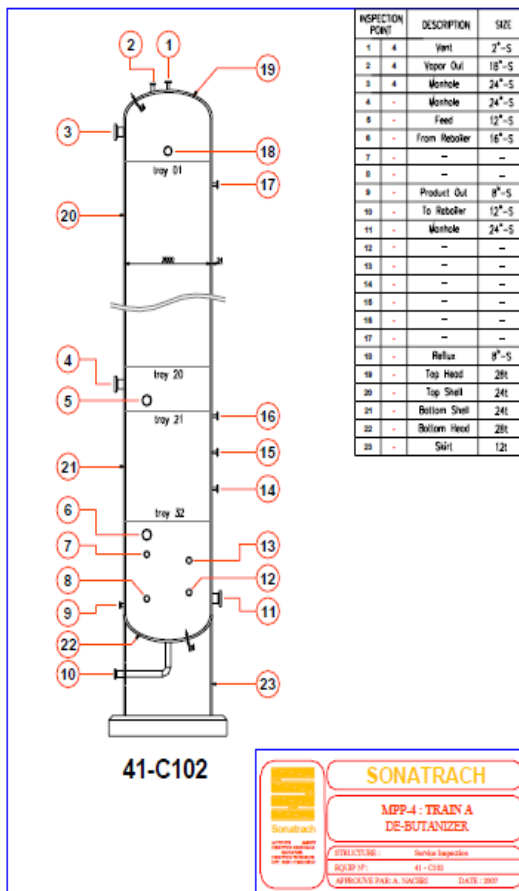


Figure 5.2: Rapport d'inspection année 2008 de C-102

Rapport à juin 2011 par l'équipe d'inspection AMIS

 <p style="text-align: center;">A-MIS (Advanced Maintenance Inspection Support System) RAPPORT D'INSPECTION EQUIPEMENT</p>							
Unite	TrainA MPP4		Repère	41-C102	Date	Juin-2011	
Nom	DEBUTHANISEUR				Inspecteur	KELALIAIA-CHKHOM	
Code	ASME section VIII DiivisionI		Date Demar.	1980	Der. Inspect	Mai.2008	
Diametre	3000 mm		Constructeur	I.H.H.I CO LTD			
Longueur	32000 mm		N°. Constr.	B.760050-02	Date de Fabrication	1977	
Fluide	Hydrocarbure		Parts	Epaisseur (mm)	Materiau	Nombre Tube	
Paramètres Opérateires		Pressure (kg/cm ²)	Température (°C)	Paroi	24	SA 516 Gr70	/
				Fonds	28	SA 516 Gr70	
	Sce	13,7	280,00	Paroi Append	/	/	
	Cal	16,5	-28,8/280	Fonds Append	/	/	
	Epr	28,8	Ambiante	Tube	/	/	
				Calandre	/	/	
				Radiographie	100%	PWHT	
			Poids à Vide	/	Volume	186000L	

Représentation Schématique:



Résultats d'inspection:

Etat externe:

L'extérieur calorifugé de la colonne est dans un état satisfaisant.

Etat interne:

L'inspection interne a été effectuée du haut vers le bas, à travers les 03 trous d'homme(T.H) et les trappes de visite.

Les parois, les plateaux et les déversoirs inspectés, apparaissent propres et sans aucune anomalie.

Présence d'une petite quantité de dépôt sur le fond de la colonne , en outre le clapet et maintenu coincé en position ouverte (**Réparation effectuée**).

Le relevé des épaisseurs à ultrason sur les parois des fonds et les viroles n'a révélé aucune diminution par rapport aux épaisseurs originales. (voir tableau des mesures).

Inspections effectuées en présence de l'ENACT. Toutes les PSV tarées et plombées.




<u>Inspection Result Photo</u>					
Plant Name	TrainA MPP4	Equipment No.	41-C102	Specified Year.	2011
PHOTOGRAPHIC RECORD					
Film No.	-				
Photo No.	1				
Remarks	1^{er} TH Plateaux propres et dans un état satisfaisant.				
Film No.	-				
Photo No.	2				
Remarks	2^{eme} TH Etat satisfaisant des plateaux et tubulures.				
Film No.	-				
Photo No.	3				
Remarks	Fond de la colonne *Clapet avant réparation coincé en position ouverte *Clapet après réparation "fermé"		Avant réparation	Après réparation	

Figure 5.3: Rapport d'inspection année 2011 de C-102

5.5 Notre visite au module 3 (révision de la colonne débutaniseur)

Nous avons visités ce module afin de voir l'intérieur et l'inspection de la colonne.

Les figures suivant présentent quelques photos prises lors de la visite :

Le sommet de la colonne :



Figure 5.4 : Le sommet de la colonne C-102

Trou d'homme :



Figure 5.5 : Trou d'homme de la colonne C-102

Les plateaux et les clapets :

Démontage et nettoyage les plateaux et vérification de l'état des clapets



Figure 5.6 : Démontage des plateaux de la colonne C-102

CONCLUSION GENERALE

Dans le présent travail, nous avons étudié une colonne de distillation (débutaniseur C-102) destinée à séparer le gaz lourd en GPL (Distillat) et Condensat (Résidu) et située dans l'une des unités de traitement à Hassi R'mel.

Dans la première partie de notre calcul, nous avons procédé au dimensionnement de la colonne (diamètre, nombre de plateaux, hauteur,etc.) et à la vérification de ses paramètres opératoires (pression et température en tête, pied de colonne, ...etc.) de deux façon : en utilisant une méthode approximative directe et rapide et par logiciel HYSYS qui utilise des techniques plus précises (mais complexe par fois. Les résultats obtenus dans les deux cas sont en bonne concordance avec les données réelles de l'équipement étudié.

