



UNIVERSITE
ABDELHAMID IBN BADIS
DE MOSTAGANEM

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

Université Abdelhamid Ibn Badis de Mostaganem
Faculté des Sciences et de la Technologie
Département de Génie des Procédés

Mémoire présenté en vue de l'obtention du
DIPLOME DE MAGISTER
Option : Traitement de Pétrole Et de Gaz

PAR
M^{elle} MOHAMED SEGHIR Zahira

CALCUL TECHNOLOGIQUE ET SIMULATION DU PROCÉDÉ DE RECTIFICATION DES GAZ (ARZEW)

Date de soutenance :

Jury

Président	: Mr BELHAKEM Mostefa	Pr.	Université de Mostaganem
Examineur	: Mr AZIZ Zoubir	M.C.A	Université de Mostaganem
Examineur	: Mr BELLOUL Mohamed	M.C.A	Université de Mostaganem
Examineur	: Mr Djenad Mhammed	M.C.A	Université de Mostaganem
Rapporteur	: Mr BENEDDRA Abdelkader	M.C.A	Université de Mostaganem

ANNÉE UNIVERSITAIRE : 2010 /2011

REMERCIEMENTS



Je tiens, en premier lieu, à remercier Dieu le tout puissant de m'avoir donné le courage et la patience durant toute ces années.

Je tiens à remercier tous ceux qui m'ont aidé à réaliser mon stage dans le complexe GP1Z notamment M. Anwar de m'avoir accueillie au sein de la zone de production des GPL, ainsi que tous le personnel, les ingénieurs et les opérateurs de la zone.

Mes grands remerciements vont à mon encadreur Mr. BENEDDRA Abdelkader, pour la gentillesse et la patience qu'il a manifestées à mon égard durant cette thèse, pour ses précieux conseils, sa disponibilité et sa confiance et pour la façon efficace avec laquelle il a suivi ce modeste travail.

J'adresse mes respectueux remerciements à tous les membres du jury Monsieur BELHAKEM Mostefa, Mr. AZIZ Zoubir, Mr. BELLOUL Mohamed et Mr. Djenad Mhammed qui m'ont fait l'honneur de participer à l'évaluation de mon travail et de pouvoir compter sur leurs vastes connaissances et leurs esprits critiques constructifs pour m'aider, par leurs commentaires et leurs discussions d'améliorer davantage ce travail.

Ce travail n'aurait jamais pu se réaliser sans le soutien continu de mes parents qui ont eu confiance en moi et qui par leur présence et leur soutien, m'ont aidée à surmonter certains moments difficiles et m'ont permis de faire face aux obstacles de la vie et m'ont encouragée à toujours aller de l'avant et m'ont toujours soutenue dans mes décisions. A mon marie, ma sœur et mon frère qui m'ont montré

un cœur plein d'affection et d'amour... merci mille fois ma très chère famille je ne pourrais jamais vous remercier assez.

A Mon Père et Ma Mère ;

A ma grande mère; mon grand père;

A mon mari hychem ;

A mon petit frère djallel. ;

A ma petite sœur amina. ;

A toute ma famille. ;

A toute mes amies. ;

Je dédie ce modeste travail.

MOHAMED SEGHIR Zahira

Résumé

Le but primordial de notre travail consiste au calcul de simulation d'un procédé de séparation des gaz (rectification).

La méthode plateau par plateau nous permet de maîtriser tous les paramètres influant sur le procédé tels que, température, pression, le long de la colonne dans le distillat et dans le résidu obtenu, autrement dit la composition chimique de la phase vapeur et la phase liquide dans chaque point de la colonne, et peut être régler, dans le cas échéant ou il y'a perturbation de transfert en intervenant sur le chauffage de la charge ou refroidissement du distillat pour avoir un reflux avec la température voulue, ou le rebouillage pour régler la température au fond de la colonne.

Donc, la simulation avec les logiciels hysys et chem cad, nous permet de choisir convenablement les paramètres de fonctionnement (température, pression) pour avoir des produits (distillat et résidu) avec des compositions désirées. Donc la simulation permet d'avoir des produits de meilleures qualités.

Mots Clés : *distillation, simulation, équilibre, plateau, reflux.*

Abstract

The primary goal of our works is the calculation method of simulating a gas separation (rectification).

tray by tray method allows us to control all parameters affecting influencing the process such as temperature, pressure , along the column in the distillate and the residue obtained, in other words the chemical composition of the vapor phase and the liquid phase in each point of the column, can be regulate in the case falling where it has disturbance transfer by (occurring on the feed heating) intervening on the heating of the feed or cooling of the distillate to have a reflux with the desired temperature, or the rebouillage to regulate the temperature at the bottom of the column.

So, simulation with the software hysys and chem cad allows us to choose proper suitably operating parameters of operation (temperature, pressure) to have products for products (distillate and residue) with desired compositions. Thus simulation allows to have better quality products.

Keywords: Distillations, simulation, plate, equilibrium, reflux.

الملخص:

الهدف الرئيسي من هذه الدراسة هو أسلوب حساب محاكاة فصل الغازات (تصحيح). الطريقة صينية بصينية تسمح لنا بالسيطرة على كل المعايير التي تؤثر في العملية مثل درجة الحرارة و الضغط على طول العمود في نواتج التقطير و في البقايا. أي أن التركيب الكيميائي للمرحلة البخارية و السائلة في كل نقطة من العمود و يمكن مراقبتها في حالة وجود اضطرابات نقل من خلال العمل على تدفئة التحميل أو على تبريد نواتج التقطير

والجزر مع درجة الحرارة المطلوبة أو ، أو روبوياج للسيطرة على درجة الحرارة في الجزء السفلي من العمود.

ادن محاكاة مع البرنامج هايسيس و كيم كاد تسمح لنا باختيار معايير التشغيل السليم(درجة الحرارة و الضغط) للحصول على منتجات (نواتج التقطير و البقايا) بالتكوين المطلوب.وبالتالي المحاكاة تسمح بإيجاد منتجات ذات نوعية أفضل.

الكلمات الدالة:

التقطير، المحاكاة، التوازن, الجزر

INTRODUCTION GÉNÉRALE

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

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

Face au pétrole, son concurrent sur le marché des combustibles est le gaz qui est apparu comme une forme d'énergie difficile à mettre en œuvre, tout particulièrement en raison de poids, des investissements et des coûts de transport ...etc.

La structure d'une industrie gazière évolue constamment pour satisfaire la demande qualitative et quantitative d'un marché de l'énergie chaque jour plus exigeant.

La conception d'une unité de production chimique est une opération complexe qui demande des moyens financiers et humains très importants. Dans le contexte actuel, un procédé industriel doit répondre à trois critères: l'économie, la sécurité et l'environnement.

Ainsi, lorsqu'un nouveau procédé est développé, il faut trouver le système le plus adapté non seulement en termes d'efficacité et de sécurité, mais aussi de coût et de rentabilité pour fabriquer le produit demandé. À ce titre la simulation peut être d'une aide très précieuse en prenant en charge et en traitant ces problèmes.

Parmi les procédés de traitement de gaz les plus utilisés c'est les procédés de séparation qui sont très fréquents. Autrement dit la rectification des gaz pour l'obtention des constituants (hydrocarbures) utilisés dans d'autres domaines.

(pétrochimie, agronomie, ménager... etc.) est un procédé très important et très utilisés a l'échelle industrielle, C'est pourquoi la simulation de ce procédé s'avère sujet important d'actualité.

Ce mémoire de thèse comporte deux parties :

➤ *La première partie est entièrement consacrée à une revue bibliographique au long de six suivants chapitres.*

- *Le premier chapitre s'intéresse à la description générale du complexe GP1Z.*

- *Le deuxième chapitre expose des généralités sur le pétrole telles que l'origine, la composition chimique, et la classification.*

- *Le troisième chapitre présente brièvement le GPL, ses caractéristiques, consommation et ses utilisations.*

- *Le quatrième chapitre s'emploie à étudier la rectification.*

- *Le cinquième chapitre présente une description du procédé de séparation.*

- *Le sixième chapitre expose une généralité sur la simulation et les types de simulateur*

➤ *La deuxième partie présente l'étude expérimentale d'un procédé de séparation des gaz (depropaniseur) englobe un calcul analytique (Chapitre sept), et une simulation de la colonne par le logiciel hysis et chem cad (chapitre huit).*

Enfin, une conclusion générale réunit les différents résultats que nous avons obtenus.

ABRÉVIATION

- X'_{Li} : Composition molaire du constituant « i » dans la charge ;
- X'_{Di} : Composition molaire du constituant « i » dans le distilla ;
- X'_{Ri} : Composition molaire du constituant « i » dans le résidu ;
- X_{Li} : Composition massique du constituant « i » dans la charge ;
- X_{Di} : Composition massique du constituant « i » dans le distillat;
- X_{Ri} : Composition massique du constituant « i » dans le résidu ;
- M_{moy} : Masse moléculaire moyenne de la charge.
- M_D : Masse moléculaire moyenne de distillat
- M_R : Masse moléculaire moyenne de residu
- L' : Débit molaire de la charge d'alimentation par unité de temps.
- D' : Débit molaire de distillat sortant par unité de temps.
- R' : Débit molaire de résidu sortant par unité de temps.
- α_i : Coefficient de volatilité relative de constituant i
- θ : Paramètre conventionnel déterminé a partir d'une autre équation d'underwood
- P_S : Pression au sommet de la colonne

- P_f : Pression au fond de la colonne
- K_i : Constante d'équilibre de l'élément « i » ;
- K_r : Coefficient d'équilibre de l'élément de référence (clé lourde) .
- N : numéro de plateau
- g_n : Quantité du liquide descendant du dernier plateau de la zone de rectification
- V_c : Quantité de vapeur d'alimentation
- g_c : Quantité de la phase liquide d'alimentation :
- g_m : Quantité de la phase liquide descendant sur le plateau supérieur de la zone , d'épuisement .
- V_0 : Quantité de vapeur sortante du plateau supérieur de la zone d'épuisement
- V_m : Quantité du vapeur alimentant le plateau inférieur de la zone de rectification
- h_L : Enthalpie de la charge liquide Kcal/Kmol ;
- h_R : Enthalpie de résidu liquide Kcal/Kmol
- h_D : Enthalpie de distillat liquide Kcal/Kmol ;
- Q_L : Quantité de chaleur a éliminé par le condenseur
- Q_R : Quantité de chaleur a communiqué du liquide de fond
- H_0 : Enthalpie de la phase vapeur de la charge Kcal/Kmol
- h_0 : Enthalpie de la phase liquide de la charge Kcal/Kmol

- h_l : Enthalpie de la phase liquide alimentant le rebouilleur Kcal/Kmol
 H_R : Enthalpie de la phase vapeur provenant de rebouilleur Kcal/Kmol
 H_D : Enthalpie de distillat a l'état vapeur Kcal/Kmol ;
 Q_D : Charge thermique de distillat Kcal/h ;
 Q_C : Charge thermique de condenseur Kcal/h ;
 Q_{Rb} : Charge thermique fournie par le rebouilleur Kcal/h ;
 e'_0 : Taux de vaporisation de la charge ;
 g_x : Débit du reflux liquide Kmol/h ;
 G_R : Débit du reflux chaud (vapeur provenant de rebouilleur) Kmol/h.
 G_L : Débit du liquide sur le plateau
 q_s, q_f : Paramètres thermiques au sommet et au fond de la colonne ;
 N_R : Nombre de plateaux réel
 G_1 : Quantité de vapeur et de gaz dirigé vers torche ou fuel
 $G_{r,ci}$: Quantité de vapeur de reflux circulant intermédiaire ;
 G_{I1}^V : Quantité de vapeur de la section I1
 V_{sec} : Vitesse volumique des vapeurs dans la section I
 N_i : Nombre totale des moles des produits de tête
 W_{ad} : Vitesse admissible des vapeurs :
 K : coefficient qui dépend de la distance entre les plateaux ;
 ρ^V : Masse volumique des vapeurs

HT : La hauteur de la colonne

P_r : Pression réduite

T_r : Température réduite

Z : facteur de compressibilité Z

R_{min} : Taux de reflux minimal

R_{op} : Taux de reflux optimal

δ_{opt} : Taux de rebouillage optimal

N_{rec} : Nombre de plateaux dans la zone de rectification

N_{ep} : Nombre de plateaux dans la zone d'épuisement

LISTE DES TABLEAUX

Tableau I.1	<i>Symboles des départements</i>	8
Tableau I.2	<i>Normes NGPA</i>	11
Tableau II.1	<i>Le classement de pétrole selon le facteur de caractérisation (K_{UOP})</i>	26
Tableau II.2	<i>Classification industrielle du brut.</i>	26
Tableau II.3	<i>Classification technologique du brut</i>	27
Tableau III.1	<i>Composition molaire de GPL en légers :</i>	31
Tableau III.2	<i>La production moyenne annuelle.....du GPL en Algérie</i>	35
Tableau VII.1	<i>La composition de la charge</i>	107
Tableau VII.2	<i>Composition et débit (massique et molaire) de la charge :</i>	108
Tableau VII.3	<i>Composition et débit (massique et molaire) du distillat</i>	110
Tableau VII.4	<i>Composition et débit (massique et molaire) du résidu</i>	110
Tableau VII.5	<i>Détermination des K_i des constituants de distillat</i>	111
Tableau VII.6	<i>Détermination des K_i des constituants de tête de la colonne.</i>	112
Tableau VII.7	<i>Détermination des K_i des constituants de résidu</i>	113
Tableau VII.8	<i>Détermination des K_i des constituants de la charge</i>	114
Tableau VII.9	<i>Détermination de la valeur θ</i>	115
Tableau VII.10	<i>Détermination des coefficients de référence de chaque zone</i>	119
Tableau VII.11	<i>Détermination de la masse moléculaire moyenne du distillat a l'état vapeur</i>	134
Tableau VII.12	<i>Détermination de la masse moléculaire moyenne du distillat dans le ballon de reflux</i>	136
Tableau VII.13	<i>La masse moléculaire moyenne de la phase vapeur provenant de rebouilleur</i>	149
Tableau VII.14	<i>Détermination de la masse moléculaire moyenne du reflux</i>	141
Tableau VII.15	<i>Détermination de facteur de compressibilité Z</i>	143
Tableau VII.16	<i>Résultats des paramètres de marche et du dimensionnement comparés de fonctionnement actuel</i>	148
Tableau VIII.1	<i>Conditions de la simulation</i>	167
Tableau VIII.2	<i>Propriétés de la charge</i>	167

Tableau VIII.3 <i>Conditions du distillat</i>	168
Tableau VIII.4 <i>Propriétés du distillat</i>	168
Tableau VIII.5 <i>Conditions de la simulation pour le résidu</i>	169
Tableau VIII.6 <i>Propriétés du résidu</i>	169
Tableau VIII.7 <i>La composition des constituants sur chaque plateau</i>	170
Tableau VIII.8 <i>La composition des constituants pour le cas idéal</i>	190
Tableau VIII.9 <i>La composition des constituants pour le cas réel</i>	190

LISTE DES FIGURES

Figure I.1.	<i>Organigramme du complexe</i>	7
Figure I.2	<i>Schéma du procédé de production propane et butane</i>	13
Figure I.3	<i>Schéma général de la production de GP1/Z</i>	17
Figure III.1	<i>Principales transformations du propane</i>	38
Figure III.2	<i>Principales transformations du butane</i>	39
Figure IV.1	<i>Les moyens de reflux</i>	50
Figure IV.2	<i>Fonctionnement d'une colonne</i>	54
Figure IV.3	<i>Colonne de rectification</i>	56
Figure IV.4	<i>Types de garnissage</i>	59
Figure IV.5	<i>Fonctionnement d'un plateau</i>	61
Figure IV.6	<i>Types de plateaux</i>	64
Figure IV.7	<i>Détermination du nombre de plateau théorique par le McCabe-Thiel</i>	78
Figure V.1	<i>Section séparation (déethaniseur)</i>	87
Figure V.2	<i>Section séparation (depropaniseur)</i>	88
Figure V.3	<i>Section séparation (depentaniseur)</i>	89
Figure VI.1	<i>Schéma nécessaire pour la modélisation et la simulation d'un processus.</i>	95
Figure VI.2	<i>Structure opérationnelle de chemcad</i>	100
Figure VIII.1	<i>Démarrage de logiciel</i>	151
Figure VIII.2	<i>Section préférences hysys (choix du système d'unités)</i>	152
Figure VIII.3	<i>Création d'un nouveau cas</i>	153
Figure VIII.4	<i>Création d'un fluide package (équation d'état)</i>	154
Figure VIII.5	<i>Choix des composés</i>	155
Figure VIII.6	<i>Nouveau fluide package</i>	156

Figure VIII.7	<i>Types d'environnement hysys et barres d'outils</i>	157
Figure VIII.8	<i>espace workbook</i>	158
Figure VIII.8	<i>Création du flux d'alimentation</i>	158
Figure VIII.9	<i>Introduire les compositions</i>	159
Figure VIII.10	<i>Installation de l'unité opératoire</i>	160
Figure VIII.11	<i>Choix de l'opération unitaire</i>	160
Figure VIII.12	<i>Spécification de la colonne</i>	161
Figure VIII.13	<i>Définition du profile de pression</i>	162
Figure VIII.13	<i>Estimation de la température</i>	163
Figure VIII.14	<i>Spécification du distillat et du taux de reflux.</i>	163
Figure VIII.15	<i>Espace monitor</i>	164
Figure VIII.16	<i>Introduire d'autres spécifications</i>	165
Figure VIII.17	<i>Convergence de la colonne</i>	166
Figure VIII.18	<i>Flowsheet de la colonne</i>	167
Figure VIII.19	<i>Profile de température en fonction de la position du plateau</i>	171
Figure VIII.20	<i>La pression en fonction de la position du plateau</i>	172
Figure VIII.21	<i>La variation du coefficient de distribution K_i en fonction de la position du plateau</i>	173
Figure VIII.22	<i>La composition molaire des constituants en fonction de la position du plateau</i>	174
Figure VIII.23	<i>La composition molaire des constituants (vapeur) en fonction de la position du plateau</i>	175
Figure VIII.24	<i>Ouverture d'un nouveau projet</i>	176
Figure VIII.25	<i>Choix du système d'unités</i>	177
Figure VIII.26	<i>Palette d'organigramme</i>	178
Figure VIII.27.	<i>Le flowsheet.</i>	179
Figure VIII.28	<i>Choix des composés</i>	180
Figure VIII.29	<i>Choix de l'équation thermodynamique</i>	181
Figure VIII.30	<i>Choix du model d'enthalpie</i>	181
Figure VIII.31	<i>Création du flux d'alimentation</i>	182
Figure VIII.32	<i>Spécification de la colonne</i>	183
Figure VIII.32	<i>Simulation de la colonne</i>	184

Figure VIII.33 <i>La composition molaire des constituants en fonction de la position du plateau</i>	187
Courbe VIII.34 <i>Distribution de la température en fonction de la position du plateau</i>	188

I.1 INTRODUCTION:

Le sud Algérien possède des richesses naturelles, parmi lesquelles nous citons les réserves en hydrocarbures d'où la présence d'une large gamme de produits relatifs aux gisements de pétrole et gaz. Pour la séparation de ces produits et de leurs dérivés, notre pays a investi des sommes colossales dont la nécessité est d'acquérir et installer ces grands complexes de traitement qui sont répartis en plusieurs unités comme c'est le cas du complexe GP1/Z.

I.2 HISTORIQUE : [12]

Le complexe **GP1/Z** fait partie des six complexes de liquéfaction appartenant à l'activité (AVAL) de l'entreprise nationale SONATRACH.

Il est situé entre la centrale thermoélectrique de Mers EL Hadjaj à l'Est et les complexes de GNL à l'Ouest et qui s'étend sur une superficie de 120 hectares, il a été construit avec le concours d'un consortium Japonais **IHI -ITOCHU** dans le cadre d'un contrat clé en main, en deux phases de construction, la première a été réceptionner le 02 septembre 1984 et la deuxième phase le 20 novembre 1998.

En 1983 le complexe disposait de quatre trains de traitement GPL qui lui permettait de produire 4.8 millions de tonnes par an et suite à une acquisition de deux trains supplémentaires (extension du complexe en 1998) cette production a augmenté pour atteindre **7,2 millions** de tonnes par an.

Le complexe a pour objectif, le traitement d'une charge GPL venant de plusieurs gisements du sud algérien (Hassi Messaoud et Hassi R'Mel et etc...) pour la production des produits PROPANE et BUTANE liquéfiés, il est dénommé JUMBO-GPL pour ses grandes capacités de production.