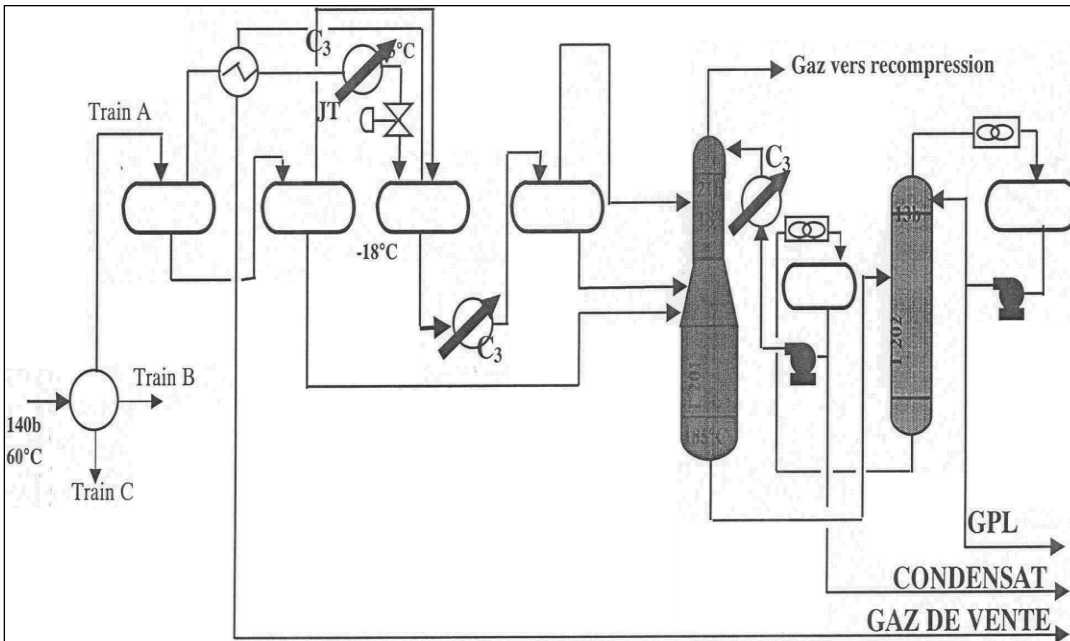
Dans une deuxième partie, nous avons effectué un calcul mécanique et hydrodynamique de la colonne qui consiste à vérifier la résistance dans différentes zones de la colonne, le calcul de bride, efficacité, les pertes de charges, temps de séjour, le bilan de pression autour d'un plateau,... etc. Le calcul a été fait analytiquement et par modélisation de la colonne par SOLIDWORKS. La comparaison des résultats obtenus dans les deux cas (analytiquement et par simulation avec logiciel) semble être satisfaisante : l'écart maximal relevé ne dépassant pas les 8%. Ce qui est nous parait satisfaisant dans l'ensemble.

Le stage que nous avons effectué au niveau de l'unité de traitement de gaz (MPP4) de Hassi R'mel, nous a été de grande utilité sur le plan technique et pratique que personnel. Cette formation nous a permis d'acquérir et d'approfondir nos connaissances concernant les procédés de séparation et de voir réellement différents équipements industriels tels que : les colonnes, les aérocondenseurs, les échangeurs, les pompes....etc.

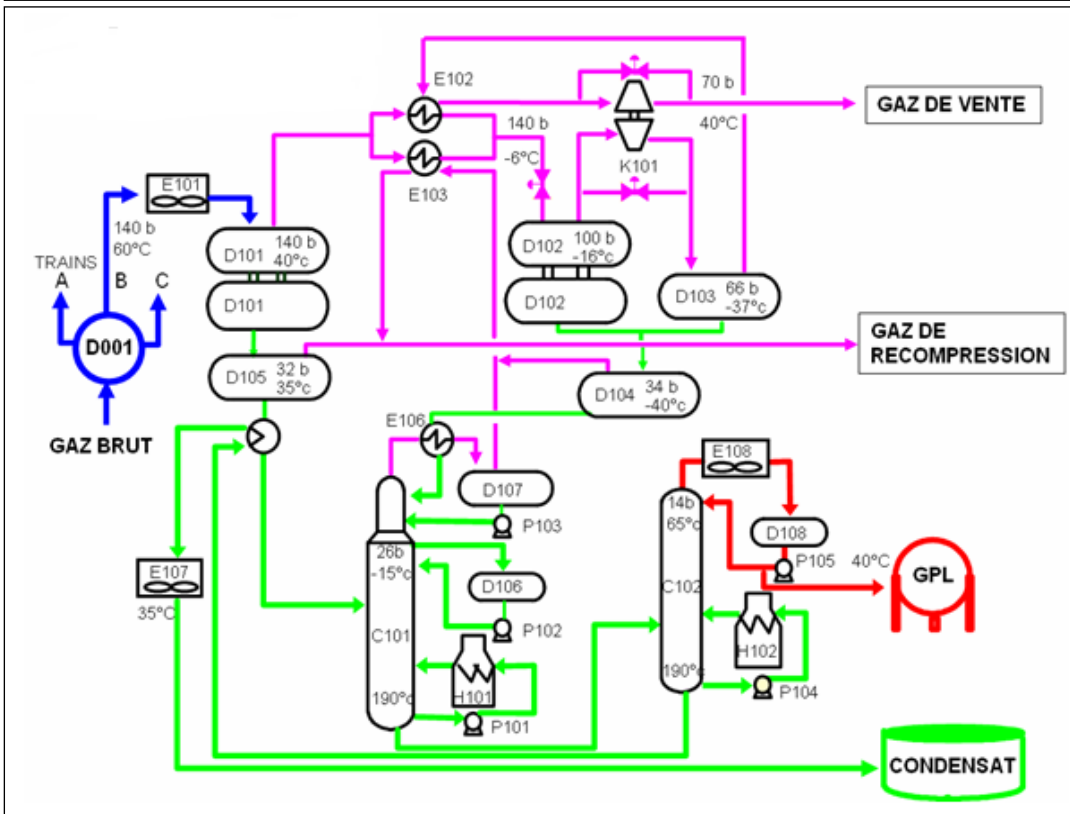
Des perspectives peuvent être intéressantes concernant l'étude d'une colonne de distillation :

- Compléter, cette étude par étude de sa stabilité de la colonne contre les différents phénomènes (vent, séisme, ...).
- Effectuer une étude paramétrique pour montrer les paramètres qui influent sur le fonctionnement de la colonne (le débit de la charge, la température de la charge, les compositions de la charge, le débit de reflux et de rebouillage, ...etc).
- Optimisation des paramètres de fonctionnement de cette colonne

Annexe 1



**Le procédé
«PRIT CHARD»**



**Le procédé
«HUDSON»**

Schéma 1.1: Schéma des deux procédés

Annexe 2

Spécifications des gaz brut

a. Composition

La composition du gaz brut de Hassi R'mel est donnée ci-après.

Tableau 1.2 la composition du gaz brut de Hassi R'mel

Composition	Fraction moléculaire (% molaire)
N	5.56
CO	0.24
CH4	78.32
C2	7.42
C3	2.89
IC4	0.61
NC4	1.10
IC5	0.36
NC5	0.62
C7	0.53
C8	0.46
C9	0.34
C10	0.24
Résidu	0.80

b. Teneur en eau

Saturé à 310 kg/cm² et 90°C.

c. La température

Minimale 45°C (exploitation en hiver).

Maximale 65°C (exploitation normale).

d. La pression

Minimale 100 bar, maximale 140 bar.

Remarque : la pression d'entrée du gaz brut décroîtra avec le temps ce qui influencera sur la qualité et la quantité des produits de chaque catégorie, l'usine est capable de fonctionner à une pression d'entrée comprise entre 140 et 100 bars quand la pression de sortie est de 74 bar.

Annexe 3

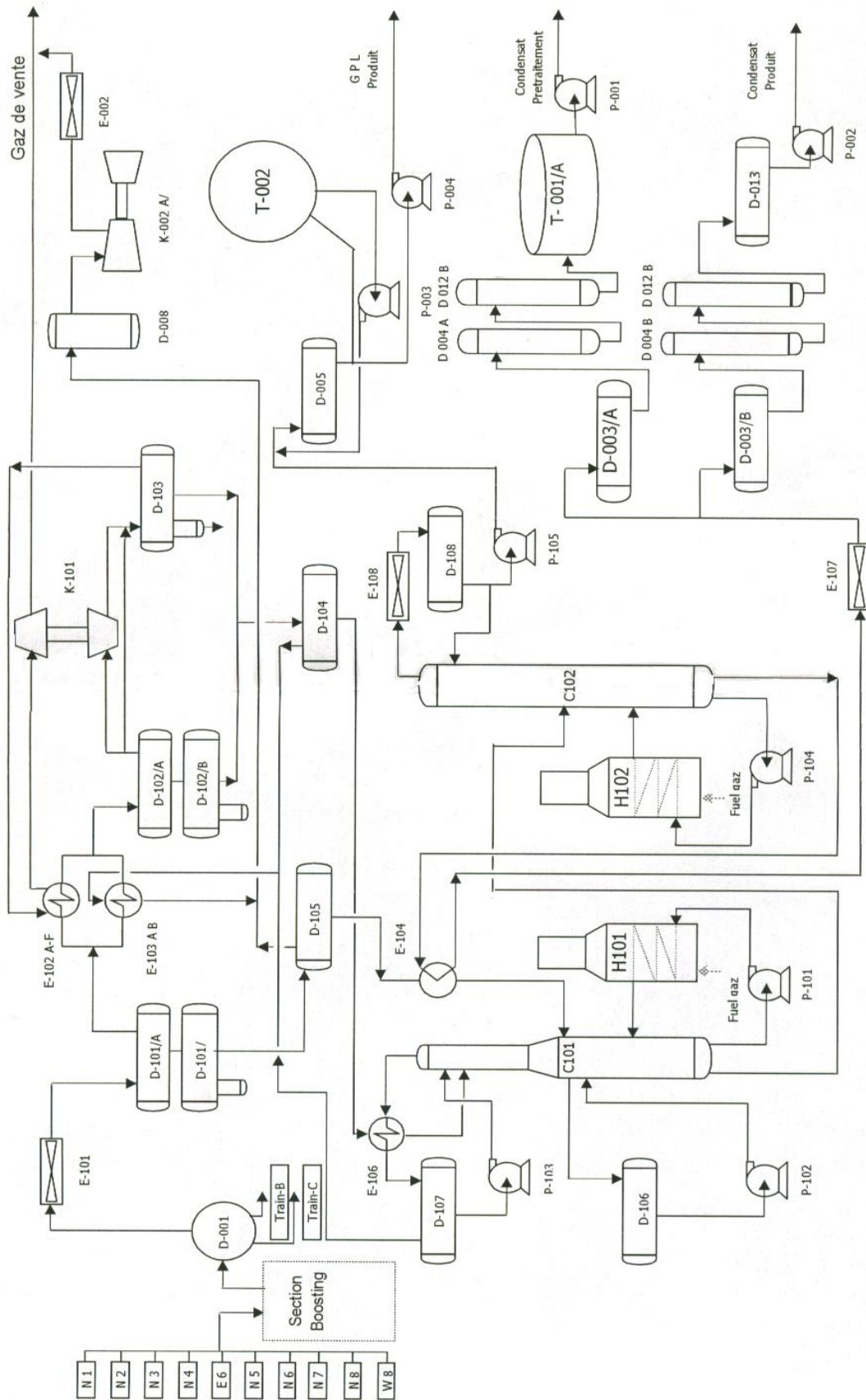


Schéma 1.3 : Schéma simplifié du procès du MPP4.