Il a aussi comme tâche la production des produits à température ambiante tel que le Propane, le Butane.

Les produits finis sont destinés à l'exportation et au marché national.

I.3 LES DIFFERENTES CARACTERISTIQUES DU COMPLEXE GP1/Z :

- Capacité de production (six trains) : 7,2 millions de tonnes par an.

- Principales installations du complexe :
 - **16** Sphères de stockage de la charge d'alimentation de 1000m³ chacune.
 - **06** Trains de traitement de GPL.
 - **02** unités de reliquéfaction des boil-off.
 - **03** Bacs de stockage de propane basse température de 70.000 m³ chacun.
 - **03** Bacs de stockage de butane basse température de 70.000 m³ chacun.
 - **04** Sphères de stockage de produits ambiants (propane et Butane) de 500 m³ chacune.
 - **01** Sphère de stockage gazoline.
 - **05** salles de contrôle.
 - **01** Station électrique alimenté par la SONELGAZ.
 - **04** Générateurs assurant l'énergie de secours du complexe.
 - **02** Quais de chargement pouvant recevoir des navires d'une capacité variante entre 4000 et 5000 tonnes.
 - Une rampe de chargement de camions.
 - Une station de pompage d'eau de mer.
 - Un système de télésurveillance.

I.4 ORGANISATION DU COMPLEXE : [12]

La description des structures nous permet de connaître la situation géographique, l'effectif, les objectifs et le rôle de chaque département ainsi de connaître tout le fonctionnement du complexe GP1/Z.

Le complexe GP1/Z est géré suivant un organigramme bien déterminé de façon à bien maîtrisé les tâches, il est composé d'une direction générale, deux sous direction, des départements de contrôle, comme le montre l'organigramme suivant :

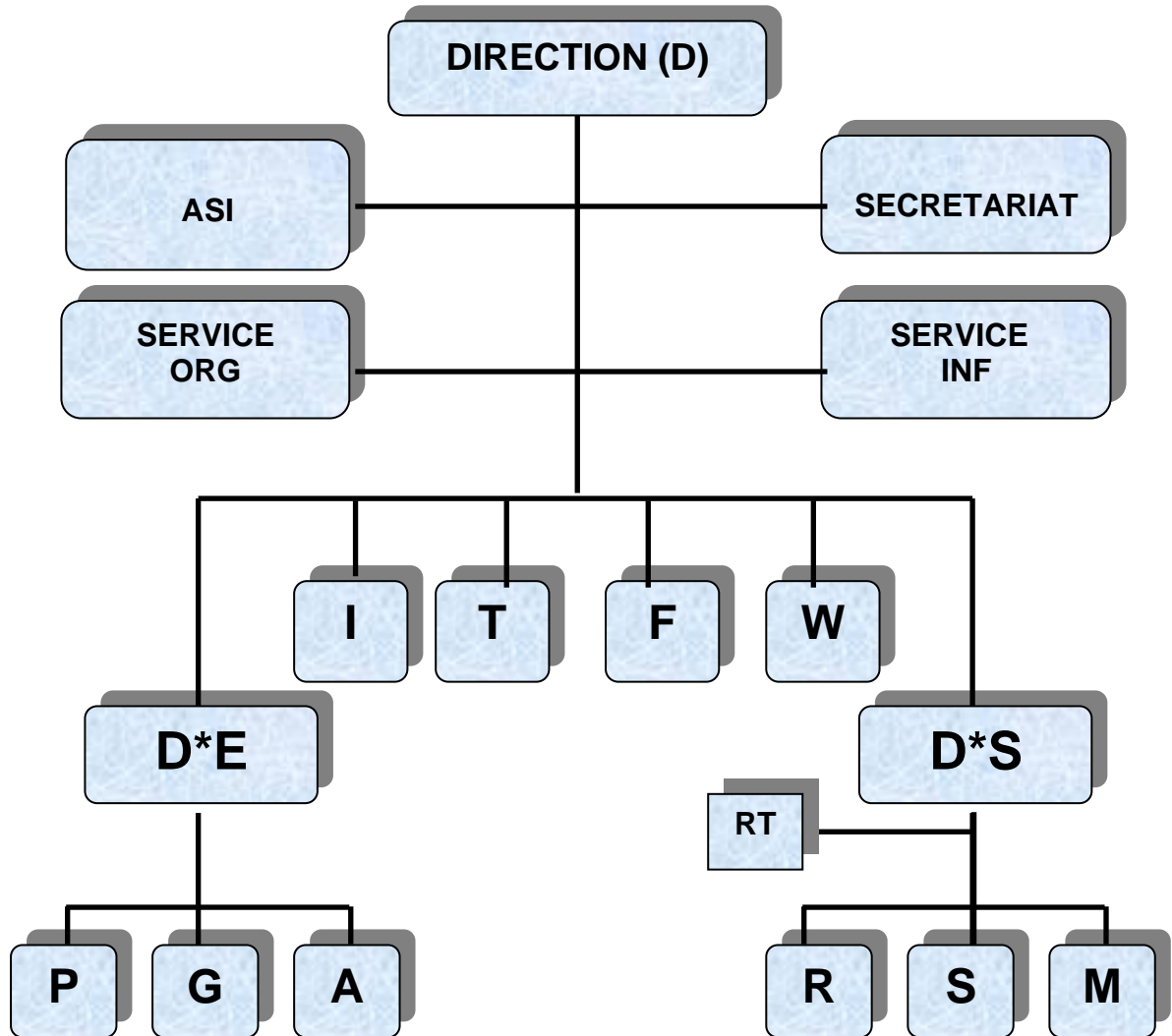


Figure I.1 : Organigramme du complexe [22]

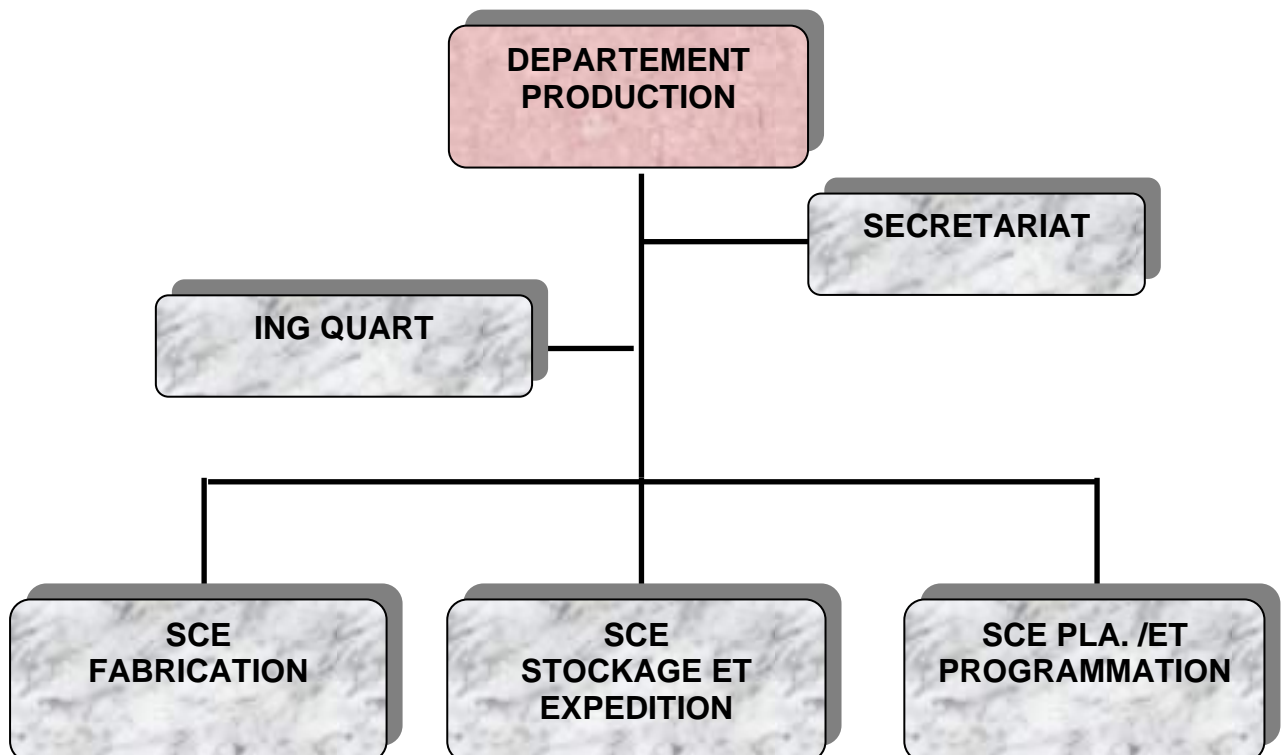
Tableau I.1 : Symboles des départements

SYMBOLES	DEPARTEMENT	SYMBOLES	DEPARTEMENT
D	La Direction	ORG	Organisation
I	Département Sécurité	T	Département Technique
F	Département Finance	W	Département Travaux neufs
D*E	Sous direction exploitation	D*S	Sous Direction du personnel
P	Département Production	RT	Relation de Travail
G	Département Maintenance	R	Dpt Ressources Humaines
A	Département Approvisionnement	S	Administration et social
M	Dpt moyens généraux	ASI	Assistance sûreté interne

I.5 DEPARTEMENT PRODUCTION : [22]

Le département production dépend de la sous direction exploitation, ce département gère toute la production de GPL (propane et butane) et il contient trois services :

- 1) Service fabrication.
- 2) Service stockage et expédition.
- 3) Service planning et programme.



I.5.1 La zone de fabrication :

S'occupe de la production des produits finis ;

- Propane et butane réfrigéré : Il est destiné à l'exportation externe (le marché international).
- Propane et butane ambiant : IL est destiné à l'exportation interne (marché national).

Chaque train se compose de quatre sections :

1) Section déshydratation : constituée de :

- ❖ Trois ballons d'adsorption à tamis moléculaires qui servent à réduire la teneur en eau dissoute de **100ppm** à **5ppm** pour éviter le givrage dans les équipements.
- ❖ Un sécheur de garde : destiné à réduire la teneur en eau dissoute dans le propane produit de **5ppm** à **1ppm**,

2) Section séparation :

Le GPL déshydraté avant son entrée au fractionnateur doit être porté à son point de bulle (71°C) lors de son passage à travers les trois préchauffeurs, le premier utilisant comme fluide chaud le fond de colonne déethaniseur et le deuxième utilise le fond du fractionnateur et le troisième fait appel à l'huile chaude.

Cette section assure la séparation du GPL en produits finis propane et butane commerciaux, elle comprend :

- **Fractionnateur** : une colonne de distillation à **55** plateaux à clapets, L'entrée de l'alimentation se fait au niveau d'un plateau sensible des trois lignes d'entrée. Les produits de tête (propane et éthane) sont condensés à travers les aéro-réfrigérants. Ensuite une partie de ces derniers est retournés (reflux) et l'autre partie est envoyée vers le déethaniseur.

Pour les produits de fond après avoir servent au pré chauffeur de la charge ils seront envoyés vers le Dépentaniseur s'il contient une

teneur élevée en pentane sinon ils vont être refroidit puis envoyés vers la section réfrigération.

- **Déethaniseur** : une colonne de **25** plateaux à clapets, utilisée pour réduire la teneur en éthane dans le propane. Dans le cas où la teneur en éthane est faible le déethaniseur sera by-passé.

La partie non condensée du produit de tête est envoyée vers la section fuel gaz (combustible).

Le propane soutiré au fond de la colonne passe en premier lieu dans le pré chauffeur primaire ensuite il passe à travers l'aérefroidisseur où il va être refroidit avant d'être acheminé vers la section de réfrigération.

- **Dépentaniseur** : c'est une colonne de **50** plateaux a pour bute de réduire le taux de butane à moins de **1.75%**. Cette étape est souvent by-passé au niveau de GP1/Z car la charge GPL arrive avec une teneur très faible en pentane.

Tableau I.2: Normes NGPA

LES NORMES (NGPA)	LA TENEUR (% MOLLAIRE)
La teneur maximale de l'éthane dans le propane	4,8

La teneur maximale de butane dans le propane	2,2
La teneur maximale de propane dans le butane	25
La teneur maximale de propane dans le pentane	10
La teneur maximale de propane dans le éthane	12
La teneur maximale de pentane dans le butane	1,75

3) Section réfrigération : cette section est conçue dans le but de refroidir les produits finis à leurs températures de stockage. soit (-42°C) pour le propane et (-9°) pour le butane. ce refroidissement se fait en trois stades, le stade HP (haute pression), stade MP (moyenne pression), et le stade BP (basse pression).le circuit du réfrigérant est une boucle fermée, on utilise du propane pur comme fluide réfrigérant.

4) section huile chaude : cette section de fluide caloporteur est utilisée comme source de chaleur pour le troisième pré chauffeur et les rebouilleurs de la section de séparation et finalement pour le gaz naturel de régénération de la section de déshydratation. L'huile circule en boucle fermée à une température de 180°C, cette température est atteinte grâce à un four, ce dernier est également utilisé pour chauffer le GN de la section de déshydratation.

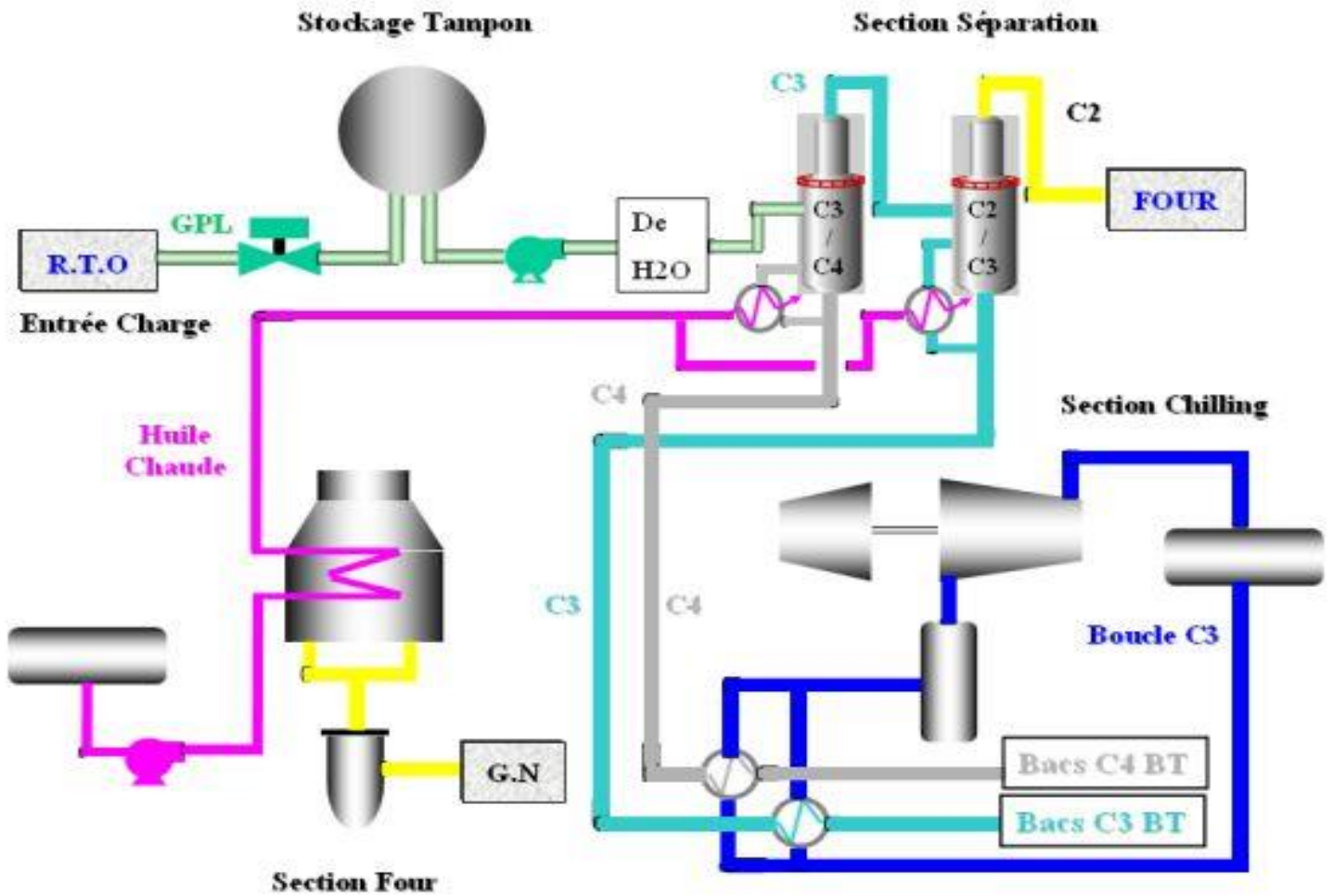


Figure I.2 : Schéma du procédé de production propane et butane

5) Zone des utilités:

Elle alimente les divers zones de production en :

- **Fuel** (gaz naturel) : utilisé comme combustible.
- **Air** : elle est divisée en deux :
 - ✓ **Air instrument** : C'est de l'air séché après enlèvement de l'humidité, cet air aide pour ouvrir les Vannes et la manipulation des boucles de régulation (vanne pneumatique).
 - ✓ **Air service** : C'est de l'air qui sert pour le nettoyage et l'entretien.
- **Vapeur** : On utilise le dessaleur pour avoir l'eau distillée et à partir de la chaudière on produit de la vapeur de 10 kg/cm² qui sert au traçage des lignes pour le maintien de la température chaude et des échangeurs de chaleur pour les évaporateurs des produits.
- **Eau** : - L'eau distillée ;
 - L'eau de refroidissement : utilisée pour les équipements (pompe) ;
 - L'eau potable.

Méthanol : Il est utilisé pour le dégivrage.

- **Gasoil** : Il est utilisé pour les générateurs de secours.
- **Azote** : Ballon d'azote, il y'a deux circuits

Circuit Gazeuse (HELIOS) ;

Circuit l'azote liquide (COGIZ) : On le transforme en vapeur pour l'inertage des équipements.

- **Un générateur électrique** de secours d'une capacité de 25.617 Kw.
- Un système de sécurité **vide-vite (blow-down)**
- **Les torches** : deux hautes pressions et une basse pression sert à brûler la quantité de gaz provoquée par un dysfonctionnement des trains.

I.5.2 Le service stockage et expédition : [11]

S'occupe de stockage des produits finis et l'expédition par navires et camions.

On distingue deux types de stockage :

- **Section de stockage à basse température** : est destinée pour le marché international.
 - Trois (3) bacs pour le Propane de **70000** m³ chacun.
 - Trois (3) bacs pour le Butane de **70000** m³ chacun.
- **Section de stockage à température ambiante** : est destiné pour le marché national,
 - Une sphère (1) pour le Propane de **500** m³.
 - Trois sphères (3) pour le Butane de **500** m³ chacune.
 - Une sphère (1) pour le pentane de **500** m³ chacune.

Le service Stockage et Expédition chapote trois zones :

BOG (Boil- Off- Gas) : S'occupe de la gestion des bacs (produits finis), elle a deux salles de contrôle (LCR) et (JCR).

LCR s'occupe de la gestion des opérations de stockage des produits finis, section récupération BOG (gaz évaporé) et la **JCR** les opérations de chargement par navire.

Section jetée (CN) : S'occupe des enlèvements par navire, il y'a deux jetées : D1, concernant les petits navires et M6, concernant les grands navires, (on appel les enlèvements par navire, Postes de chargement navire).

JCR : Salle de contrôle post de chargement navire, elle permet la supervision de chargement par navire.

Section Chargement par Camion (CC) : s'occupe de la gestion des enlèvements par camion au niveau de la rampe de chargement par camion (client NAFTAL et les opérateurs privés).

Grâce au système du contrôle distribué (**DCS**) à travers tout le complexe, on peut visualiser et avoir tous les renseignements.

I.5.3 Le service planning et programme :

Ce service a pour mission la planification des programmes mensuels de production, l'analyse des écarts de production entre prévisionnel et réalisation, élaboration des bilans de production, ce service est l'interlocuteur entre les deux services (fabrication et stockage expédition) il y a une liaison proportionnelle.