Annexe 4

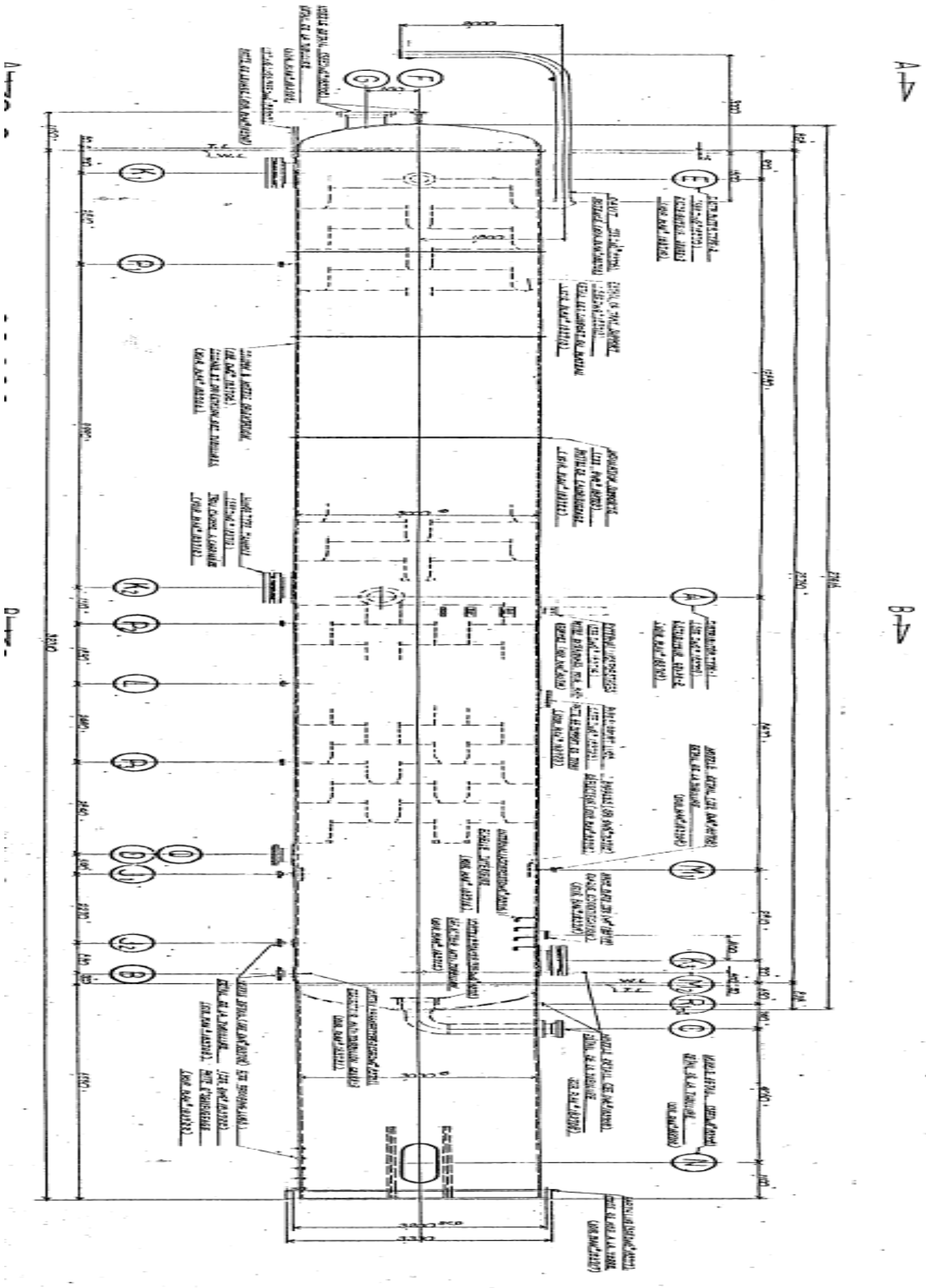


Schéma 2.1 : La colonne débutaniseur C-102

Annexe 5

Whitson and Torp Correlation

Whitson and Torp (1981) reformulated Wilson's equation (Equation 15-17) to yield accurate results at higher pressures. Wilson's equation was modified by incorporating the convergence pressure into the correlation, to give:

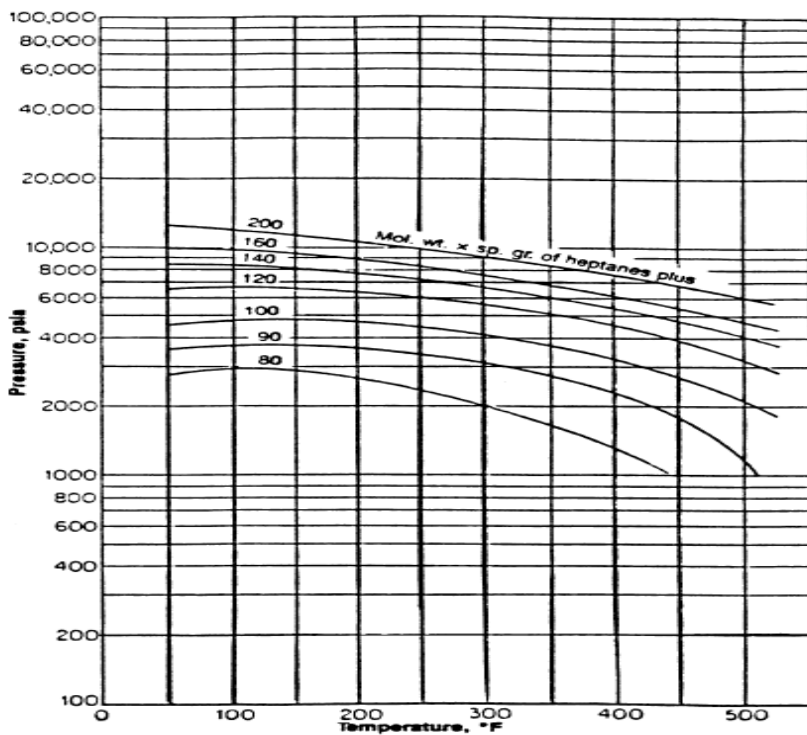
$$K_i = \left(\frac{P_{ci}}{P_k} \right)^{A-1} \left(\frac{P_{ci}}{P} \right) \exp \left[5.37/A (1 + \omega_i) \left(1 - \frac{T_{ci}}{T} \right) \right]$$

with

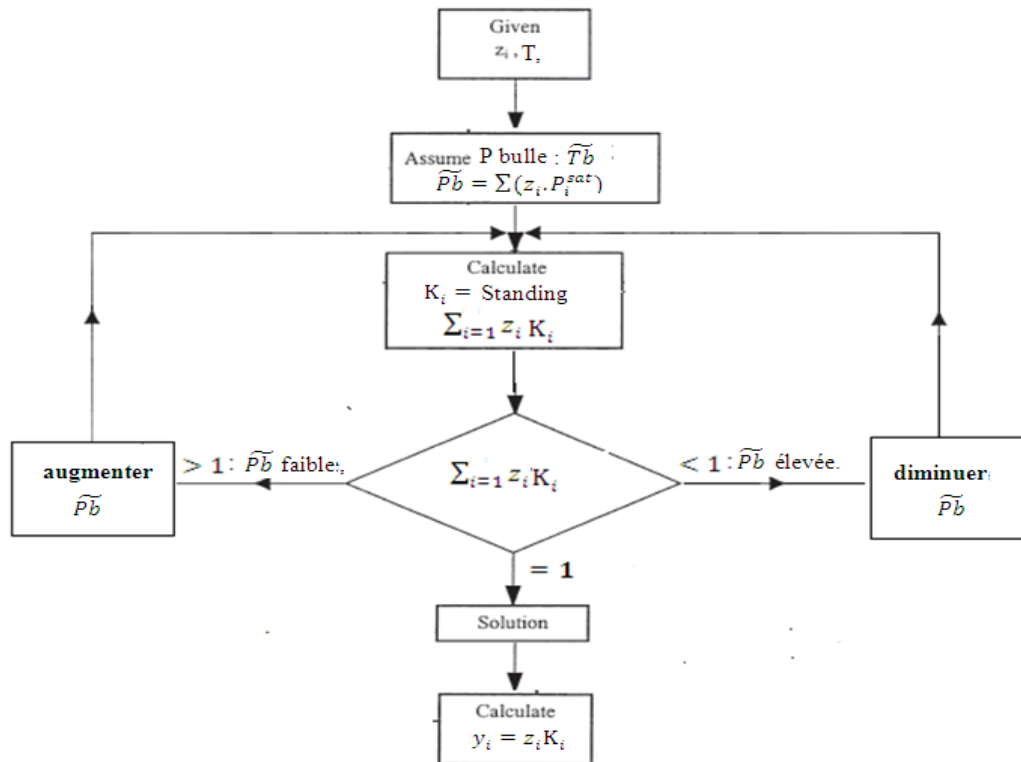
$$A = 1 - \left(\frac{P}{P_k} \right)^{0.7}$$

where p = system pressure, psig
 p_k = convergence pressure, psig
 T = system temperature, °R
 ω_i = acentric factor of component i

Component	P_{ci} psia	T_{ci} , °R	ω
CO ₂	1071	547.9	0.225
N ₂	493	227.6	0.040
C ₁	667.8	343.37	0.0104
C ₂	707.8	550.09	0.0968
C ₃	616.3	666.01	0.1524
i - C ₄	529.1	734.98	0.1848
n - C ₄	550.7	765.65	0.2010
i - C ₅	490.4	829.1	0.2223
n - C ₅	488.6	845.7	0.2539
C ₆	436.9	913.7	0.3007
C ₇₊	320.3	1139.4	0.5069

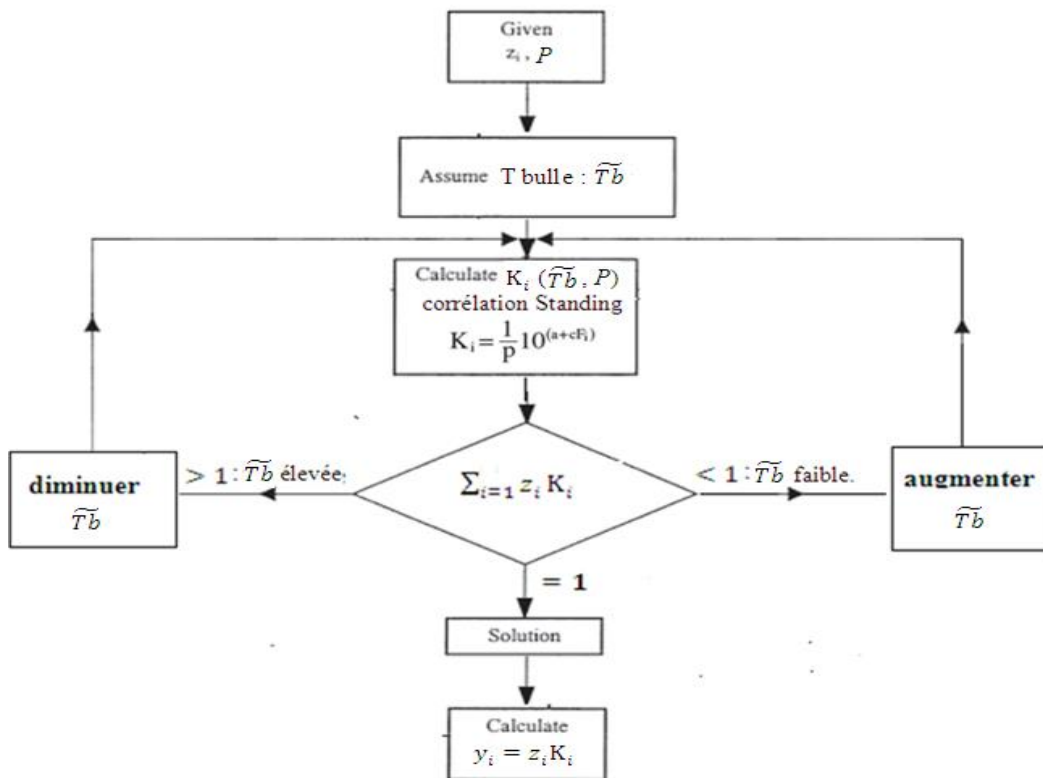


Annexe 6



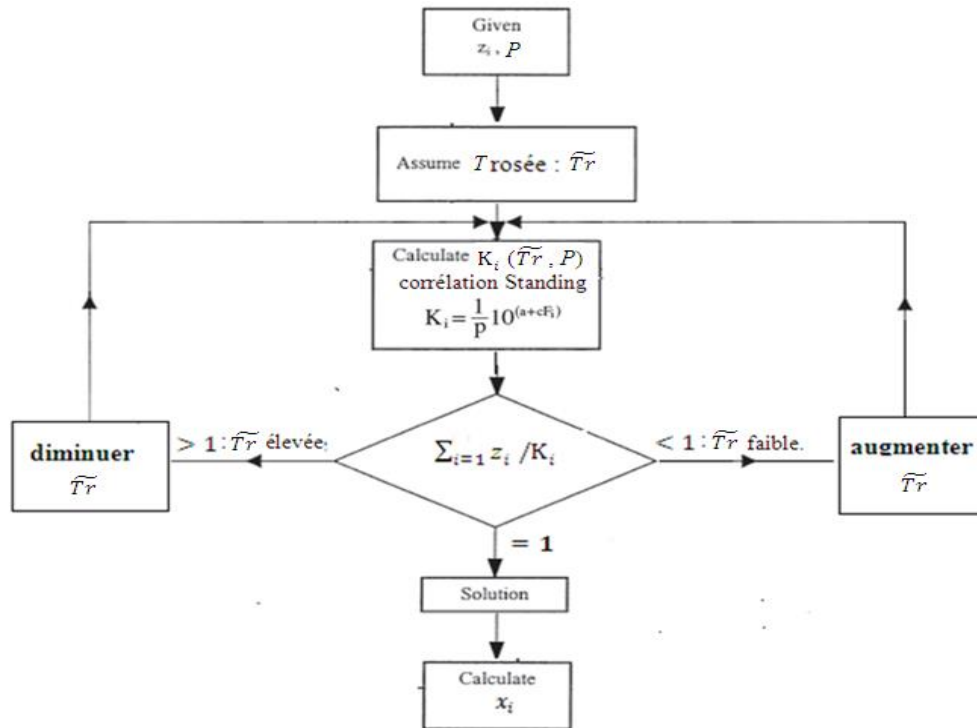
Organigramme Calcul de P bull, cas d'un mélange à pression élevée