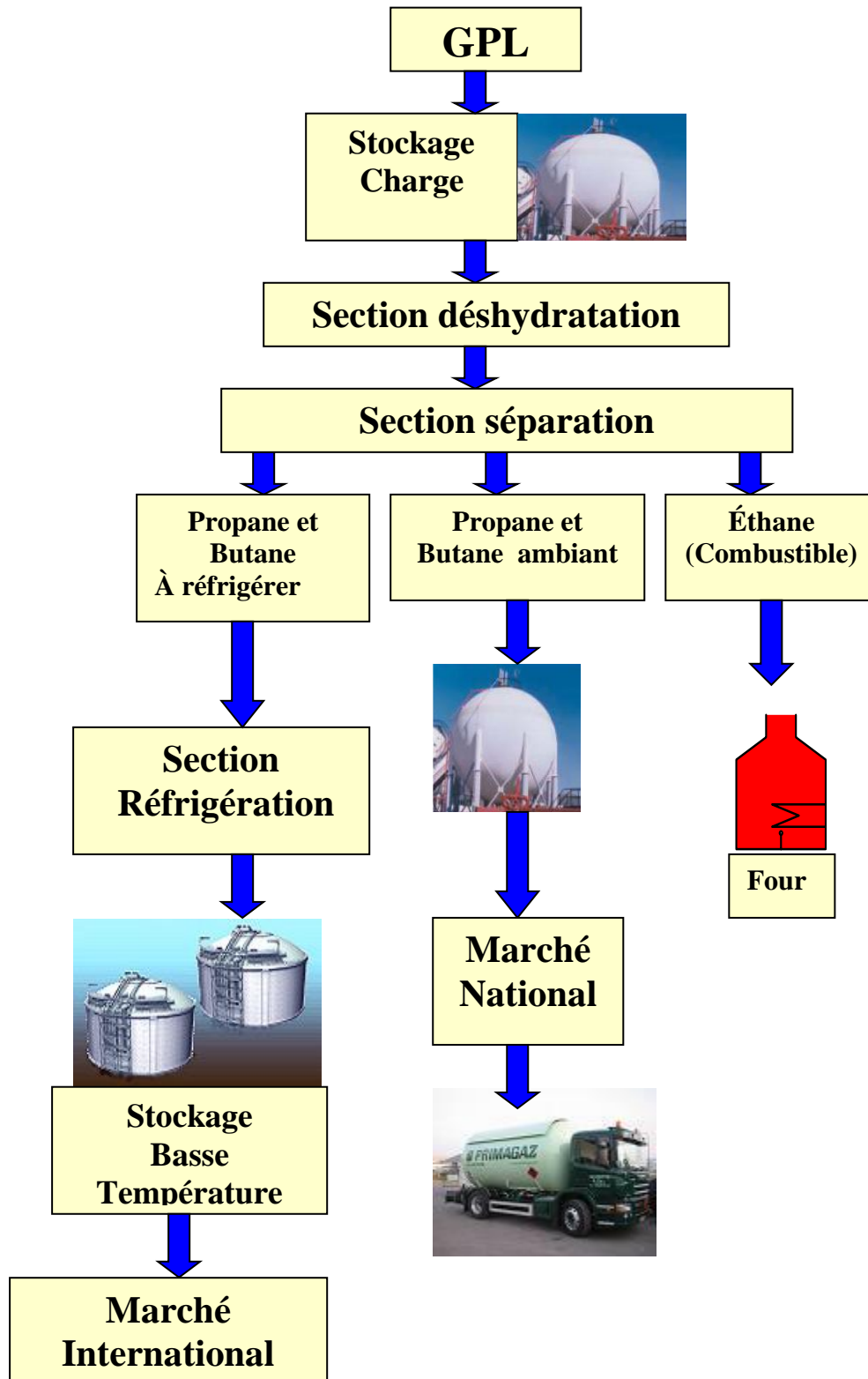


Figure I.3 : Schéma général de la production de GP1/Z



II.1 INTRODUCTION :

Le pétrole brut est un fluide constitué principalement d'hydrocarbures (formées uniquement de carbone et d'hydrogène); il contient également des composés organiques soufrés, oxygénés et azotés. On le rencontre dans les bassins sédimentaires, où il occupe les vides de roches poreuses appelées réservoirs. Les gisements de pétrole correspondent à une accumulation dans une zone où le réservoir présente des caractéristiques favorables et constitue un piège : la fuite du pétrole - moins dense que l'eau - est rendue impossible vers le haut par la présence d'une couverture imperméable (argiles, sel) et latéralement par une géométrie favorable (dôme anticlinal, biseau de sables dans des argiles).

Le pétrole a pour origine la substance des êtres, animaux ou végétaux [17], vivant à la surface du globe et particulièrement en milieu aquatique. La matière organique ainsi produite se dépose au fond des mers et des lacs et est incorporée aux sédiments, au fur et à mesure que ceux-ci sont enfouis, les constituants organiques se transforment, principalement sous l'action de la température, en hydrocarbures dont une partie vient progressivement se concentrer dans les pièges des réservoirs poreux.

Si la composition élémentaire globale des pétroles est relativement fixe, la structure chimique de leurs constituants varie plus largement, ce qui entraîne une grande diversité des propriétés physiques (densité, viscosité) ainsi que des teneurs très variables dans les différents types de produits obtenus par raffinage. En particulier, la présence de soufre dans certains pétroles pose des problèmes de corrosion et de pollution atmosphérique, tant au stade du raffinage qu'à celui de l'utilisation industrielle ou domestique de leurs dérivés.

II.2 L'ORIGINE DU PÉTROLE : [5] [8]

Les hydrocarbures naturels, huiles et gaz, matière première de l'industrie pétrolière, sont des mélanges complexes de produits organiques souvent associés à des roches sédimentaires, dans lesquelles, ils se rassemblent pour former des gisements.

La quasi-totalité des hydrocarbures actuellement exploitée est enfermée dans des gisements à des profondeurs variant entre quelques dizaines de mètres et plusieurs milliers de mètres au dessous du sol. [1]

L'explication de l'origine du pétrole par l'évolution géologique de la matière organique a été formulée dès le XIXe siècle ; mais elle était alors fortement concurrencée par des théories impliquant des mécanismes inorganiques, par exemple l'action de l'eau sur des carbures métalliques. Quelques chercheurs en ex-U.R.S.S. font appel soit à des théories cosmiques dans lesquelles les hydrocarbures sont les restes d'une atmosphère primitive de la Terre, soit à des synthèses de type minéral, comme dans le procédé Fischer Tropsch, qui seraient réalisées à grande profondeur dans le sous-sol. En fait, l'hypothèse cosmique n'est guère soutenable, car il s'agit d'une étape cosmologique transitoire dont on n'est pas certain et qui est en tout cas ancienne ; d'autre part, quel que soit le mécanisme chimique envisagé dans le sous-sol, la quasi-totalité du carbone de l'écorce terrestre est représentée par la matière organique contenue dans les roches sédimentaires. De plus, des traces de l'origine organique des pétroles bruts peuvent être décelées ; en premier lieu, on y trouve des corps optiquement actifs, qui ne peuvent pratiquement être synthétisés que par les êtres vivants ; on y trouve également : des porphyrines, dont la structure dérive directement de celle de la chlorophylle des plantes ou de l'hémine ; des isoprénoïdes, hydrocarbures issus de la chaîne phytol de la chlorophylle ; des stéroïdes et triterpénoïdes, composés caractéristiques de la matière vivante. Il semble donc que l'essentiel des gisements de pétrole dérive, directement ou non, de la substance des êtres vivants incorporée dans les sédiments lors de leur dépôt. [2]

II.3 LE PÉTROLE EN GISEMENT:

L'étude du pétrole en gisement a été toujours pour les pétroliers un problème crucial parce que les conditions d'existence du pétrole dans son gisement ne peuvent être observées directement.

La reconstitution de ces conditions doit partir d'observations et des mesures faites dans des conditions où le gisement a été perturbé.[11]

Ce pendant le problème capital de l'estimation et de la gestion des réserves dépend d'une bonne connaissance du gisement.

Un gisement est donc une unité d'accumulation d'huile ou de gaz.

A l'intérieur des gisements règnent des pressions qui sont grossièrement fonction de la profondeur.

Dans le cas le plus général, la pression est hydrostatique (1kg/cm^2 par 10m de profondeur).

La température est également un paramètre important elle est fonction du degré géothermique qui est en moyenne de 1°C par 30m de profondeur mais peut varier notablement.

II.4 NATURE ET COMPOSITION DU PETROLE BRUT :

II.4.1 Nature : [1]

Le pétrole brut est un liquide noir, quelquefois à reflets verdâtres et généralement plus léger que l'eau, il est plus ou moins fluide suivant son origine et son odeur est habituellement forte et caractéristique.

II.4.2 Composition : [9]

Il est composé en presque totalité d'hydrocarbures et souvent d'un peu de soufre à l'état de combinaisons organiques et de traces de composés oxygénés et azotés. [17]

On trouve surtout les trois classes ci-après d'hydrocarbure dans le pétrole brut :

a) **Hydrocarbures paraffiniques** : $\text{C}_n\text{H}_{2n+2}$ [1] [4] [9] [5]

Ce sont :

Des gaz de C_1 à C_4

Des liquides de C_5 à C_{16}

Des solides de C_{17} et plus.

Exemple: $\text{H}_3\text{C}-\text{CH}_2-\text{CH}_2-\text{CH}_2-\text{CH}_3$

n-pentane

butane

$\text{H}_3\text{C}-\overset{\text{H}}{\text{C}}-\text{CH}_2-\text{CH}_3$

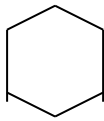
2-méthyle-

b) Hydrocarbures naphténiques : C_nH_{2n} [2] [4]

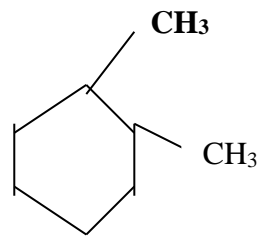
Les premiers membres de cette famille sont le cyclopentane et le cyclohexane.

Les propriétés des naphténes sont intermédiaires entre celle des paraffiniques et des aromatiques.

Exemple :



Cyclohexane



Dimethyl cyclohexane

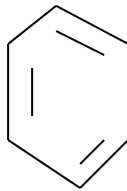
Les carbones sont ici associés en anneau et toutes les valences sont saturées comme dans les précédents. De ce fait ils sont assez peu réactifs.

c) Hydrocarbures aromatiques : [9] [43]

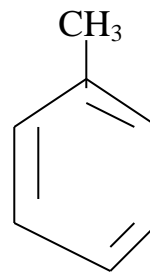
Les premiers de cette famille sont le benzène et le toluène. Le benzène se concentre principalement dans l'essence, car il améliore sa principale caractéristique qui est l'indice d'octane. Les aromatiques à plus grande masse moléculaire se retrouvent dans le kérosène, le gasoil et le majeur parti dans les huiles. Avec l'augmentation du point d'ébullition de la fraction pétrolière, la teneur en aromatique augmente. Ces hydrocarbures sont caractérisés par un mauvais indice de viscosité et c'est pourquoi ils ne sont pas désirables dans les huiles.

Pendant la combustion ils sont à la base de la formation de la suie qui altère le bon fonctionnement du moteur. L'aromatique peut donner naissance au coke et peut favoriser une destruction rapide de certaines pièces du moteur. Et c'est pour cela que les huiles subissent un traitement d'extraction d'aromatique par solvant sélectif.

Exemple :



Benzène



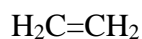
Toluène

Nous citerons trois autres classes d'hydrocarbures qu'on ne trouve jamais dans les pétroles bruts mais qui sont présents en plus ou moins grande quantité dans leurs dérivés.

Certaines opérations de raffinage, les ont en effet formées par transformation des hydrocarbures paraffiniques. [17]

d) Hydrocarbures éthyléniques C_nH_{2n} :

Exemple :



Ethylène



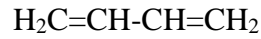
Butylène

On les appelle aussi parfois carbures oléfiniques ou oléfines. Ils complètent une double liaison qui les rend aptes à s'associer facilement aux halogènes pour donner des produits d'addition.[43]

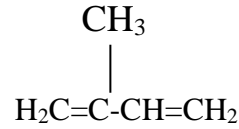
Ils se combinent à l'acide sulfurique concentré.

e) Hydrocarbures di-éthyléniques C_nH_{2n-2} :

Exemple :



Butadiène 1,3



Isoprène

Ces hydrocarbures ont deux valences non saturées et, de ce fait ils sont extrêmement réactifs, ils s'associent avec un fort dégagement de chaleur aux halogènes et à l'acide sulfurique concentré. Ils sont même très enclins à s'associer à eux – même pour former des polymères (caoutchoucs).

f) Hydrocarbures acétyléniques C_nH_{2n-2} :

Le premier de la série, et de beaucoup le plus connu, est l'acétylène : $H-C\equiv C-H$

Les hydrocarbures acétyléniques comportent une triple liaison et sont particulièrement réactifs. Ils n'apparaissent pas en quantités notables dans les préparations des carburants et combustibles usuels, alors qu'il en est tout autrement des éthyléniques.

g) Constituants non-hydrocarbonés :

Il existe divers types de corps non hydrocarbonés dans les pétroles bruts, les plus importants sont les sulfurés organiques, les composés azotés puis les oxygénés.

Des traces de composés métalliques sont présents aussi et peuvent gêner dans certains procédés catalytiques, comme par exemple le reforming catalytique, car ces composés ont pour effet l'empoisonnement des catalyseurs.

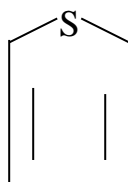
1. Composés sulfurés :

Certains pétroles bruts, en particulier ceux du Proche-Orient contiennent des proportions appréciables de soufres

Arabian light	1.8 %
Arabian heavy	2.85%
Kuwait	2.5 %

Les composés organiques sulfurés que l'on trouve le plus souvent associés aux fractions pétrolières sont : [2][3]

- L'hydrogène sulfuré H_2S .
- Les mèrescaptants $R-SH$.
- Les sulfures $R-S-R$.
- Les disulfures $R-S-S-R$.
- Les thiophènes



2. Composés azotés : [2]

La teneur des pétroles bruts en azotes est faible, généralement inférieure à 0.1 % en poids. Cependant la teneur en azote des fractions lourdes est élevée.

3. Composés oxygénés : [2]

Les composés oxygénés, sont en générale des acides carboxyliques, phénols, ...

La totalité d'acide contenu dans le pétrole varie de 0.03 % (pétrole d'Iraque et Egyptien) à 3% (quelque crude oils californiens).

4. Composés métalliques :

Les composés métalliques dans le pétrole brut sont aussi bien formés de sels dissous dans l'eau en suspension que sous forme de composés organo – métalliques.

[3] [2]

II.5 CLASSIFICATION DU PÉTROLE BRUT : [11]

Le brut subit des analyses au laboratoire permettant sa classification car il existe plusieurs types de pétrole.

Le facteur de caractérisation (K_{UOP}) détermine la nature chimique des produits pétroliers, (leurs paraffinités), sa valeur dépend de la composition des fractions pétrolières.

On distingue généralement trois classements.

II.5.1. Classification chimique : [4] [1]

Ce classement se fait selon la nature chimique des hydrocarbures.

Tableau II.1 : Le classement de pétrole selon le facteur de caractérisation (K_{UOP}).

K_{UOP}	Le type
≈ 13	Paraffinique (USA)
≈ 12	Oléphinique (Alvragen-URSS)
≈ 11	Naphtalénique (Californie)
≈ 10	Aromatique (Indonésie)

Remarque :

Le brut Algérien (paraffino-naphtanique) est très demandé sur le marché européen.

II.5.2. Classification industrielle : [7]

On fait le classement selon la densité.

Tableau II.2 : Classification industrielle du brut.

La densité	Le type
Jusqu'à 0.828	Léger
0.828-0.884	Moyen
> 0.884	Lourd

a) Comme règle générale :

Un pétrole brut léger contient une qualité relativement importante de fractions légers (essence, kérosène, gas-oil léger), et de paraffine. Mais il y a peu de soufre et de gommes, l'indice d'octane de l'essence est faible mais les huiles lubrifiants obtenus selon de bonne qualité (indice de viscosité élevée).

b) d'habitude :

Les pétroles lourds sont les pétroles aromatiques et qui contiennent peu d'essence mais son indice d'octane est élevée, il contient beaucoup de gomme.

Ce pétrole peut donner un grand rendement de coke et des bitumes de bonne qualité cette classification qui ne tient compte que de la densité ρ_{15}^{15} reste incomplète.

II.5.3. Classification technologique : [1]

Elle est basée sur la prédominance des constituants.

Tableau II.3: Classification technologique du brut [11] [7]

Teneur en soufre		Teneur en produits clairs		Teneur en paraffine	
% en S	Type	% en léger	Type	% paraffine	Type
< 0.5	Peu sulfureux	< 5	Elevé	< 1.5	Peu paraffinique
0.5-2	Sulfureux	30	Moyen	1.5-6	Paraffinique
> 2	Très sulfureux	> 30	Faible	> 6	Très paraffinique

III.1 INTRODUCTION

Le GPL est un mélange d'hydrocarbures ayant un poids moléculaire peu élevé contenant principalement le propane et le butane, ayant une température de vaporisation respectivement de -42°C [16] et -6°C à pression normale permettant de les maintenir liquides à une température ordinaire sous une pression modérée **14 et 5 (bars)** respectivement, contrairement au méthane et l'éthane qui ne peuvent être liquéfiés qu'à des températures très basses.[65]

C'est pourquoi le méthane et l'éthane produits en raffineries sont utilisés sur place comme combustible interne puisque leur transport est très coûteux.

III.2 DEFINITION DE GPL [10]

Le gaz de pétrole liquéfié est un mélange gazeux composé essentiellement de Butane et propane à température ambiante et pression atmosphérique, mais il peut demeurer à l'état liquide sous des pressions relativement basses (4 -18 bars).

La composition chimique de G.P.L. est variable selon les normes et ses utilisations dans différent pays (50% en France et 95%,5% aux état- unis). Il peut contenir ; le propylène, butène, et une faible quantité de méthane, éthylène, pentane, et exceptionnellement d'hydrocarbures tels que le butadiène, l'acétylène et le méthylacrylique. [41]

Les GPL appartiennent à la famille des paraffines et sont composés essentiellement du CH_4 , C_2H_6 , C_3H_8 , C_4H_{10} , C_5H_{12} . [25]

III.3 LES SOURCES DE GPL [3]

Le GPL est obtenu principalement:

- 1) Dans les raffineries, soit au cours de la distillation du pétrole brut ou lors du cracking
ou du Reforming des produits en vue de la production des essences.
- 2) Au cours des séparations du gaz naturel qui a pour but de séparer et de récupérer les

condensats et le GPL.

3) Par liquéfaction du gaz naturel

III.4 CARACTERISTIQUES GENERALES DU GPL

- Odeur :

Les GPL sont inodores à l'état naturel, mais on doit ajouter un odorant pour des raisons de sécurité, dans des limites à des fins de commercialisation. [65]

- Tension de vapeur :

Les GPL ont une tension de vapeur à 20°C égale à 2 bars pour le butane et 8 bars pour le propane. [16][41]

- Dilatation :

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

- Densité : [14]

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

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

- Température d'ébullition : [15] [16]

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

- Pouvoir calorifique :

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

- Butane = 29460 (i-C₄) ; 29622 (n-C₄)
- Propane = 22506 [16]

- Impuretés :

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

Il est intéressant de citer que les GPL sont :

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

Composition molaire de GPL en légers :

Tableau III.1 : Composition molaire de GPL en légers

Composition % molaire	CH ₄	C ₂ H ₆	C ₃ H ₈	iC ₄ H ₁₀	nC ₄ H ₁₀	iC ₅ H ₁₂	nC ₅ H ₁₂
G.P.L.	0.22	1.06	56.49	16.85	25.35	0.03	0
Propane	0.29	1.94	97.07	0.35	0.35	0	0
Butane	0	0	0.05	37.47	61.46	0.48	0

III.5. CARACTERISTIQUES DU GPL PRODUIT [22]

Les GPL produits sont constitués essentiellement de Propane et de Butane à proportions différentes selon leurs origines (gaz naturel, gaz associés). [45]

Le propane et butane produits au niveau des différentes unités Gaz plant (U30/31, U104) doivent nécessairement répondre aux spécifications suivantes:

- Propane :

1.5 %	vol. Liq. C ₂ ⁻
2 %	vol. Liq. C ₄ ⁺

- Butane :

4 %	vol. Liq. C ₃ ⁻
1 %	vol. Liq. C ₅ ⁺

III.6. SPECIFICATIONS DE GPL : [12]

Les spécifications imposées aux produits pétroliers sont presque toujours un compromis entre les besoins de qualités exigées par l'utilisateur à moindre prix et les possibilités du producteur.

Par suite de la complexité des constituants des pétroles bruts et de leurs coupes, il est difficile de donner avec exactitude des limites de leurs compositions, de sorte que l'ensemble des spécifications relatives à un produit ne le caractérise que d'une manière imprécise qui ne nous satisfait pas l'esprit scientifique. [45]

Le producteur ne pouvant réaliser économiquement une séparation parfaite des hydrocarbures légers, les spécifications des gaz liquéfiés ont pour but de limiter la teneur en fraction trop lourdes et trop légères. [46]

A cet effet le propane commercial et le butane commercial produit à l'unité GP1/Z répondent aux spécifications de *NGPA* « *Norme Gas Petrol Association* » qui sont :[12]

- Le pourcentage molaire maximal en butane dans le propane est de 2,2 %.
- Le pourcentage molaire maximal en éthane dans le propane est de 4,8%.
- Le pourcentage molaire maximal en propane dans le butane est de 22 %.
- Le pourcentage molaire maximal en pentane dans le butane est de 1,75 %.
- Le pourcentage molaire maximal en butane dans le pentane est de 10 %.
- Le pourcentage molaire maximal en propane dans le l'éthane est de 12 %.

III.7 LE GPL DANS LE MONDE :

III.7.1 Production mondiale du GPL : [12] [13]

Le GPL est récupéré à partir de deux sources essentielles :

- la récupération du propane et du butane sur les champs de pétrole
- la récupération du propane et du butane sur les champs du gaz naturel

Cette dernière représente **60%** des ressources.

Aux Etats-Unis ou une longue tradition d'utilisation existe, la production et la consommation sont équilibrées.

Au Moyen-Orient la production des GPL s'est considérablement développée à la fin des années **1970** lorsque l'augmentation du prix de l'énergie a rendu attractive la récupération de propane et de butane. Auparavant ces produits étaient brûlés avec le gaz associé.

Le Moyen-Orient est actuellement la principale source d'exportation des GPL dans le monde.

En Afrique du nord et tout particulièrement en Algérie ou les GPL sont surtout récupérés à partir de gaz naturel dans les unités de liquéfaction, La production des raffineries assure le complément, le Propane et le Butane sont récupérés au niveau de la distillation atmosphérique du pétrole brut et par craquage des molécules lourdes dans la plupart des unités de transformation et de conversion.

Le Propane et le Butane commerciales ne sont pas des produits purs mais des mélanges, une séparation complète des molécules serait aussi coûteuse qu'inutile car la plupart des utilisations acceptent des mélanges.

La production mondiale du GPL croît à un rythme de **5%** par an.

III.7.2 La consommation mondiale en GPL:

La production mondiale du GPL représentait **162 MT** en 1995. Actuellement, les GPL représentent 2% de la consommation énergétique mondiale [25]. La demande mondiale en GPL a augmenté à un rythme bien supérieur à celui de la demande énergétique totale en atteignant **170 MT** en 2000. Cette demande est dominée par le secteur résidentiel dans le marché asiatique et par leur secteur de raffinage (**18%**) et de la pétrochimie (**43%**) aux Etats-Unis. La demande en Europe est équilibrée entre ces trois secteurs.

Le secteur résidentiel et commercial constitue la plus grande part du marché des principaux consommateurs, soit 42% de la demande totale en 1995.

En raison de la pénétration du gaz naturel, ce secteur se stabilise dans les pays occidentaux: Amérique, Europe de l'Ouest.

Dans le secteur pétrochimique, l'Amérique du nord et l'Europe de l'Ouest dominent la consommation mondiale du GPL (78% en 1995). Au Moyen Orient et en Europe de l'Est, une des fortes perspectives de développement de ce secteur avec des

taux de croissance de 23 % et 18% en 1985 et 2000 respectivement.

Pour le secteur du transport, la consommation du GPL reste relativement modeste comparativement aux secteurs (6% en moyenne).

III.8. LE GPL EN ALGERIE : [12]

III.8.1 Production nationale du GPL :

L'Algérie pays pétrolier et gazier, possède une industrie de GPL très importante, sa production a suivi une croissance soutenue en raison de l'intérêt suscité chez les pays industrialisés pour cette forme d'énergie idéale pour la protection de l'environnement.

En 1984 l'Algérie importait du butane en période de pointe, depuis cette date et suite, à la mise en service du complexe GP1/Z. La production nationale est largement excédentaire par rapport à la demande d'un marché national.

Durant les dernières années, l'industrie Algérienne du GPL a connu des changements profonds, notamment en matière de production, d'exploitation et dans les activités de transport maritime. Le programme de valorisation des ressources gazières lancé au début des années 90 fait bénéficier aujourd'hui des disponibilités importantes du GPL. Depuis la mise en exploitation du champ gazier de HAOUD EL HAMRA en **1996**, la production du GPL en Algérie connu un développement rapide.

Le niveau de l'offre nationale du GPL est de l'ordre de 5,5 millions de tonnes en **1996**, et plus de 7,3 millions de tonnes en **1998**, et environ 9 millions de tonnes en 2001, un pic de 12,5 millions de tonnes est atteint en 2006. Cette offre provenant de trois sources différentes:

***10%** obtenus à la suite du raffinage du pétrole brut aux raffineries de Skikda, Arzew, Alger.

La production moyenne annuelle de ces raffineries est de l'ordre de **530.000 tonnes** réparties dans le tableau suivant:

Tableau III.2 : *La production annuelle du GPL en Algérie*

	SKIKDA	ARZEW	ALGER
GPL	340.000 tonnes	100.000 tonnes	90.000 tonnes
Butane	83%	74%	93%

→ 11% sont obtenus à l'issue de la liquéfaction du gaz naturel aux complexes de liquéfaction de SONATRACH GL2/Z, GL1/K et réparti comme suit:

GL2/Z: 405.000 tonnes dont 50% en butane.

GL1/K: 170.000 tonnes dont 40% en butane.

→ 79% sont produits à partir des gisements d'hydrocarbures, suite à la séparation du gaz et le traitement du pétrole brut; soit 4,35 millions de tonnes.

L'offre du GPL est localisée essentiellement dans la région Ouest à Arzew avec 87%, 9% dans la région Est (Skikda), 2% au Centre et 2% dans le Sud au niveau des champs de RASSI R'MEL, HAOUD- BERKAOUI et HAOUD EL HAMRA.

III.8.2. La consommation nationale du GPL:

La consommation nationale du GPL a connu un rythme très élevé à partir de **1970**, suite à la mise en place de nouvelles capacités d'enfutage en **1980** par 29 centres portant la capacité de 1,2 millions de tonnes/an, 43 centres à l'avenir seront implantés à travers l'ensemble du territoire national.

La consommation nationale de cette énergie ne représente que 1.5 million/tonnes par an sur une production totale de plus de 9 millions et qui est passée de 148.000 tonnes en 1970 à 720.000 tonnes en 1975 pour atteindre 1,9 millions de tonnes en 2004 et qui devrait passer à 13,5 millions/tonnes à l'horizon de 2015 confortant ainsi la place de l'Algérie comme 6ème producteur mondial et 2ème exporteur de GPL.

III.9. UTILISATION DU GPL : [8]

Les GPL sont utilisés dans plusieurs domaines d'application tel que :

❖ Applications domestiques :

L'application du gaz naturel, et le développement mondial de son emploi conjugué avec celui du gaz manufacturé ont imposé une profonde mutation de l'industrie du gaz.[46]

1. GPL source de chauffage :

Actuellement de nombreux appareils domestiques, de cuisine et de chauffage sont conçus de manière à s'adapter à l'utilisation des GPL, l'amélioration du service rend les aspirations de la clientèle et la recherche du meilleur apport prix / qualité sont les facteurs principaux de l'évolution de ces appareils. [25]

2. GPL dans la climatisation :

Deux principes peuvent être utilisés :

- Pour se vaporiser le GPL absorbe la chaleur de l'environnement et crée du froid.
- Un moteur fonctionnant au GPL peut entraîner un compresseur qui comprime un gaz (GPL), la détente absorbe la chaleur à base de ces deux principes on construit des réfrigérateurs et des climatiseurs.

3. GPL/C (carburant) : [13]

Le GPL/C, en plus de son utilisation domestique, il est utilisé comme carburant dans les véhicules qui représentent les avantages suivants :

- Du fait que la composition chimique simple, GPL/C ne contient ni soufre, ni plomb, ni benzène.
- Du fait de l'homogénéité du mélange air/carburant, et de sa bonne répartition dans les cylindres.

Le GPL en tant qu'énergie permet le fonctionnement parfait d'un moteur, il peut être injecté dans les cylindres sous forme d'un gaz ou d'un liquide.

Les moteurs de GPL sont semblables aux moteurs à essence, et on conçoit des moteurs biénergie « GPL – Essence » où le choix du carburant est fait par les conducteurs de véhicules.[46]

4. Utilisation du GPL pour la production d'électricité :

La croissance de la demande mondiale en électricité dépasse largement celle des autres formes d'énergie finales, elle atteindra 25% en 2011. Le GPL est privilégié dans la production de l'électricité du point de vue technique, car il nous permet d'atteindre des rendements très élevés. [25]

Il est économique, écologique parce qu'il est un combustible propre, et enfin stratégique au point de vue diversification et garantie d'approvisionnement.



Fractionnement du GPL :

Le fractionnement du GPL est très important car il nous permet d'avoir du butane et propane qui sont des produits très utilisés dans l'industrie pétrochimique.



Domaines d'utilisation du

propane :

◇ Principales transformations (voir figure 1) : [16]

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

Les produits de chloration n'ont pas trouvé jusqu'à présent d'application industrielle. Pourtant, il est bien connu que le propane, à coté du méthane et d'éthane sont utilisés dans la fabrication de l'acétylène. [65]

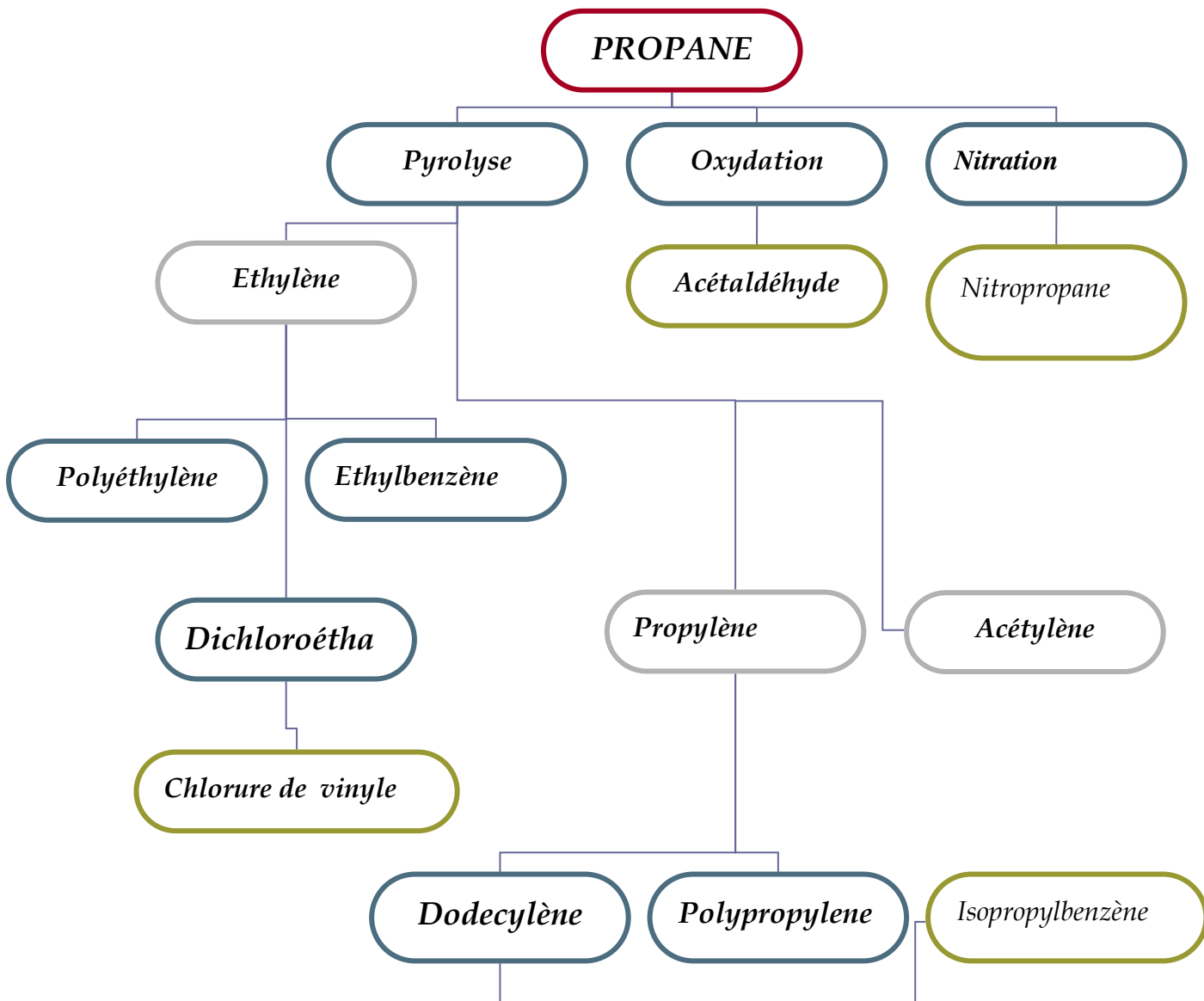


Figure III.1 : principale transformations du propane

◇ Propane dans la réfrigération :

Le propane est utilisé dans des circuits fermés comme agent réfrigérant (boucle de propane).

Il échange ses frigories avec les produits chauds dans des appareils appelés « Chillers », selon le procédé Prichard, il permet d'atteindre en fin de cycle des températures voisines de -23°C .

Domaines d'utilisation des

butanes (figure 2) :

◇ n- butane :

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

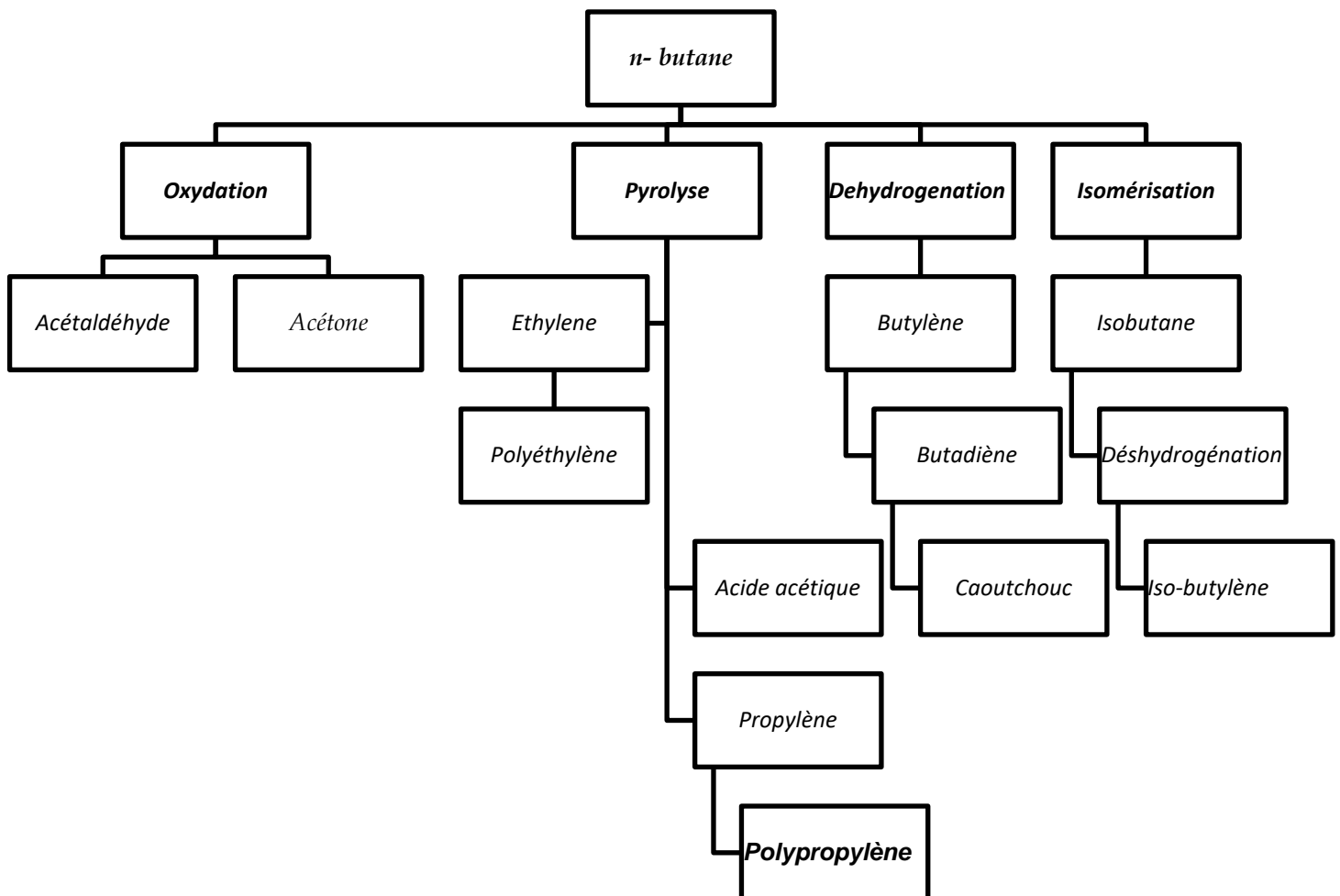


Figure III.2 : principale transformations du butane



Utilisation du condensât :

La particularité de condensât réside dans son utilisation dans deux secteurs industriels, entièrement stratégique : la pétrochimie et le raffinage.



Utilisation du condensât dans la pétrochimie :

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

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

- L'accentuation du déséquilibre entre les demandes d'éthylène et de propylène, avec une croissance moyenne annuelle d'ici 2005 voisine de 4% pour le premier et proche de 5 % pour le second.
- Le fonctionnement des vapocraquages de la charge liquide à la limite de flexibilité du rapport propylène/éthylène
- L'accroissement de la contribution de craquage catalytique à la fourniture de propylène, l'intérêt de ce produit dans la pétrochimie est justifié par les considérations suivantes:
 - Le condensât est riche en hydrocarbures paraffiniques et naphthéniques C₅-C₇ ayant un bon potentiel de production d'oléfine.
 - Une faible quantité en hydrocarbures aromatiques, qui se transforment en poly-aromatique lors du vapocraquage.



Utilisation du condensât dans le raffinage :

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

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

III.10. STOCKAGE ET DISTRIBUTION DU GPL : [22]

Le fait que les gaz de pétrole soient utilisés à l'état gazeux dans les conditions normales de pression et de température, et qu'ils soient obligatoirement stockés et transportés à l'état liquide influence toutes les conditions de manutention.

Les récipients métalliques (de capacité \leq à **100 litres**) contenant les gaz de pétrole sont soumis à des pressions d'épreuve de **30 bars** pour le propane et de **15 bars** pour le butane.

Les stockages se rencontrent tout au long de la chaîne de distribution, depuis la raffinerie jusqu'aux points de distribution et d'utilisation.

Si Les moyens de stockage classiques (sphères, réservoirs cylindriques, horizontaux ou verticaux) sont encore largement utilisés, les sphères le sont plus, elles ont des capacités pouvant aller jusqu'à **3 000 m³** alors que les réservoirs cylindriques horizontaux ont couramment des capacités d'une centaine de mètres cubes. [12]

Tous les modes de transport valables pour les produits pétroliers peuvent être employés pour les gaz liquéfiés : pipelines, navires pétroliers, péniches, camions, wagons citernes, bouteilles.

Les termes de la distribution, c'est à dire les gaz vendus aux consommateurs, se fait soit par des bouteilles de différentes capacités

surtout (**13 Kg**) ou par des réservoirs de plusieurs centaines de kilogrammes, soit fixes (remplis périodiquement par un camion citerne), soit mobiles et laissés en dépôt chez l'utilisateur.

III.11 LES RISQUES DES GPL:

1. La limite inférieure d'inflammabilité du gaz est approximativement à 2% du volume du gaz dans l'air. Une petite portion de gaz dans l'air peut donner un mélange inflammable qui peut être allumé par un élément chaud ou étincèle à une distance d'un point de fuite. [16]

2. Les GPL liquides par évaporation rapide et diminution de température de l'entourage, peuvent causer des brûlures sévères, donc des vêtements de protection doivent être portés (des gants, des lunettes).

IV.1 INTRODUCTION

Les procédés de traitement, basés sur les transferts de matière sont très importants pour la séparation des produits composés [85] tels que le pétrole et le gaz. Ainsi par rectification on obtient à partir du pétrole brut une gamme très variée de produits légers et de mazout. Par ce procédé également on fractionne les produits issus de diverses opérations en obtenant à partir de mélanges des sous produits (gaz liquéfiés : butane, propane... etc.).