Annexe 7



Organigramme Calcul de T bull, cas d'un mélange à pression élevée

Annexe 8



Organigramme Calcul de T rosée, cas d'un mélange à pression élevée

Annexe 9

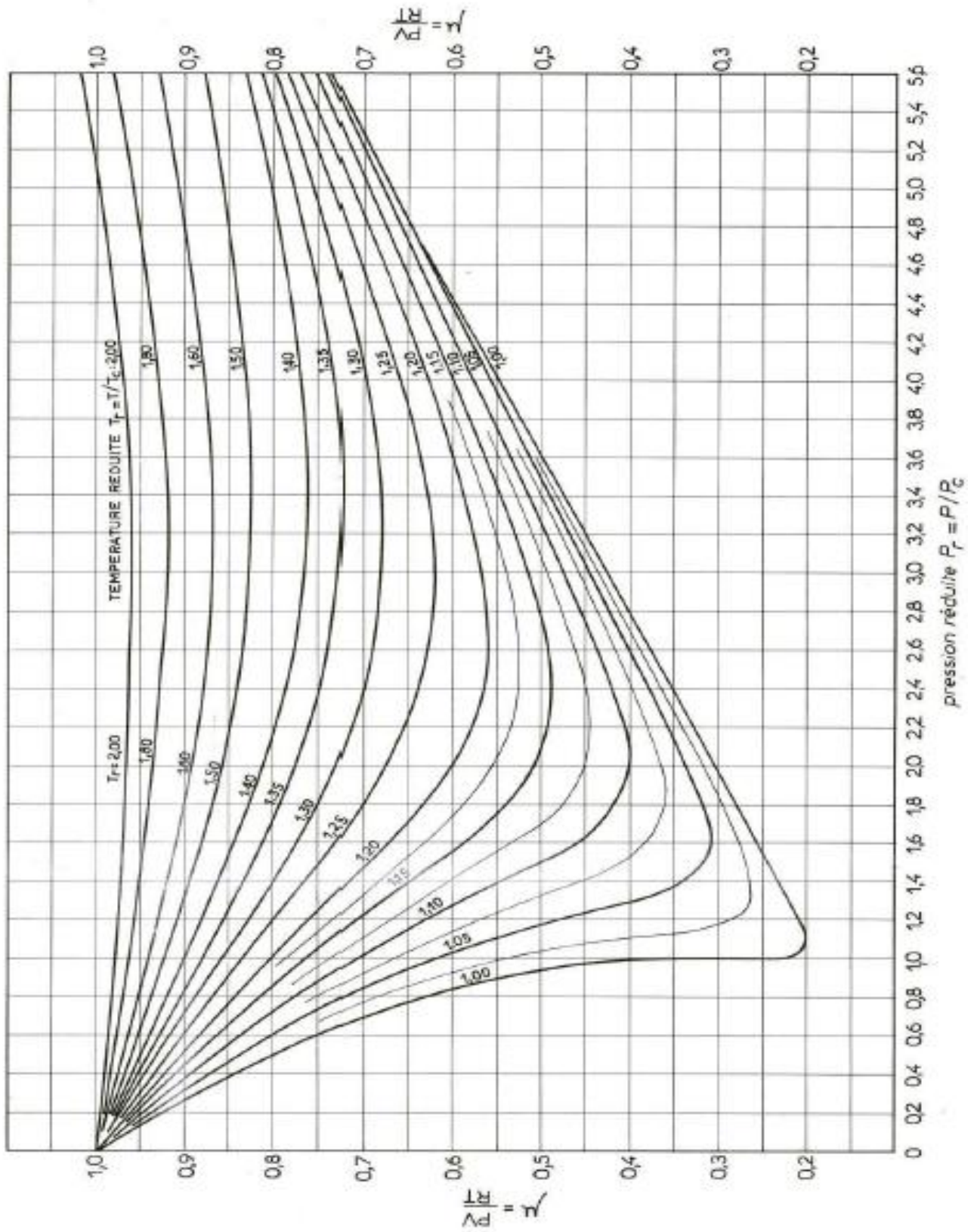
P	O	N	M	L	K	J	I	H	G	F	E	D	C	B	A	
	14,2840831		28,008006	1,06558837		5335,6675	7,98991839	2,07818055	0,39083151	5,31733104	667,8	0,0104	343,37	667,8	0,51	1
	5,11767857		4,26473214	1,06434932		813,398952	1,14919321	0,13906014	0,02409211	5,77201968	707,8	0,0968	550,09	707,8	1,2	2
	61,4558851		1,07741734	1,06730012		204,924292	0,33250737	-1,10109326	-0,18156013	6,06462024	616,3	0,1524	666,01	616,3	57,04	3
	7,73459605		0,41944664	1,07056156		79,535518	0,15032228	-1,89497376	-0,30391896	6,23512848	529,1	0,1848	734,98	529,1	18,44	4
	6,87123383		0,3013699	1,06970518		57,1915439	0,10385245	-2,26478414	-0,35833023	6,3203826	550,7	0,201	765,65	550,7	22,8	5
	0,00125267		0,12526673	1,07218911		23,7170355	0,04836263	-3,0290278	-0,47089609	6,43247598	490,4	0,2223	829,1	490,4	0,01	6
																7
																8
																9
																10
95,4647293	ki*yi		ki	(Pisat / pk)	6514,43484	exp	a*b	$1 - \frac{T_{ci}}{563,67}$	$5,37*0,98*(1+y*psat)$	w	T_{ci}	p_{isat}	y_i			11
					somme			b	a							12
																13