IV.2 DEFINITION :

La distillation c'est un procédé de séparation consistant à chauffer un liquide jusqu'à ce que ses constituants les plus volatils — ceux qui ont le point d'ébullition le plus bas — passent en phase vapeur, cette dernière étant ensuite condensée pour récupérer les constituants devenus liquide. [54] [27]

IV.3 LA RECTIFICATION :

La rectification est une des méthodes de séparation les plus importante [49]. Cette opération permet la séparation d'un ou plusieurs constituants d'un mélange homogène liquide, en mettant à profit la différence de volatilité des constituants. [49][50][75]

La rectification est une technique qui utilise une distillation répétée dans une colonne de manière à provoquer des échanges entre les phases vapeurs montant et liquide refluant dans la colonne [54], autrement dit qualitative. La séparation et les conditions nécessaires à sa réalisation dépendent du système liquide-vapeur [26] et par conséquent de l'équilibre liquide vapeur du mélange distillé. [35]

Parmi les innombrables applications de la distillation, il faut souligner que cette opération est l'unité de base d'une industrie.

IV.4. GENERALITES SUR LA THEORIE DE LA RECTIFICATION :

On distingue trois types de rectification, selon la nature de la charge :

IV.4.1. Cas d'un mélange binaire :

Dans ce type de rectification la charge à rectifier n'est autre qu'un mélange de deux constituants. L'industrie offre rarement l'occasion de séparer un véritable mélange binaire.

Cependant l'étude de cette séparation est particulièrement intéressante, car la simplicité des équations mises en jeu permet une analyse précise de ses opérations et de généraliser les lois obtenues à la rectification des mélanges complexes. [66]

IV.4.2. Cas d'un mélange ternaire :

L'étude des mélanges ternaires idéaux apporte la transition idéale entre la théorie de la rectification des mélanges binaires et des mélanges complexes [17]. En effet elle permet de savoir si l'on a le droit d'extrapoler de la distillation des binaires ou quelle modification qu'il y' a lieux d'apporter.[66]

IV.4.3. Cas d'un mélange complexe :

On appelle « mélange complexe », un mélange contenant un nombre fini de constituant, ce nombre ne dépassant pas la vingtaine. De tels mélanges sont fréquents dans l'industrie du pétrole. La théorie de la rectification des mélanges complexes est basée sur les mêmes relations fondamentales (équation d'équilibre des phases, équations du bilan de matière et du bilan thermique) appliquées pour la rectification des mélanges binaires.[66]

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

- **Fractionnement de première classe :**

Tous les constituants de la charge à séparer figurent à la fois dans le distillat et dans le résidu.

- **Fractionnement de deuxième classe :**

Une partie des constituants à séparer est intégralement représentée soit dans le distillat soit dans le résidu. C'est ainsi que leurs concentrations dans un produit obtenu sont égales à zéro, en revanche il y a les constituants intermédiaires qui sont repartis dans le distillat et dans le résidu en suivant leurs volatilités.

Dans l'industrie le fractionnement de deuxième classe est le plus couramment employé, généralement le mélange complexe à fractionner est constitué d'hydrocarbures légers allant du méthane à l'heptane ou des gaz naturels contenant des légers (90%), ainsi que les hydrocarbures plus lourds et liquéfiables.

Evidemment, dans ce cas, les constituants légers de la charge sont concentrés dans le distillat, alors que les constituants lourds sont représentés dans le résidu. Par contre, il y a les constituants intermédiaires qui sont répartis dans le distillat et dans le résidu en fonction de leur volatilité.

Lors du calcul de la rectification des mélanges complexes, on fixe habituellement la concentration désirée d'un constituant dans le distillat et du deuxième dans le résidu (constituant – clés). [80]

Souvent les constituants – clés sont choisis : l'un des constituants les plus volatils dans le résidu (constituant –clés volatil) et l'un des constituants les moins volatils dans le distillat (constituant –clés lourd) [75]. Les constituants – clés, dans ce cas, sont déterminées comme les constituants limités entre lesquels s'effectue une séparation spécifiée. [35]

Lors de la rectification des mélanges complexes, le problème consiste généralement à déterminer la quantité et la composition des produits obtenus, le taux de reflux et le nombre de plateaux nécessaires dans les zones de la colonne. [56]

IV.5. L'EQUILIBRE LIQUIDE – VAPEUR : [53]

La distillation est une technique de séparation basée sur la différence de volatilité [69] entre les constituants d'un mélange liquide, pour comprendre bien cette technique, il faut bien connaître les équilibres liquide -vapeur. [56]

*** Loi de Dalton et de Raoul : [76]**

Les lois de Dalton et Raoul ont constitué le premier support théorique à la détermination des coefficients de partage [79]. En effet la loi de Dalton exprime que la pression totale d'un mélange gazeux supposé parfait est la somme des pressions partielles de ses constituants. [78]

$$\sum Y_i = 1 , Y_i = \frac{P_i}{P}$$

$$P = \sum_1^n P_i$$

D'après la loi de Raoult la pression partielle d'un constituant i dans une solution liquide supposée idéale est égale au : [35]

$$p_i = p_i^* \times X_i \dots\dots\dots(1)$$

Pour qu'un mélange de liquide et de vapeur soit en équilibre, il faut que la pression partielle qu'exerce chaque constituant du mélange soit la même dans les deux phases. [35]

On peut dans ces conditions égaliser les pressions partielles données par les lois de Dalton et de Raoult [79] :

$$p \times Y_i = p_i^* \times X_i \dots\dots\dots(2)$$

En faisant apparaître le coefficient d'équilibre nous aurons :

$$K_i = \frac{Y_i}{X_i} = \frac{P_i^*}{p} \dots\dots\dots (3)$$

Dans le cas de mélange réel la relation (3) devient comme suit :

$$P_i = E_i \cdot X_i \quad \dots\dots\dots (4)$$

Où :

E_i : coefficient d'HENRY.

À l'équilibre, les pressions partielles d'un même constituant dans les deux phases liquides et vapeur sont égaux : [35][53]

$$P_i^L = P_i^V \quad \dots\dots\dots (5)$$

Donc :

$$Y_i' = \left(\frac{P_i}{P_T} \right) \cdot X_i' \quad \dots\dots\dots (6)$$

C'est l'équation d'équilibre

Avec :

$$K_i = \left(\frac{P_i}{P_T} \right) \quad \dots\dots\dots (7)$$

Pour un mélange de deux constituant A et B :

$$\alpha = \left(\frac{Y_A'/X_A'}{Y_B'/X_B'} \right) = \left(\frac{K_A}{K_B} \right) \dots\dots\dots (8)$$

Avec :

α : Coefficient de volatilité relative qui caractérise la capacité de **A** de passer en phase vapeur par rapport à **B** .

IV.6. CHOIX DE LA PRESSION DANS UNE COLONNE DE RECTIFICATION :

Quelle que soit la complexité du mélange à distiller, le choix de la pression est avant tout un problème économique. Le choix de la pression dans la colonne dépend essentiellement de la composition et de la nature physique et chimique des mélanges à séparer [19]. On sait déjà qu'à faible pression, la sélectivité sera meilleure ($\alpha > 1$), et que l'on évitera l'altération thermique des produits. Mais, en contrepartie, il faut condenser à basse température les vapeurs de tête pour obtenir le reflux liquide à sa température de bulle. C'est donc le choix du fluide réfrigérant qui va imposer la pression dans la colonne. En général, on utilise une source froide a bon marché et abondante, eau douce ou eau de mer, qui permet d'obtenir un condensat à 30°C environ. La pression dans la colonne sera alors au moins égale à la pression de bulle du distillat à cette température. Cette solution est techniquement impraticable lorsque le distillat est constitué d'éléments très volatils : 200C alors que dans l'industrie

chimique, on utilisera une circulation de saumure refroidie par détente d'ammoniac ou de tout autre fluide frigorigène. [22]

On peut noter que l'utilisation du cycle frigorifique augmente l'amortissement et les frais opératoires, c'est pourquoi on préfère travailler sous H.P (si la température critique du distillat dépasse la température de l'eau ou l'air).

IV.7. LES MOYENS DE REFLUX :

Pour assurer la fonction de la colonne, on doit enlever au sommet de l'appareil une certaine quantité de chaleur et ajouter une quantité de chaleur au fond déterminé par le bilan thermique c'est -a- dire la phase vapeur qui quitte le sommet se condense partiellement ou totalement et une partie de liquide obtenue est utilisé comme reflux liquide. Au fond de la colonne le liquide s'évaporise partiellement et la vapeur obtenue est utilisée comme reflux vapeur (rebouillage). [21]

Dans l'industrie on emploie trois modes de reflux liquide :

. *i) Reflux liquide chaud :*

On applique cette méthode si l'on veut obtenir le distillat en état vapeur et si la dimension du condenseur partiel n'est pas importante. [21]

Le condenseur partiel appelé également déflegmateur est un échangeur de chaleur disposé verticalement ou horizontalement au sommet de la colonne. $T_1 > T_D$.

Se présente généralement sous forme d'un échangeur cylindrique et placé au sommet de la colonne. la vapeur de tête s'y condense, une partie de la vapeur condensée reflue sur le plateau supérieur tandis que le rectificat est soutiré.

ii) Reflux liquide froid :

On utilise beaucoup cette technique dans la raffinerie du pétrole [34], on substitue le condenseur partiel par un plateau théorique Zéro.

Dans ce cas la vapeur qui quitte le sommet de l'appareil se condense totalement, une partie du condensat obtenue est utilisée comme le reflux froid et le distillat est soutiré du système, en état liquide. Le distillat et reflux froid ont la même composition et enthalpie. [11]

Elle consiste à enlever une certaine quantité de chaleur au sommet de la colonne en introduisant un liquide refroidi prélevé sur la vapeur de tête condensée. sur le plateau de rectification supérieur ce liquide se vaporise complètement .

La vapeur émise par le plateau immédiatement au dessous se condense partiellement sur le plateau supérieur au contact du reflux, la température de cette vapeur baisse, son condensat rejoint le reflux qui coule alors sur le plateau immédiatement au dessous. [21]

Le rectifiât vaporisé se mélange avec le liquide de refroidissement vaporisé et passe dans le condenseur, ici la vapeur se refroidit .une partie du condensat est alors soutirée tandis que le reste est recyclé.

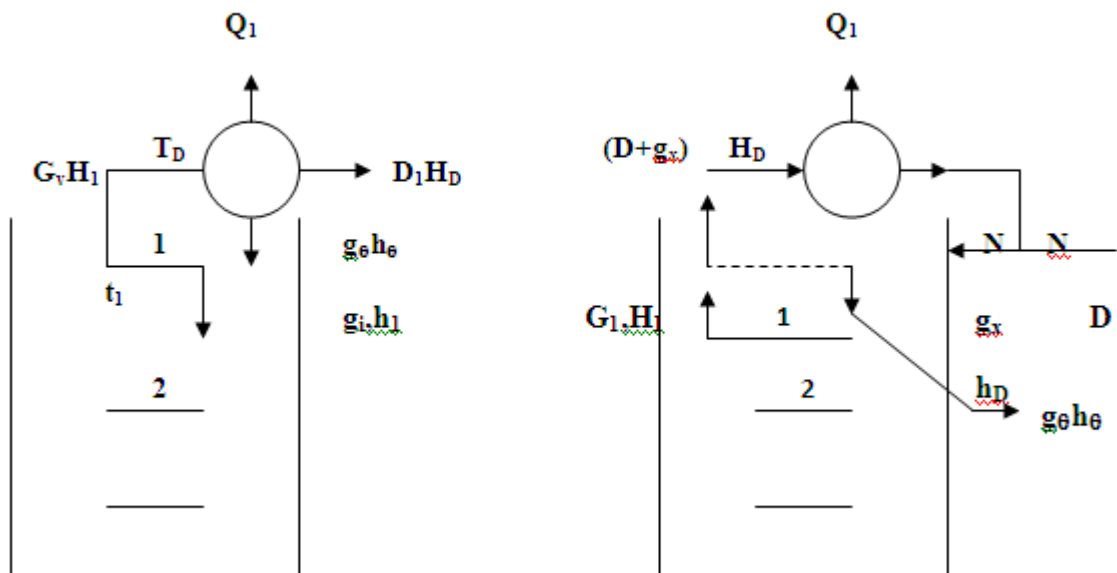
Le liquide recyclé est refroidi dans un échangeur, par un liquide de refroidissement.

iii) Reflux liquide circulant : [11]

L'amélioration des niveaux de température auxquels sont réalisés les soutirages de chaleur, conduit à installer des reflux circulants intermédiaires entre certains soutirages de produits. Ces reflux permettent aussi une meilleure répartition des flux vapeur au sein de la colonne. [19]

En choisissant le type de reflux liquide, il faut faire également les calculs économiques, on prendra en considération la consommation d'énergie, dimension de condenseur ou réfrigérant, prix des appareils, etc.

Le reflux circulant est employé principalement pour les colonnes complexes destinées au fractionnement du pétrole et des produits pétroliers.



Reflux chaud

reflux froid

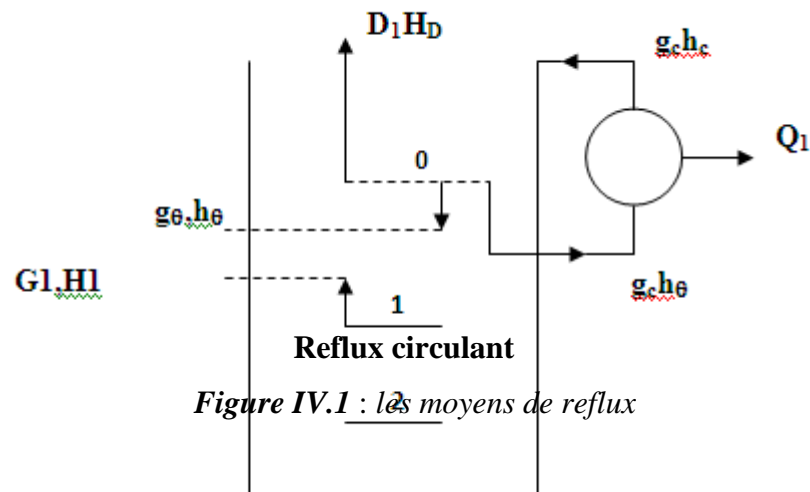


Figure IV.1 : les moyens de reflux

IV.8. ASPECTS INDUSTRIELS DU PROCÉDE DE RECTIFICATION :

IV.8.1. description d'une installation d'unité de distillation fractionnée :

Généralement chaque installation de distillation contient les éléments suivants :

1. Colonne de fractionnement (colonne de distillation) :

Le colonne de distillation ou rectification est une tour cylindrique verticale permet la séparation du liquide et de vapeur en contact par un échange de matière et de chaleur afin d'en faciliter l'écoulement global à contre-courant. [64]

2. Le rebouilleur :

C'est un échangeur de chaleur, dont le rôle est d'assurer le reflux vapeur du fond de la colonne.[64]

3. Le condenseur :

C'est également échangeur de chaleur dans lequel la vapeur sortante en tête de colonne peut-être refroidie pour être enfin condensée. [64]

4. Ballon de reflux :

C'est un ballon situé au-dessous du condenseur pour accumuler les produits de tête condensée et surtout pour contenir le liquide de reflux

5. Appareillage annexes :

Pour s'assurer de la gestion économique de la colonne ainsi que de son bon fonctionnement, certains sont à adjoindre, à savoir.

i) Echangeurs thermiques :

Ils sont utilisés pour récupérer la chaleur, par exemple, un échangeur préchauffé la charge d'alimentation par le liquide chaud sortant du bas de la colonne afin de valoriser les rejets thermiques.

ii) Les pompes :

Elles sont indispensables pour assurer la circulation des liquides au sein de l'installation et pour compenser les pertes de charge dans les différents éléments.

iii) Des appareils de mesure et de régulation :

Pour éviter la perturbation des conditions de fonctionnement, certains appareils de contrôle sont à installer ces derniers permettent de suivre en temps réel l'évolution des différents paramètres opératoires (température pressions) par conséquent, ils faciliteront l'intervention si l'incident qui survient risque d'altérer le bon fonctionnement. [64]

IV.8.2. les colonnes de distillation : [44]

Tous les procédés technologiques dans l'industrie moderne qui a pour but la séparation, le fractionnement, la distillation, la décomposition d'un composé en ses produits, purification l'absorption, l'adsorption, le séchage ..., Utilisent des équipements spécifiques. Le traitement se passe dans un récipient bien choisi (colonnes, ballons, réacteur....) dont les principes physiques, chimiques, ou physico-chimiques.

IV.8.2.1. Principe de fonctionnement d'une colonne de rectification :

[35]

La colonne de rectification est un appareillage cylindrique, vertical, constitué de plateaux ou de garnissage. Pour assurer le contact intime entre les deux phases sur chaque plateau, il y a barbotage de la vapeur dans la couche liquide afin de permettre le bon transfert de matière et d'énergie entre les deux phases et atteindre l'état d'équilibre.

Sur le long de la colonne les vapeurs s'enrichissent d'un plateau à un autre, de bas en haut en élément le plus volatil et le liquide s'enrichi en élément le moins volatil de haut en bas. Pour avoir en tête de la colonne un distillat D, de composition Y_D et en bas ; un résidu R de composition X_R .

L'alimentation est introduite dans la zone d'alimentation dite zone de flash, à l'état vapeur, liquide ou biphasique (selon la température de la charge).

La partie située au dessus de la zone de flash est appelée zone de rectification, caractérisée par un condenseur qui sert à condenser partiellement ou totalement la vapeur sortante de la tête de colonne. Une partie de ce mélange est envoyée en tant que reflux froid vers la partie supérieure de la colonne pour garder le gradient de température et corriger la composition des produits de tête.

L'autre partie est extraite comme distillat à l'état liquide (lorsqu'il s'agit d'une condensation totale).

La partie située au dessous de la zone de flash est appelée zone d'épuisement, caractérisée par la présence d'un rebouilleur, qui sert à apporter une certaine quantité de chaleur au liquide soutiré du dernier plateau afin de récupérer les constituants légers entraînés par les lourds. [11]



Figure IV.2 : fonctionnement d'une colonne

IV.8.2.2. Classification des colonnes de distillation

Elles peuvent être classifiées :

- 1) D'après les dispositifs intérieurs assurant le contact liquide-vapeur
- 2) D'après la pression de service
- 3) D'après la destination

D'après le dispositif intérieur on distingue deux types de colonnes :

- A plateaux
- A garnissage

La réalisation du contact liquide-vapeur à contre courant dans la colonne de rectification s'effectue soit en continu sur les garnissages, soit en discontinu sur les plateaux.

D'après la pression de service on distingue les colonnes atmosphériques et sous vide, les colonnes fonctionnant sous pression.

D'après la destination des colonnes on distingue :

Les colonnes de fractionnement du pétrole et des produits pétroliers, de fractionnement de gaz, colonnes des installations de cracking catalytique ou thermique, colonne de stabilisation etc. [4]

IV.8.2.2.1 Les colonnes à plateaux:

La colonne est une capacité cylindrique verticale de hauteur et de diamètre variable, formé d'une virole et deux fonds soudés. Elle est à l'intérieur équipée de compartiments ou étages .On distingue dans une colonne trois zones : [50]

1. zone de rectification (distillation, fractionnement.....)
2. zone d'alimentation (expansion, flash)
3. zone d'épuisement (résiduelle, fond)

On a pratiquement deux catégories de colonne :

Colonne a deux produits : ou l'alimentation est fractionnée en deux produits (tête, fond).

Colonne a soutirage multiple : elle comporte en plus des soutirages latéraux.

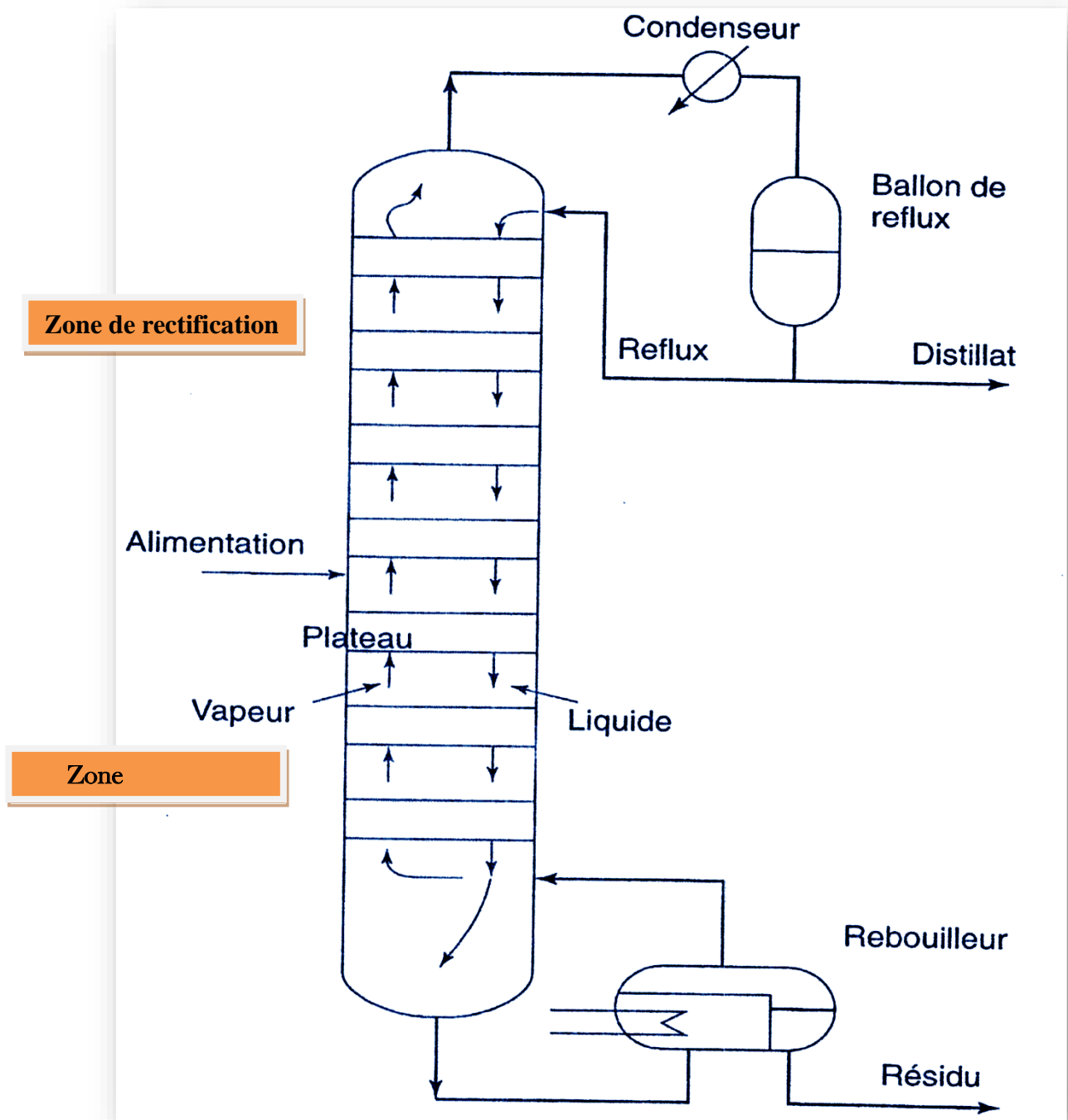


Figure IV.3 : Colonne de rectification

IV.8.2.2.2. Colonnes à pulvérisation :

Est un tube vertical avec admission et sortie du liquide. La colonne est partiellement remplie d'un liquide (phase continue) que l'autre liquide traverse sous forme de gouttes (phase dispersée). [18]

Après contact physiques deux phases et par effet extractif, où aura apparition d'une interface séparant deux phases (de densité différente) phase lourde vers le fond et phase légère vers le sommet de la colonne.

IV.8.2.2.3 Colonne à Chicane :

Ce sont des colonnes verticales garnies d'écrans disposés en Chicane et qui ont pour but d'augmenter la turbulence des liquides.

De formes et de positions différentes, le contact des phases se fait à travers toute la surface de la chicane. [18]

IV.8.2.2.4 Colonne à disques rotatifs :

C'est une colonne divisée en plusieurs compartiments par des anneaux fixés.

Au centre de chaque compartiment se trouve un disque monté sur un arbre, tournant en position coaxiale dans la colonne.

La rotation de ces disques augmente la surface de contact des produits à traiter, en dispersant une phase dans l'autre, la dimension des gouttes dépend de la vitesse de rotation ainsi que de la tension superficielle du fluide.

IV.8.2.2.5 Colonne à garnissages :

Les garnissages représentent en effet une technologie alternative pour effectuer des transferts de matière et de chaleur entre une phase liquide et une phase vapeur circulant à contre courant. [20]

La colonne réalise un contre courant à contact continu, les phases sont en contact dans toute la colonne, pour être séparées seulement avant de quitter l'appareil. [29]

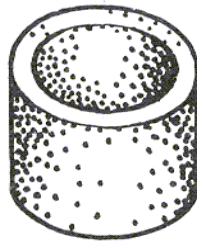
L'échange des constituants entre les phases se fait d'autant mieux qu'on a une grande surface de contact et une bonne turbulence : c'est pour cette raison qu'on emplit la colonne d'éléments solides (le garnissage, encore appelé remplissage) aux formes et aux dimensions judicieusement choisis. [18]

Par rapport aux colonnes à plateaux, les colonnes à garnissages présentent un certain nombre d'avantage et d'inconvénients. [18] [20]

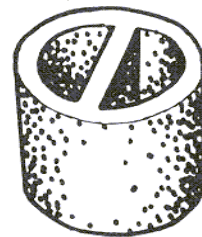
Type de garnissage :

Les types de garnissage proposés par les fabricants ont fortement évolué et actuellement on en trouve une grande variété. [20]

- Anneaux de RASHIG : petit manchon cylindrique de hauteur égale au diamètre, en céramique, en acier ou en porcelaine. [18]
- Anneaux LESSING : manchon cylindrique avec cloison interne, en céramique. [56]
- Selles de BERL ou INTALOX : de la forme d'une selle de cheval, en céramique. [17]
- Anneaux PALL : en acier inoxydable.



a. Anneau Raschig.



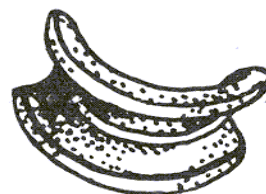
b. Anneau Lessing.



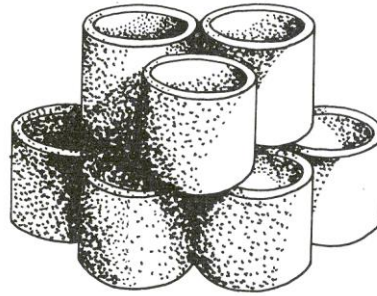
c. Anneau Pall.



d. Selle de Berl.



e. Selle Intalox.



f. **Anneaux raschig empilés en couches successives ordonnées**

Figure IV.4 : types de garnissage [29]

IV.8.3 Les plateaux :

Le plateau est l'élément actif de la colonne, et sur lequel sont disposés les éléments de barbotage, les barrages et les trop-pleins, a pour rôle la mise en contact de deux phases en mouvement, de manière à les rapprocher le plus près possible de l'état d'équilibre. [64]

IV.8.3.1 Fonctionnement des plateaux :

La distillation d'un produit dans une colonne à plateaux sans éviter de faire plusieurs flash pour faire sortir un produit suivant les spécification demandées.

Donc dans une colonne, chaque plateau est assimilé à une petite colonne de flash travaillant à une température donnée.

Le liquide s'accumule dans le plateau, l'excès déborde à travers les déversoirs et descend sur le plateau inférieur, selon un chemin bien tracé (tube de transfert ou autre...).

Les vapeurs montantes traversent les orifices du plateau et ensuite par barbotage dans le liquide sortent refroidies dont une partie sera condensée, tout en réchauffant le liquide.

Donc on aura transfert de matière et de chaleur entre les deux phases. C'est ce transfert qui exige plusieurs plateaux afin de compléter l'équilibre des phases d'un plateau à l'autre.

Les volatilités de cette coupe et pour des spécifications bien définies.

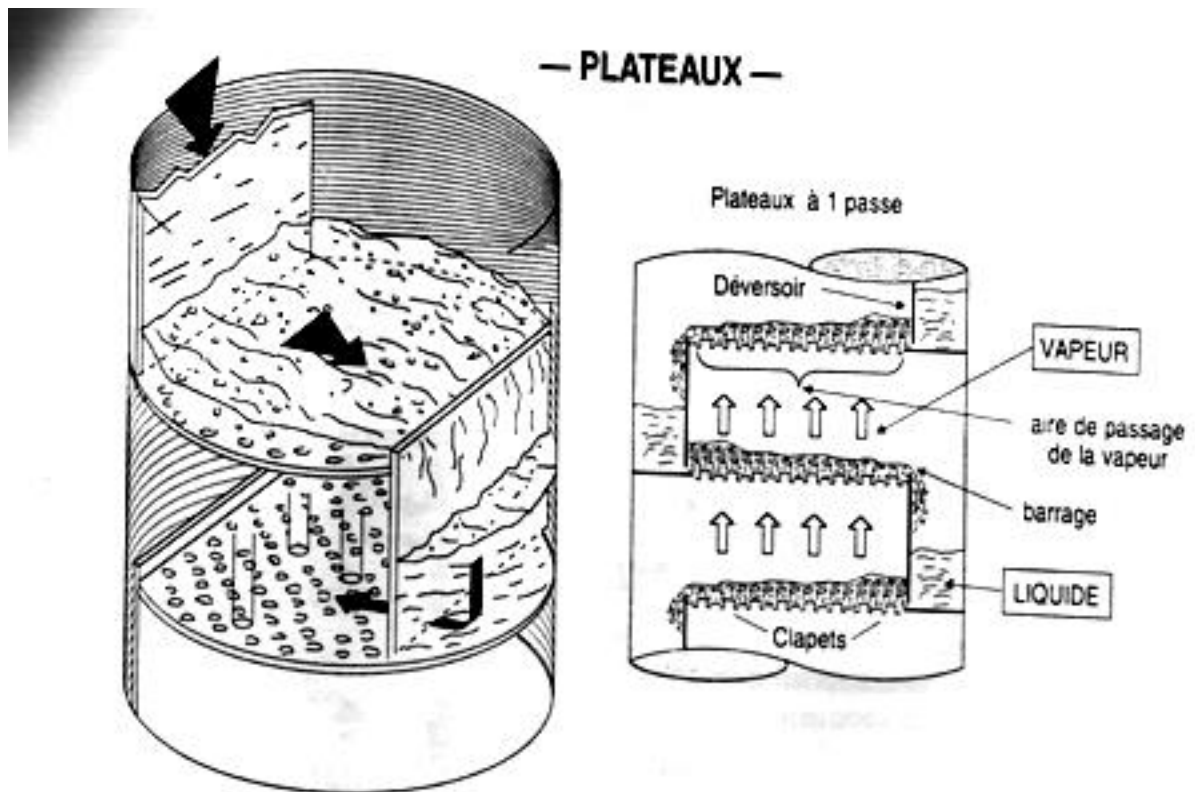


Figure IV.5 : Fonctionnement d'un plateau

IV.8.3.2 Les type de plateaux :

Selon :

i) L'écoulement des phases :

Les plateaux peuvent se ranger en deux grandes catégories :

↳ Plateau à courant croisé :

La phase gazeuse ascendante traverse une couche de liquide qui se déplaçant horizontalement avant de déboucher par le trop-plein sur le plateau inférieur. [64]

↳ Plateau à contre courant :

Dans ce type de plateau, constitué exclusivement par des trous ou des fentes et où le liquide et la vapeur s'écoulent par ces orifices. [64]

Les avantages de ce type de plateau, résident dans leur simplicité, leur résistance à l'encrassement et leur faible coût. Par contre ils ont un manque de souplesse comme inconvénient.

ii) **La nature** :

↳ **Plateaux à calottes :**

C'est le modèle le plus ancien il se rencontre encore dans les industries pétrolières ou chimiques. [19][20]

Il est constitué d'une plaque perforée, 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. [56] Une centaine de formes différentes de calottes ont été imaginées et conduisent à des efficacités de contact plus ou moins bonnes. [64] Les calottes peuvent être disposées en carré ou en triangle. [19]

Une certaine quantité de liquide est maintenue sur le plateau grâce à un déversoir qui assure l'écoulement du liquide vers le plateau inférieur. La qualité prédominante d'un plateau à calottes est sa faculté d'adaptation à une très large gamme de débits liquide et vapeur. Son utilisation est toutefois restreinte en raison de son coût élevé et des fortes pertes de charge qu'il crée dans la colonne. [20]

↳ **Plateaux perforés à déversoirs :**

Les plateaux perforés ont un prix de revient faible et une simplicité de construction et de fonctionnement [29], ils n'ont pas obtenu beaucoup de succès, car les performances ne demeurant acceptables que pour des variations de débit très faible autour de la valeur optimale pour laquelle ils ont été calculés. La valeur traverse verticalement la couche de liquide. [19]

↳ **Les plateaux à clapets:**

C'est un plateau dont les orifices sont équipés de clapets. [19]

La hauteur de soulèvement de ces derniers est fonction du débit de vapeur. Les vapeurs s'échappent horizontalement dans le liquide. [29]

Les plateaux à clapets se sont progressivement substitués aux plateaux à calottes car leur performances sont légèrement supérieures pour un prix de revient plus faible. [19][20]

Il existe une grande variété de forme de clapets : ronds, triangulaires allongés. Certains modèles offrent la possibilité de tarer le clapet en fonction du débit de vapeur. [20]

↳ **Plateaux uniflux** :

C'est une variante du plateau à calottes. Le plateau est décomposé en bandes ayant une section en S et l'échappement de la vapeur aux échancrures s'effectue vers le déversoir aval, ce qui favorise l'écoulement du liquide sur le plateau. [29]

Par contre la dispersion de la vapeur dans le liquide est moins homogène c.à.d. que le contact liquide –vapeur est moins bon que pour les types de plateaux considérés précédemment. [19]

↳ **Plateaux à jets directionnels (jet tray) :**

Dans le plateau sont découpées des languettes leur inclinaison est dans le sens de l'écoulement du liquide .sur le plateau, l'échappement orienté de la vapeur sous les languettes facilite l'écoulement du liquide, et permet de diminuer le gradient liquide sur le plateau. La perte de charge est moins importante et le prix de revient faible, la construction est très simple. [56]

Mais il faut avoir une pression bien déterminée pour empêcher le passage de liquide par les languettes.

Ces derniers sont mobiles est articulés au plateau par une charnière, ce qui apparent au modèle a soupapes.

↳ **Plateaux perforés sans déversoirs :**

Ils sont du type perforé, donc de construction peut onéreuse. Liquide et vapeur circulent à contre courant par les mêmes orifices, [19][20]de sorte que l'ensemble peut être traité comme une colonne a garnissage .Le niveau liquide sur le plateaux correspond a la balance dynamique des écoulement liquide et vapeur à travers les orifices . Ces plateaux ont une bonne efficacité et un prix de revient peut élevé, ils présentent les mêmes inconvénients que les plateaux perforés. [19]

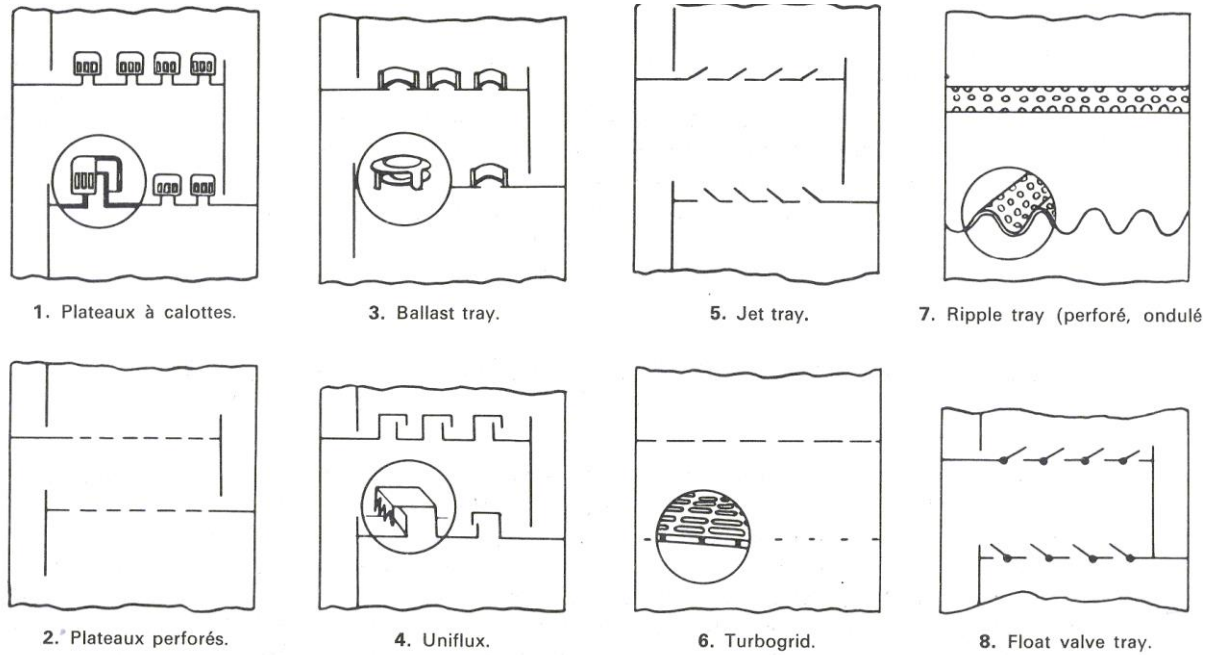


Figure IV.6 : Types de plateaux [17]

IV.9. TYPES DE RECTIFICATION :

IV.9.1. Rectification en continu :

La plupart des colonnes de distillation utilisées dans l'industrie du pétrole et dans les industries chimiques et pétrochimiques fonctionnent en continu [17] [54], et en régime permanent.

Elles sont alimentées en permanence par une charge dont la composition, le débit et la température sont constants; elles produisent en tête un distillat et au fond un

résidu dont la composition, le débit et la température sont également constants. Cette propriété est valable en tout point de l'appareillage. Seule la pression varie légèrement entre le sommet et le fond, par suite des pertes de charge dans les étages de contact ; [27]

Un mélange alimente la colonne à un niveau de la colonne que l'on choisit [17] [83]. On soutire un résidu en pied de colonne dont la composition doit être de préférence la plus proche possible du produit le moins volatil. On récupère en tête de colonne, après condensation, un condensat dont une partie constitue le distillat et l'autre le reflux.

L'élimination du distillat et du résidu s'effectuent en continu et l'ensemble des paramètres reste constant. Le tronçon de colonne au-dessus du niveau d'alimentation est le tronçon de concentration (la vapeur s'enrichit en constituant le plus volatil) et le tronçon en dessous du niveau d'alimentation est le tronçon d'épuisement (le liquide s'appauvrit en constituant le plus volatil en distillation continue où une colonne continue permet au mieux d'obtenir un seul produit pur pour un mélange multiconstituants .

IV.9.2. Rectification en discontinue :

La rectification discontinue est souvent employée en chimie fine lorsque les quantités à traiter sont insuffisantes pour justifier un procédé continu. [19][49]

Ce type de rectification, réservée à la production de produits coûteux et de faible tonnage annuel ou encore applique aussi dans certaines circonstances où l'on cherche à enlever quelques impuretés dans un produit. [19]

Cette opération se différencie essentiellement de la rectification en continu par la variation régulière des paramètres locaux au cours du temps concentrations [70], températures et quelquefois débits. Cette évolution des caractéristiques est un énorme désavantage pour le contrôle automatique du fonctionnement. D'autre part, la faible

capacité des unités et le régime discontinu qui se traduit par une irrégularité de la production. ne plaide pas davantage la cause de ce procédé.

Par contre, l'enregistrement des variations des paramètres en fonction du temps ou de la production, se traduit par des courbes qui seront utiles à l'opérateur d'unité continue pour contrôler la qualité de sa production.

La rectification en discontinu est réalisée par un bouilleur chargé du produit à distiller et surmonté d'une colonne de rectification à n étages théoriques, comportant au sommet le dispositif classique de reflux et de soutirage de distillat. . Cette section de rectification est rigoureusement identique à celle de l'appareillage continu.