Itération calcul P bulle utilisant l'Excel

P	O	N	M	L	K	J	I	H	G	F	E	D	C	B	A	
	70,3075184		35,8568344	1,05561869		7143,38646	10,696895	2,36995351	0,44570359	5,31733104	667,8	0,0104	343,37	667,8	0,51	1
	5,64476601		6,77371921	1,05439124		1351,02901	1,90877226	0,64646024	0,11199897	5,77201968	707,8	0,0968	550,09	707,8	1,2	2
	0,03444301		1,96462941	1,05731442		390,76509	0,63405012	-0,45562727	-0,07512874	6,06462024	616,3	0,1524	666,01	616,3	57,04	3
	0,04524174		0,83425772	1,06054535		165,428474	0,31266013	-1,16263853	-0,18646585	6,23512848	529,1	0,1848	734,98	529,1	18,44	4
	0,02738991		0,62449001	1,05969698		123,931889	0,22504429	-1,49145807	-0,23597591	6,3203826	550,7	0,201	765,65	550,7	22,8	5
	28,0894752		0,28089475	1,06215767		55,6152517	0,11340794	-2,17676391	-0,33840218	6,43247598	490,4	0,2223	829,1	490,4	0,01	6
																7
																8
																9
																10
104,148834	ki/yi	46,3348255	ki	(Pisat / pk)	9230,15617	exp	a*b	$1 - TISAT/619$	$5,37*a*(1+Wpsat)$	w	T_{ci}	p_{isat}	y_i			11
					somme			b	a							12
																13