IV.9.3. rectification extractive et azéotropique : [19]

Lorsque les volatilités relatives des constituants clés d'une séparation par distillation deviennent faibles, l'opération devient extrêmement onéreuse, tant en investissement qu'en coût opératoire. Il devient tentant de modifier les propriétés physico-chimiques du mélange à traiter en rajoutant un solvant ayant une affinité chimique particulière vis-à-vis de l'un des constituants, de façon à augmenter artificiellement les volatilités, ce qui peut dans certains cas conduire à une inversion des propriétés de volatilité. C'est le principe de la distillation extractive ou de la distillation azéotropique. Les modifications des équilibres liquide-vapeur peuvent être obtenues en agissant, soit sur les coefficients d'activité en phase liquide, soit sur les fugacités en phase vapeur. [19]

. La distillation azéotropique s'intéresse aux méthodes utiles pour séparer des mélanges dans lesquels il existe au moins un azéotrope. [21][34]

IV.9.4. Rectification extractive :

La distillation extractive est généralement appliquée dans l'industrie [53], et devient une méthode de séparation de plus en plus importante dans la technologie pétrochimique.

La distillation extractive de plus en plus est généralement appliquée dans l'industrie, et devient une méthode de séparation importante en génie chimique. [19]

La rectification extractive est un procédé de distillation qui permet de séparer, dans certains cas, les constituants d'un mélange ayant des points d'ébullition voisins ou formant un azéotrope. [70][79]

Le moyen mis en œuvre est l'introduction dans le système d'un tiers corps, l'entraîneur, qui modifie les volatilités relatives des constituants. L'entraîneur est un sel ou un solvant [53] qui a toujours un point d'ébullition élevé et entraîne avec lui un ou plusieurs des constituants du mélange.

Au delà, tous les concepts de base de la distillation, toutes les méthodes de calcul des colonnes à distiller s'appliquent et permettent le dimensionnement et l'optimisation des installations. Reste à connaître les meilleurs moyens pour injecter le solvant dans la colonne [81]. S'il est possible de l'injecter dans la charge, il est le plus souvent préférable de le faire dans la zone de rectification, si le corps «extrait» se retrouve dans le résidu, de manière à rabattre les produits qui auraient tendance à aller vers le distillat, et dans la zone d'épuisement, si le corps «extrait» se retrouve dans le distillat. [54]

Lorsque les solvants modifient les coefficients d'activité en phase liquide, on peut les comparer à l'aide du coefficient d'activité à dilution infinie, qui définit le pouvoir extractant, alors que le rapport de ces paramètres pour différents constituants donne la sélectivité. [19]

Le choix de tierce corps est guidé par cinq impératifs : [23][35]

- même en faible quantité, il doit modifier suffisamment l'équilibre (A, B) pour assurer une bonne séparation ;
- il doit être très soluble dans les corps A et B à l'état liquide ;

- il doit être très peu volatil ; [83] [35]
- il doit pouvoir être séparé facilement du mélange A, B et ne pas former d'azéotrope avec eux ;
- peu coûteux, stable chimiquement, ni toxique, ni corrosif, ininflammable. [83]

La dénomination de distillation extractive est réservée au procédé où le tiers corps ajouté dans le système binaire pour augmenter la volatilité relative des constituants préférablement ne forme ni azéotrope ni deux phases liquides avec les constituants du mélange initial. [17]

Le procédé fonctionne grâce à deux colonnes en série: la première réalise réellement la séparation, la seconde permet de régénérer le solvant. [81]

IV.9.5. Rectification azéotropique :

Le procédé est continu ou discontinu [81], qui permet de séparer les constituants d'un mélange formant un azéotrope ou présentant une volatilité relative voisine de l'unité [53]. [63]

Le moyen mis en œuvre est l'introduction dans le système d'un tiers corps [54], appelé entraîneur ou solvant, qui forme un azéotrope avec un ou plusieurs des constituants du mélange initial [63]. Cet azéotrope est soutiré en pied ou en tête de colonne, le plus souvent en tête. Il reste à séparer l'entraîneur des constituants avec lesquels il a formé un azéotrope [81]. Cette séparation se fait par une décantation suivie ou non d'une distillation ou par une extraction liquide-liquide suivie d'une distillation. [63][19]

Les critères de choix sont les suivants: [83]

- formation d'un homoazéotrope avec un des constituants du binaire ou d'un hétéroazéotrope avec un (hétéroazéotrope binaire) ou deux (hétéroazéotrope, ternaire) .
- régénération facile: pour un homoazéotrope séparation ultérieure par extraction liquide-liquide avec l'aide d'un solvant et pour un hétéroazéotrope séparation

dans un décanteur des deux couches formées et rectification d'une des deux couches dans une autre colonne. peu

- coûteux, stable chimiquement, ni toxique, ni corrosif, ininflammable [81]

La colonne de distillation azéotrope est tout à fait semblable aux autres colonnes de distillation ; elle comporte en plus une alimentation en solvant recyclé. [54]

IV.9.6. rectification réactive :

La distillation réactive signifie l'intégration des fonctions de distillation et de réaction dans le même appareil. Les buts principaux de la distillation réactive sont l'amélioration du taux de conversion, l'accroissement de la sélectivité et de la productivité d'une réaction [43].

Il s'agit d'une opération unitaire dans laquelle une réaction chimique et une séparation par distillation sont réalisées simultanément dans une colonne de rectification. La réaction a lieu le plus souvent en phase liquide. [87]

Elle est indiquée entre autre dans les cas suivants :

- réaction en phase liquide que l'on veut rendre quantitative, par exemple en soutirant l'un des produits facilement vaporisable ;
- alternative à une rectification azéotrope : les effets combinés de vaporisation-condensation d'une part et de la réaction chimique d'autre part permettent dans certains cas de s'affranchir de l'azéotrope ;
- transformation de corps en composés de volatilité relative beaucoup plus élevée.

Si la réaction chimique est rapide, on peut supposer qu'elle est quantitative ou à l'équilibre et considérer alors des équations supplémentaires dans la phase liquide : équations de bilan matière et équation d'équilibre si la réaction est équilibrée. Le

calcul de la séparation liquide-vapeur est alors identique à une rectification classique si seuls deux des constituants se partagent entre les deux phases. [44]

IV.10. BILAN DE LA COLONNE DE RECTIFICATION :

IV.10.1 Bilan de matière de la colonne :

Le Bilan matière pour la colonne et pour le constituant « i » quelconque s'écrivant : [35] [63]

$$L' = D' + R' \dots\dots\dots (9)$$

Avec :

L' : Débit molaire de la charge.

D' : Débit molaire du Distillat.

R' : Débit molaire du Résidu.

$$L' \cdot X'_{L,i} = D' \cdot Y'_{D,i} + R' \cdot X'_{R,i} \dots\dots\dots (10)$$

X'_i : Concentration molaire du constituant «i» en phase liquide.

Y'_i : Concentration molaire du constituant «i» en phase vapeur.

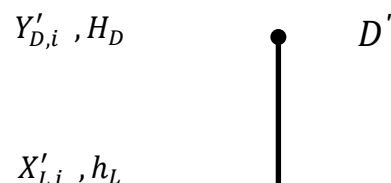
X_i : Concentration massique du constituant «i» en phase liquide.

Y_i : Concentration massique du constituant «i» en phase vapeur.

La résolution commune de ces équations, en appliquant la loi de LEVIER donne :

$$\frac{L'}{(Y'_{D,i} - X'_{R,i})} = \frac{D'}{(X'_{L,i} - X'_{R,i})} = \frac{R'}{(Y'_{D,i} - X'_{L,i})} \dots\dots\dots (11)$$

L'équation obtenue sert à calculer R et D si les concentrations de l'élément « i » du distillat et du résidu sont connues.





IV.10.2 Bilan thermique de la colonne : [35]

$$L' \cdot h_L + Q_R = D' \cdot H_D + R' \cdot h_R + Q_C \dots \dots \dots (12)$$

$$L' \cdot h_L = (H_D + Q_C/D') + (h_R - Q_R/R') \dots \dots \dots (13)$$

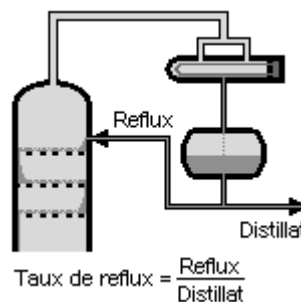
$$L' \cdot h_L = D' \cdot H_D + R' \cdot h_D \dots \dots \dots (14)$$

h_L : Enthalpie de la phase liquide de la charge (Kcal/Kmoles).

H_D : Enthalpie de la phase vapeur du distillat à l'état vapeur (Kcal/Kmoles).

H_R : Enthalpie de la phase vapeur provenant du four (Kcal/Kmoles).

IV.10.3 Bilan matière dans la zone de rectification :



$$G = g +$$

$$D \dots \dots \dots (15)$$

$$G \cdot Y'_{n,i} = g \cdot X'_{(n-1),i} + D \cdot Y'_{D,i} \dots \dots \dots (16)$$

Appliquant la loi de LEVIER, on trouve :

$$\frac{G}{(Y'_{D,i} - X'_{(n-1),i})} = \frac{g}{(Y'_{D,i} - Y'_{n,i})} = \frac{D}{(Y'_{n,i} - X'_{(n-1),i})} \dots \dots \dots (17)$$

$$Y'_{n,i} = m \cdot X'_{(n-1),i} + (1 - m)Y'_{D,i} \dots\dots\dots (18)$$

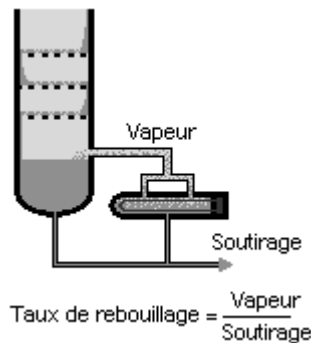
Ou encore :

$$Y'_{n,i} = \frac{r_f}{(r_f+1)} X'_{(n-1),i} + \frac{1}{(r_f+1)} Y'_D \dots\dots\dots (19)$$

Avec :

$$r_f = \frac{g}{D} \quad \text{et} \quad m = \frac{r_f}{(r_f+1)} = \frac{g}{G} \dots\dots\dots (20)$$

IV.10.4 Bilan matière dans la zone d'épuisement :



$$g' \cdot X'_{(n+1),i} = G' \cdot Y'_{n,i} + R \cdot X'_{Ri} \dots\dots\dots (21)$$

En appliquant la loi de Levier, on trouve :

$$\frac{g'}{(Y'_{n,i} - X'_{Ri})} = \frac{G'}{(X'_{(n+1),i} - X'_{Ri})} = \frac{R}{(Y'_{n,i} - X'_{(n+1),i})} \dots\dots\dots (22)$$

La resolution de (11) par rapport a $X'_{(n+1),i}$ Permet d'obtenir l'équation de concentration dans la zone d'épuisement.

$$X'_{(n+1),i} = \frac{Y'_{n,i}}{m'} + \frac{m'-1}{m'} \cdot x'_{Ri} \dots\dots\dots (23)$$

$$\text{Avec} \quad m' = \frac{g''}{G} = \frac{(r_b+1)}{r_b} \dots\dots\dots (24)$$

Où $r_b = \frac{G}{g}$ taux de rebouillage

IV.11. FONCTIONNEMENT A REFLUX MINIMAL:

Le fonctionnement à reflux minimal correspond à un nombre infini de plateaux pour la séparation spécifiée [34], donc d’après la formule d’UNDER WOOD [76] généralement, on détermine le taux de reflux minimal suivant l’équation : [73][75]

$$R_{min} = \varphi \cdot \sum \left(Y'_{Di} / \alpha_{Li} - \varphi \right) \dots\dots\dots (25a)$$

$$R_{bmin} = \varphi \cdot \sum \left(\alpha_{Li} \cdot X'_{Ri} / \alpha_{Li} - \varphi \right) \dots\dots\dots (25b)$$

Où :

- * α_{Li} : Le coefficient de volatilité du constituant « i » quelconque par rapport au constituant clés lourd qui est déterminé à la température d’entrée de la charge.
- * φ : Paramètre conventionnel est déterminé par approximations successives.

La relation entre R_{min} et $(r_b)_{min}$ est donnée par la formule suivante :

$$R_{bmin} = \frac{[(D \cdot R_{min} / L) + (1 - e_0) - (R/L)]}{(R/L)} \dots\dots\dots (26)$$

IV.12. TAUX DE REFLUX OPTIMAL :

En suite, on détermine le taux de reflux opératoire ou optimal suivant qui correspond un nombre de plateaux théoriques (chaque taux de reflux correspond un nombre fini de plateau théorique et que ce nombre diminue quand le taux de reflux s’accroît).[73]

Pour ces calculs approximatifs, on peut utiliser la formule proposée par GILLILAND [76]:

$$\frac{[R_{opt} - R_{min}]}{[R_{opt} + 1]} = 0,1 \div 0,33 \dots\dots\dots (27)$$

Donc on aura :

$$R_{opt} = 1,3 \cdot R_{min} + 0,30 \dots\dots\dots (28)$$

IV.13. DETERMINATION DU NOMBRE DE PLATEAUX THEORIQUES :

La détermination de N_{min} pour effectuer une séparation donnée à partir d'un mélange connu et dans des conditions définies peut être faite soit par voie graphique, en traduisant les équations de bilans par des courbes et/ou des droites (méthodes de McCabe et Thiel, Ponchon-Savarit), soit par calcul numérique en écrivant toutes les équations pour chaque plateau et en les résolvant.

Les méthodes graphiques sont dans les cas élémentaires les plus intéressantes, car rapides et précises ; les méthodes algébriques sont réservées aux cas complexes où les méthodes graphiques deviennent impossibles.

Il faut tenir deux types de problèmes ;

-- Sont connus : les différents débits de l'installation ; les concentrations du distillat et du résidu, ainsi que les conditions de fonctionnement ; on doit déterminer le nombre d'étages théoriques ;

-- Sont connus : N_{min} et les conditions opératoires, ainsi que le débit d'alimentation ; il faut déduire les titres et les débits des différents soutirages.

IV.13.1. Détermination du nombre de plateaux par calcul :

Il est possible de calculer le nombre de plateaux théoriques que doit avoir une colonne pour réaliser une séparation donnée, lorsqu'on opère à reflux totale et que la volatilité α des constituants du mélange en cause peut être considérée comme constante pendant la durée de l'opération.

Nous décrivons ci-dessous l'algorithme de Fenske, Gilliland et Underwood. Il s'applique à une rectification simple avec une seule alimentation, un bouilleur et un condenseur (pas de soutirage, ni de bouilleurs ou condenseurs intermédiaires). Nous l'exposerons dans le cas où l'hypothèse des flux molaires constants est vérifiée.

Pour une pression de fonctionnement donnée, la composition de l'alimentation étant connue, il permet de calculer les reflux, le nombre d'étages nécessaires et les quantités de chaleur à échanger au bouilleur et au condenseur, pour une séparation des constituants-clés donnée.

IV.13.1.1 Calcul du nombre de plateaux par la méthode de GILLILAND [42]:

En admettant les hypothèses de Lewis, ce qui implique que les constituants extrêmes du mélange ne soient pas trop éloignés, GILLILAND propose une corrélation empirique unique, entre le taux de reflux et le nombre d'étages théoriques pour les colonnes distillant des mélanges d'hydrocarbures légers. [19][17]

Si :

- N_{min} : Est le nombre minimal d'étages théoriques à reflux total,
- R_{min} : Le taux de reflux minimal pour un nombre infini d'étages.
- N : Un nombre d'étages finis associés à un taux de reflux fini,

, les deux fonctions sont :

$$\Phi = \frac{N - N_{min}}{N + 1} \dots \dots \dots (29a)$$

$$\psi = \frac{[R - R_{min}]}{[R + 1]} \dots \dots \dots (29b)$$

Les deux fonctions sont reliées entre elles par la corrélation suivante:

$$\frac{N - N_{min}}{N + 1} = 1 - \exp \left[\left(\frac{1 - 54,4\Psi}{11 + 117,2\Psi} \right) \left(\frac{\Psi - 1}{\Psi^{0,5}} \right) \right]$$

Cette corrélation est traduite graphiquement [Annexe]

IV.13.1. 2 calculs du nombre de plateaux par l'équation de FENSKE :

L'application de la formule de Fenske aux deux constituants-clés permet de calculer N_{min} [76], qui représentent le nombre minimal d'étages de la colonne, y compris le rebouilleur et le condenseur partiel. [75]

$$N_{min} = \frac{\log \left(\frac{X_{CV}^D X_{CL}^R}{X_{CV}^R X_{CL}^D} \right)}{\log \alpha_{CV/CL}} \dots \dots \dots (30)$$

Pour un constituant i quelconque, l'équation de Fenske rapportée à la clé-lourde s'écrit :

$$\log \frac{X_i^D}{X_i^R} = N_{min} \cdot \log \alpha_{i/CL} + \log \left(\frac{X_{CL}^D}{X_{CL}^R} \right) \dots \dots \dots (31)$$

Il est alors possible de déterminer la répartition des autres constituants à reflux total dans le distillat et le résidu, ou encore de contrôler si la distribution initialement admise est correcte.

On admettra en première approximation que cette distribution à reflux total se conserve sensiblement pour un taux de reflux fini, à l'exception toutefois des constituants intermédiaires.[17]

Si les spécifications de la séparation portent sur plus de deux constituants, le choix de N_{min} se portera sur la valeur maximale du N_{min} , obtenue en appliquant l'équation de Fenske aux divers couples des constituants, objets des spécifications.

IV.13.1. 3 Méthode de calcul plateau par plateau [50]

En adoptant toujours les hypothèses de Lewis, il est possible de conduire le calcul des étages, en partant du distillat et du résidu, par applications successives des équations d'équilibre et de bilan-matière dans chaque section [37]. Les compositions initiales du distillat et du résidu à prendre en considération sont, soit prises arbitrairement en fonction des spécifications de séparation à réaliser, soit calculées dans le cas du reflux total. Le calcul dans chaque section est poursuivi jusqu'à ce que le liquide descendant du dernier étage ait une composition telle que le rapport des constituants-clés définisse une hauteur correcte d'alimentation, comme il a été dit précédemment [17]. Cette règle entraîne la convergence des compositions des constituants-clés dans la section d'alimentation. Mais il est nécessaire que cette convergence soit réalisée également pour les autres constituants et principalement pour les constituants intermédiaires.

Généralement, les compositions initialement choisies pour le distillat et le résidu ne conduisent pas à ce résultat, Il est nécessaire, à la suite de ce premier calcul, de modifier les compositions de départ en fonction de la divergence, observée au plateau d'alimentation.

IV.13.1.4 calculs du nombre de plateaux par l'équation d'Underwood :

En écrivant les bilans matières sur les constituants j pour la section de rectification et la section d'épuisement, tout en supposant que les débits liquide et vapeur de chaque section sont constants et que les volatilités relatives sont considérées comme constantes dans l'intervalle de distillation, on arrive à établir les équations d'Underwood qui prennent la forme suivante:

$$1 - q = \sum_{i=1}^c \frac{\alpha_i \cdot Z_i}{\alpha_i - A} \dots \dots \dots (32)$$

$$R_{min} + 1 = \sum_{i=1}^c \frac{\alpha_i \cdot x_i^D}{\alpha_i - A} \dots \dots \dots (33)$$

On commence par déterminer la constante A par approximation pour calculer ensuite R_{min}

IV.13.2. Détermination graphique du nombre de plateaux :

Le nombre de plateaux théoriques nécessaires à une distillation entre des titres donnés peut se déduire du diagramme d'équilibre du mélange considéré. Il est donné par le nombre de segments compris entre la courbe d'équilibre, la diagonale du carré et les titres X_R et X_D souhaités.

IV.13.2.1 Méthode de McCabe et Thiel : [31] [34]

Cette méthode, la plus utilisée bien que peu rigoureuse, présente l'avantage de la simplicité et de ne nécessiter que peu de données [17]. Elle exploite les hypothèses de Lewis et n'est qu'une application particulière de celle de Ponchon-Savarit.

Nous admettrons que nous disposons du débit, de la composition et de l'enthalpie de l'alimentation, que les fractions molaires du distillat et du raffinat sont fixées, que le condenseur est total et délivre un liquide saturé et qu'enfin le reflux au condenseur est donné. La construction de McCabe et Thiele permet de déterminer le nombre d'étages nécessaires pour obtenir une séparation donnée [75]. Elle permet

également de placer l'alimentation et enfin de se prononcer pour savoir si l'opération est possible ou non avec le reflux choisi [79].

L'inutilité des bilans thermiques conduit à effectuer toute la construction sur le diagramme d'équilibre $y = f(x)$ où sont alors exploitées les équations de bilan-matière qui tiennent compte de la constance des débits molaires dans chaque section de la colonne.

La Figure IV.7 représente la méthode de McCabe-Thiele dans le cas du reflux total. Chaque segment vertical représente la relation entre les phases liquide et vapeur en équilibre sur un plateau alors que les segments horizontaux représentent les relations entre les phases vapeur et liquide coulant à contre-courant. Un segment vertical et horizontal ensemble représentent un étage théorique. Par conséquent le diagramme McCabe-Thiele peut être utilisé pour déterminer le nombre d'étages théoriques pour une séparation souhaitée.