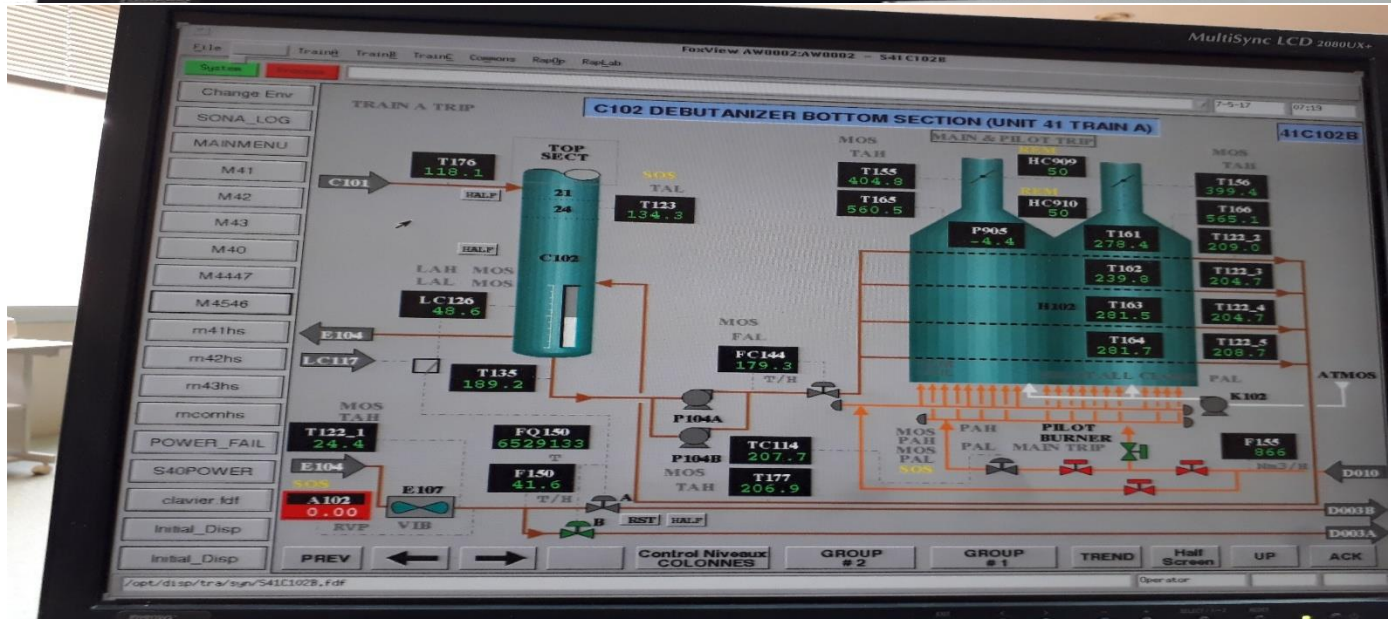
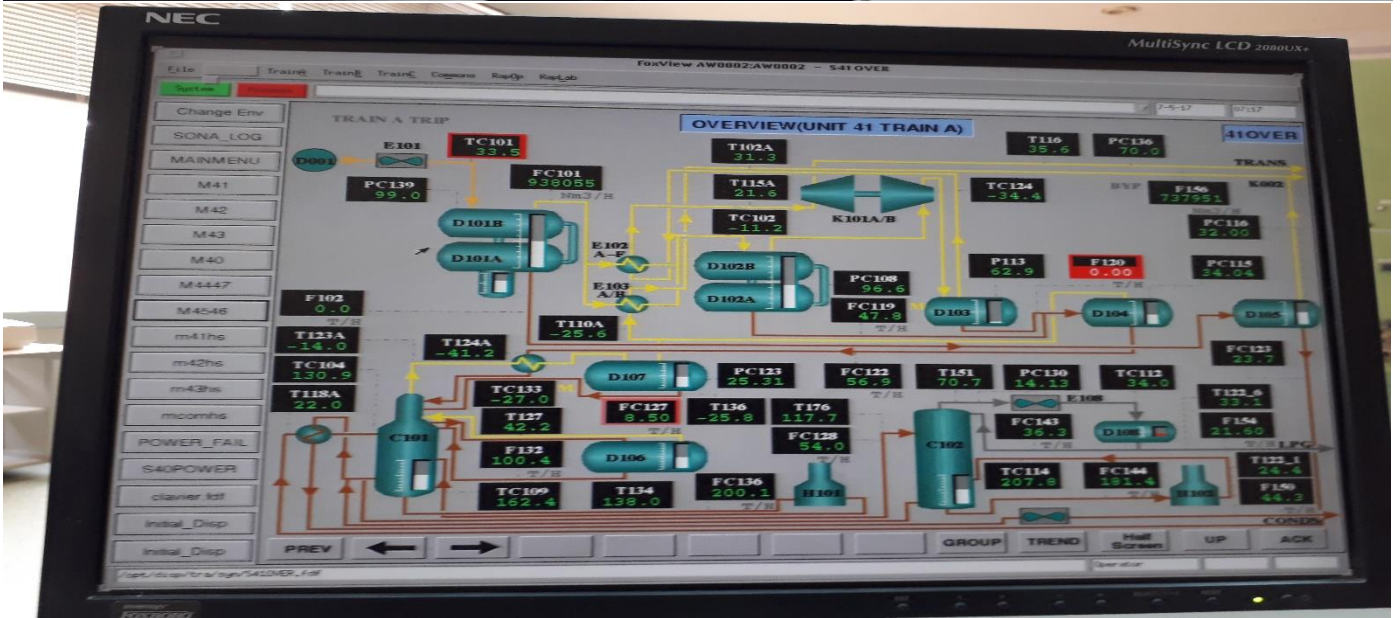
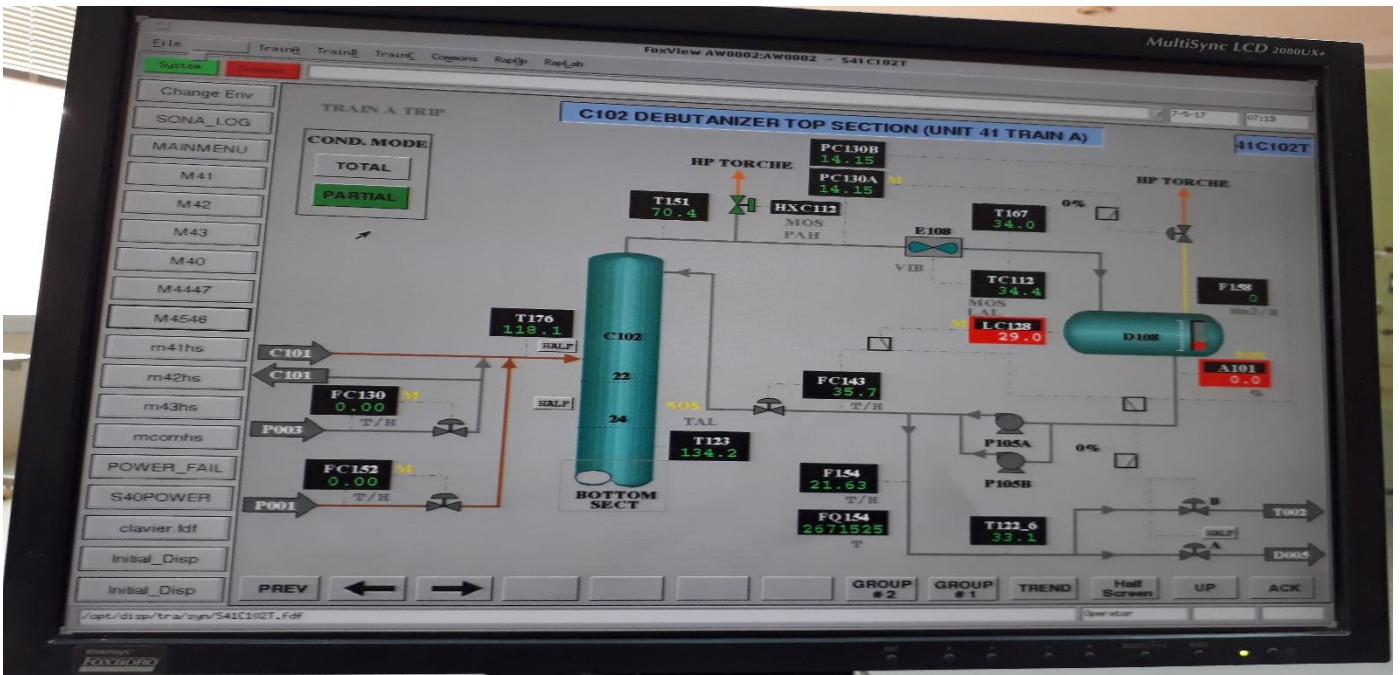
Itération calcul T rosée utilisant l'Excel

Annexe 12



Graph du facteur de compressibilité en fonction de P_r et T_r

Annexe 13



Les données de la salle de contrôle

Bibliographie

- [1] Cours Dr Mefteh. S ; «thermodynamique des mélanges hydrocarbures» et «équilibre de phases».
- [2] Bernard Grandjean ; «distillation et extraction volume 1», (2013).
- [3] Pages-de-Reservoir-Engineering-Handbooksape : «Vapour-Liquid Phase equilibria».
- [4] P.Wuithier ; « le pétrole raffinage et génie chimique»,Edition TECHNIP,(1972).
- [5] J.P Wauquier ; «1 pétrole brut, produit pétrolier schéma de fabrication», Edition TECHNIP, (1994).
- [6] Carl Branan ; «Rule of thumb for chemical engineers», Third Edition.
- [7] Pierre Trambouze ; «le raffinage de pétrole, 4 matériels et équipement», Edition THCNIP, (1999).
- [8] Université Paul Cézane ; «Thermodynamique»,2^{ème} Edition (2005/2006).
- [9] Pierre Wuithier ; «colonnes à plateaux», Edition TECHNIP, (1972).
- [10] Jean Charles Crick ; «Distillation –Absorption colonne à plateaux», Edition A.I.C.H.E.
- [11] Deniss R.Moss ; «Pressure Vessels Design Manuel», Third Edition.
- [12] The American society of mechanical engineers ; «Pire Flanges and flanged faithing NPS 1\2 through NPS 24», ASME B16, (5-2003).
- [13] ASME ; «VIII Rules for construction of pressure vessels», Edition 2010, (july 2010).
- [14] James R.Farr ; «Guidbook for the designer of ASM», NEW YORK, (2001).