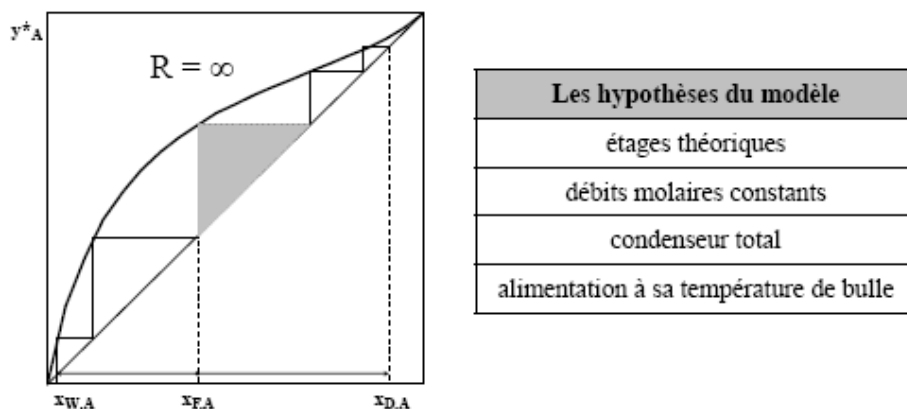


Figure VI.7 détermination du nombre de plateau théorique par le diagramme McCabe-Thiel

IV.13.2.2. Construction de Ponchon-Savarit : [35]

Ponchon et Savarit établissent la solution graphique exacte du problème, en exploitant à chaque étage les équations générales d'équilibre, de bilan-matière et de bilan thermique.

La construction de Ponchon-Savarit utilise alternativement:

- les relations opératoires = être aligné avec un pôle,

- les relations d'équilibre = être aux deux extrémités d'une droite de conjugaison.

IV.13.3 Nombre de plateaux réels [33]:

Le nombre de plateau réel dans la colonne est donné par :

$$N_{réel} = (N_E^{min} + N_R^{min})/E \dots\dots\dots (34a)$$

E : Efficacité moyenne des plateaux réels.

• La zone de rectification :

$$N_{réel} = N_R^{min} / E \dots\dots\dots (34b)$$

• La zone d'épuisement :

$$N_{réel} = N_E^{min} / E \dots\dots\dots (34c)$$

On a :

$$\frac{N - N_{E,R}^{min}}{N + 1} = 0.37$$

V.1. INTRODUCTION : [12]

Afin de maîtriser la méthode de calcul ainsi que les différentes simulations qu'on se propose de faire, il est important de comprendre le procédé de fabrication du propane et butane commerciaux du complexe GP1/Z. nous donnerons un peu plus de détails sur la section de fractionnement qui est l'objet de notre étude.

V.2. FONCTIONNEMENT DU TRAIN :**V.2.1. Section de déshydratation :**

Le but de la section de déshydratation est de réduire la teneur d'eau dans la charge de 100 ppm à 5ppm afin d'éviter la formation de la glace et les bouchons de givre dans les parties froides de l'installation. Cette section comprend trois colonnes d'adsorption à tamis moléculaire tous instant on a une colonne en service (adsorption), l'autre en régénération et la dernière en attente. [12]

V.2.2. Section de séparation :

Cette section assure la séparation du GPL en produits finis, elle comprend :

Trois préchauffeurs(E-1004, E-1005 A, B, C, D, E-1013)

Un fractionnateur (V-1101)

Un déétaniseur (V-1102)

Un dépentaniseur (V-1103)

Un condenseur de tête de fractionnateur (E-1002)

Une pompe de reflux de fractionnateur (P-1002 A, B)

Une pompe de reflux de déétaniseur (P-1004 A, B)

Une pompe du déétaniseur (P-1005 A, B)

Un rebouilleur de fractionnateur (E-1003 A, B)

Un rebouilleur du détaniseur (E-1007)

Un rebouilleur du dépentaniseur (E-1009)

V.2.3. Section de réfrigération :[12]

La section est conçue pour refroidir les produits finis à la température de liquéfaction à pression atmosphérique soit **-40 c°** pour le propane et **-12 c°** pour le butane. Le circuit du réfrigérant est une boucle fermée, on utilise le propane pur comme fluide réfrigérant, il est s'écoulé du ballon (V-1109).

V.2.4. Section de l'huile chaude : [12]

Cette section de fluide caloporteur est utilisée comme source de chaleur pour le troisième préchauffeur (E-1013), pour les rebouilleurs de la section de séparation et pour chauffer le gaz nature de la régénération de la section de déshydratation. Le circuit de ce fluide est une boucle fermée, les pompes aspirent l'huile du ballon d'expansion et le refoule vers le four.

Au niveau du four, l'huile est chauffée jusqu'à 180c°, ensuite elle est dirigée vers les différents utilisateurs, à son retour l'huile est refroidie à 130c°.

V.3. DESCRIPTION DE LA SECTION DE SEPARATION :

V. 3.1. Description générale : [12]

La section de séparation à pour le but de séparer le GPL brut en produit commerciaux, avec un taux de récupération maximum, aussi bien pour le propane que pour le butane.

L'alimentation de la section se fait en GPL brut depuis l'unité de déshydratation de la charge. Avant d'atteindre le fractionnateur (V-1101), le GPL récupère d'abord la chaleur du propane produit sortant du fond du dééthaniseur (V-1102) dans l'échangeur (E-1104), la deuxième récupération de la chaleur se fait au

niveau des échangeurs (E-1005 A, D) cette fois –ci avec le produit du fond du fractionnateur.

Le GPL est finalement amené à son point de bulle dans le préchauffeur (E-1013) ce dernier fait appel au fluide caloporteur avec contrôle de la température de sortie du (E-1013) ainsi que le débit de la charge qui' est réglé selon le point de consigne du contrôleur de débit situe en limite d'unité.

Dans le fractionnateur qui comprend 55 plateaux à clapet, le GPL est introduit au niveau du 23^{ème} plateau, par la suite il est séparé en un produit de fond : le butane, et en un produit de tête : le propane.

Les vapeurs de tête sont complètement condensées dans les aérocondenseurs (E-1002) et envoyées ensuite vers le ballon de reflux (V-1003); tout surpression dans ce ballon est évitée par la purge des non condensables vers la torche. Une partie des condensats récupérés du (V-1003) est repris par la pompe de reflux (P-1002) et renvoyée au (V-1001) comme reflux froid. Le liquide excédentaire à la sortie de (P-1002) est envoyé au déethaniseur(V-1102). Le liquide de tête du fractionnateur, au propane à teneur en éthane variable, est purifié dans le déethaniseur (V-1102) pour fournir au fond un propane commercial d'une teneur déterminée en éthane. Cette colonne (V-1102) contient 25 plateaux ; le produit de tête est un gaz riche en éthane, contenant jusqu'à 12 % en mole de propane.

Ainsi la section de réfrigération fournit un propane utilisé comme fluide réfrigérant permettant la condensation de reflux du déethaniseur, dans les condenseurs de tête (E-1006 A, B) à 5c° le gaz non condensé riche en éthane est séparé du reflux sous contrôle de la pression et envoyé dans le réseau *fuel-gaz* de la section du fluide caloporteur.

Le reflux condense est repris par la pompe (P-1003) et envoyé au (V-1102). La température de sortie du condenseur est maintenue constante en faisant varier la pression sur la côte fluide réfrigérant des condenseurs. La qualité du produit de fond du (V-1102) est déterminée par le taux de rebouillage au (E-1007). On se sert de la température aux plateaux sensibles n° 22 comme critère de fonctionnement pour régler le débit d'huile chaude vers (E-1007), de manière à obtenir la teneur voulue

d'éthane dans le propane commercial produit. Le propane produit sort du fond du déethaniseur (V-1102) vers le réfrigérant secondaire(E-1021) dans la section de réfrigération. Le produit est d'abord refroidit dans le préchauffeur (E-1004), et ensuite dans l'aéroréfrigérant (E-1101) avant de pénétrer dans la section de réfrigération, où il est refroidit à -38° .

La séparation entre le propane et le butane dans le fractionnateur (V-1101) est obtenue en choisissant les taux de reflux et taux de rebouillage corrects du (E-1003). On se sert de la température au 36^{ème} plateau comme critère de fonctionnement pour régler le débit d'huile chaude vers les rebouilleurs (E-1003 A,B)et déterminer la teneur en propane dans le butane commercial produit.

Le liquide au fond du fractionnateur représente essentiellement un butane à teneur variable en pentane. En fonction de la teneur en pentane dans la charge, le butane peut nécessiter une dépentanisation ou non. En fonctionnement normal la dépentanisation (V-1103) n'est pas nécessaire.

Cela explique pourquoi la phase (II) ne dispose pas de son propre dépentaniseur et que celui de la phase (I) est utilisé en commun pour les six trains des deux phases.

V.4. DESCRIPTION DU FRACTIONNATEUR :[12]

La séparation du propane et du butane dans le fractionnateur est l'opération essentielle pour réaliser les taux de récupération voulus de chaque produit.

Les variables d'exploitation disponibles afin d'assurer ce taux et la qualité voulue des produits sont discutées ci-dessous.

Température :

➤ **Alimentation** : le point de consigne du (TIC-1101) doit être maintenue constant, si bien que l'alimentation vers la colonne se fait à proximité de son point de bulle. Cela s'étend pour le cas d'étude normal ; cependant lorsque le GPL provenant de la section de stockage de la charge est plus chaud que 30° , il n'est plus possible

de contrôler la température d'alimentation par le (TIC-1101). Dans ce cas, on ferme (TV-1101) au départ d'huile chaude vers le préchauffeur (E-1013).

➤ **Plateau sensible** : la température au plateau 36^{ième} contrôle le rebouillage dans le fractionnateur et en particulier la teneur en propane du produit de fond, et par conséquence la

➤ teneur en propane dans le butane commercial. il s'agit du paramètre essentiel avec le taux de reflux, qui détermine le taux de récupération aussi bien du propane que du butane. On a choisi le plateau 36, par ce qu'à l'étude de la colonne, il ressort comme étant le plateau le plus sensible. Pour assurer le taux de récupération avec toutes les charges possibles, le (TIC-1102) doit être réglé à 96c°. la plage possible de fonctionnement qui permet le taux de récupération pour toutes ces charges est de 92 à 99c°. pour la charge normale d'étude n° 13, cette plage de fonctionnement correspond à une teneur de propane dans le butane de 0,9 à 0,4 % en mole.

➤ **Plateau n° 14** : la température de ce plateau n'est pas vraiment une variable d'exploitation, mais avec (TIC-1102), elle donne une idée de degré de séparation dans le fractionnateur. Ainsi elle indique la qualité de produit de tête. En fonctionnement normal en devrait obtenir environ 61c° au plateau n° 14.

Pression :

➤ **Pression de la colonne** : le fractionnateur est conçu pour fonctionner à une pression fixe contrôlé par (PIC-1101) pour toutes les conditions de charge et de production, en vue d'un fonctionnement optimal.

➤ **Ballon de reflux** : (PIC-1105) devrait être réglé sur une pression constant ; ce contrôleur sert à éliminer toute surpression du système de tête qui pourrait se produire essentiellement par accumulation de composants inertes.

➤ **Pression différentielle de tête** : (PDIC-1104) détermine la pression de fonctionnement dans le ballon de reflux (V-1003). on doit s'en servir en liaison avec (TIC-1106). une différence de pression fixe est maintenue entre la pression en haut de la colonne réglé par (PIC-1101) et la pression du (V-1003) afin d'obtenir le fonctionnement stable du condenseur et assurer la facilité de contrôler de (PV-1101).

Débit :

➤ **Reflux de tête** : pendant le fonctionnement normal, le débit de reflux devrait être maintenu constant à 240 m³/h. c'est la valeur d'étude, afin d'obtenir le fractionnement voulu pour le taux de récupération garanti du propane et du butane avec toutes les sources des charges possibles. Dans la plage de fonctionnement acceptable du (TIC-1102) indiquée plus haut et à ce taux de reflux fixe, on peut s'attendre à une variation de la teneur en butane du produit de tête entre 0,2 et 0,6% en mole, pour la charge normale d'étude. Lorsque la colonne ne fonctionne pas au débit nominal, il est importante de maintenir un reflux suffisant, afin d'assurer un fonctionnement stable de la colonne. Bien que le débit d'étude de 230 t/h ne soit pas nécessaire, l'expérience déterminera le meilleur débit de reflux à utiliser à capacité réduite. Un reflux plus faible, ou lus exactement un taux de reflux plus faible, le degré de séparation entre le propane et le butane. On ne devrait se servir d'un reflux moindre qu'en liaison avec (TIC-1102) pour modifier le fractionnement, en vue de fabriquer des produits d'une qualité spécifique. il s'agit, alors d'une teneur plus élevée de propane dans le produit de fond ou vice-versa .Dans ce cas, le taux de récupération n'est plus la préoccupation principale.

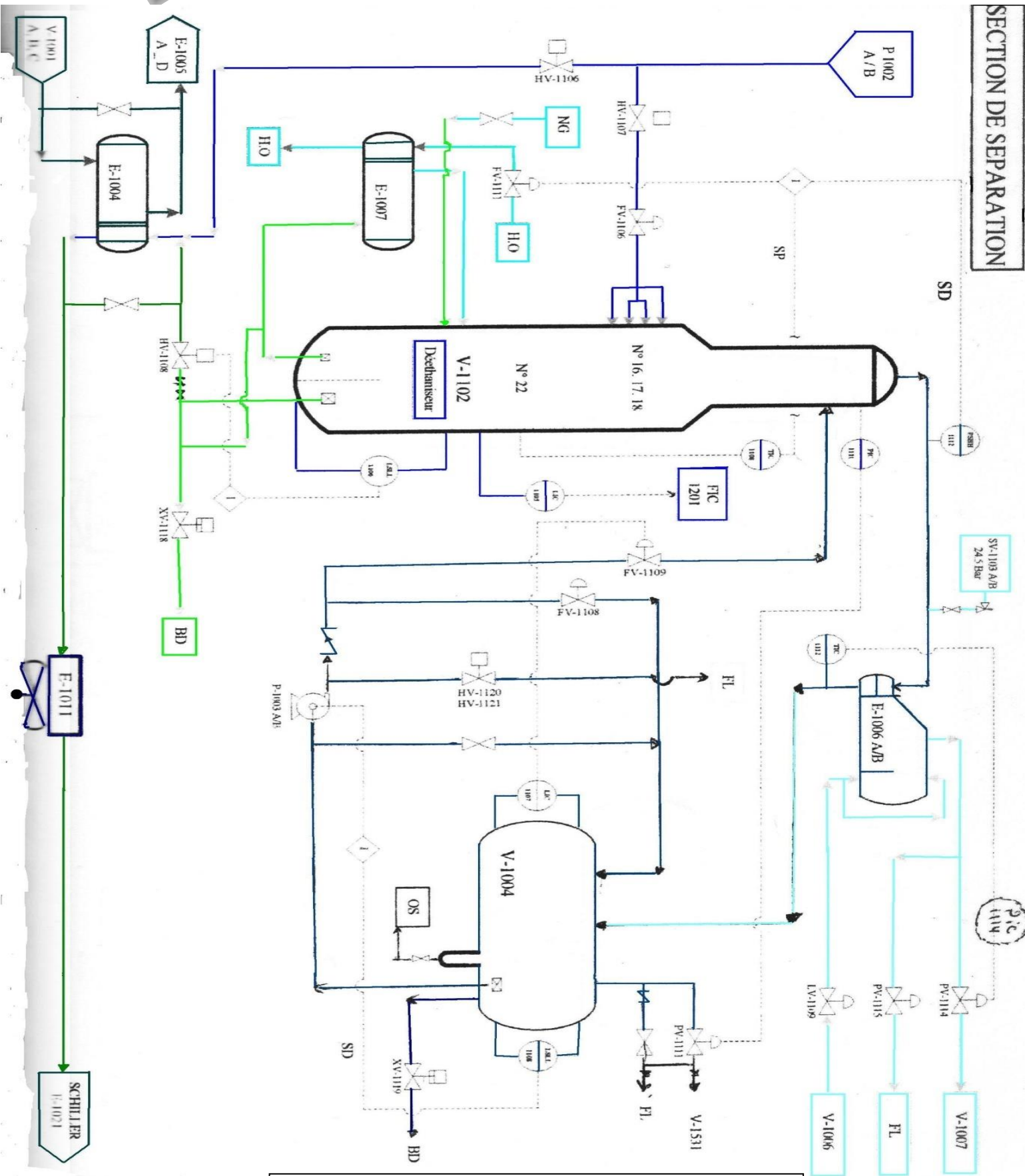


Figure V.1 la section de séparation (déethaniseur)

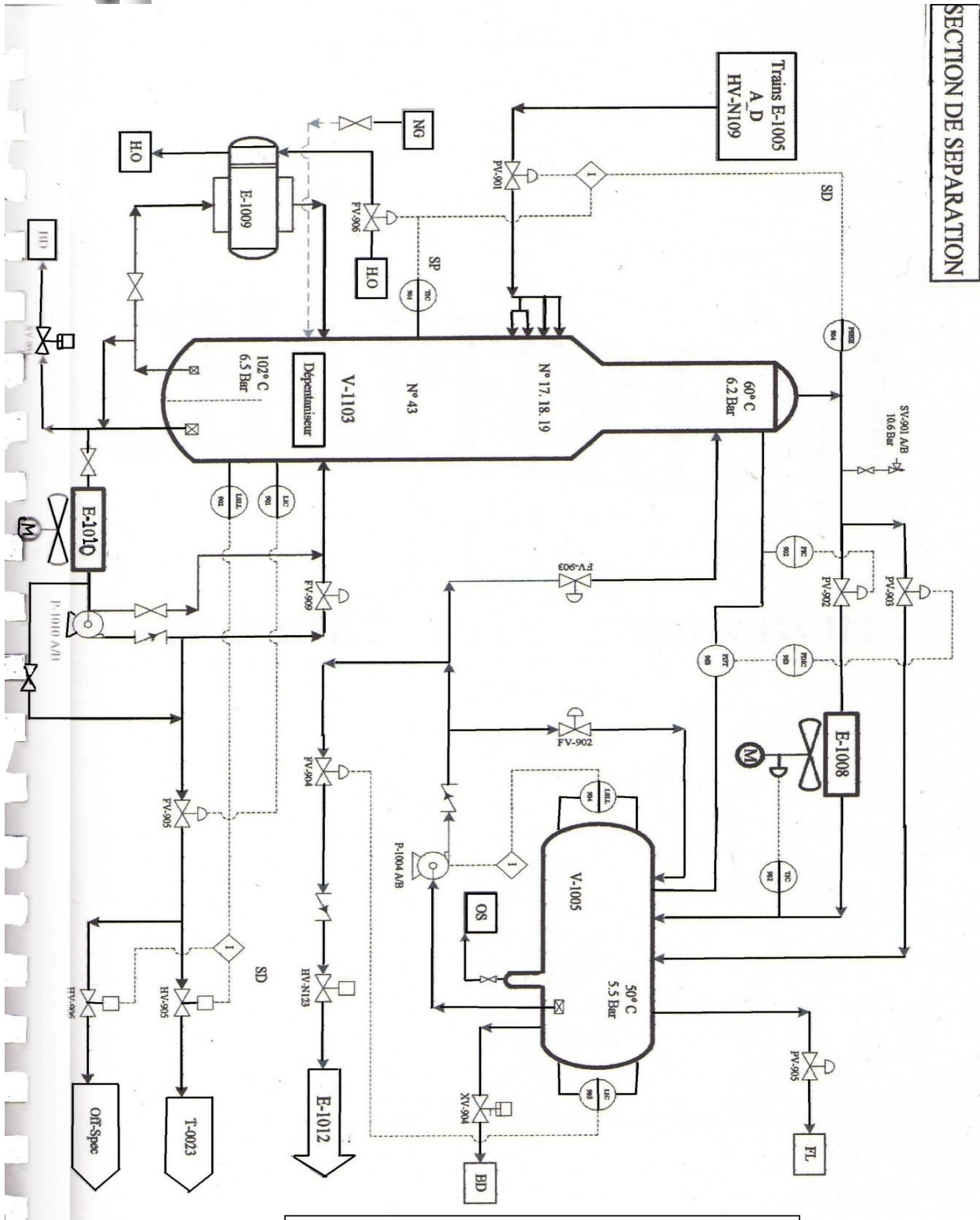


Figure V.2 la section de séparation(depentaniseur)

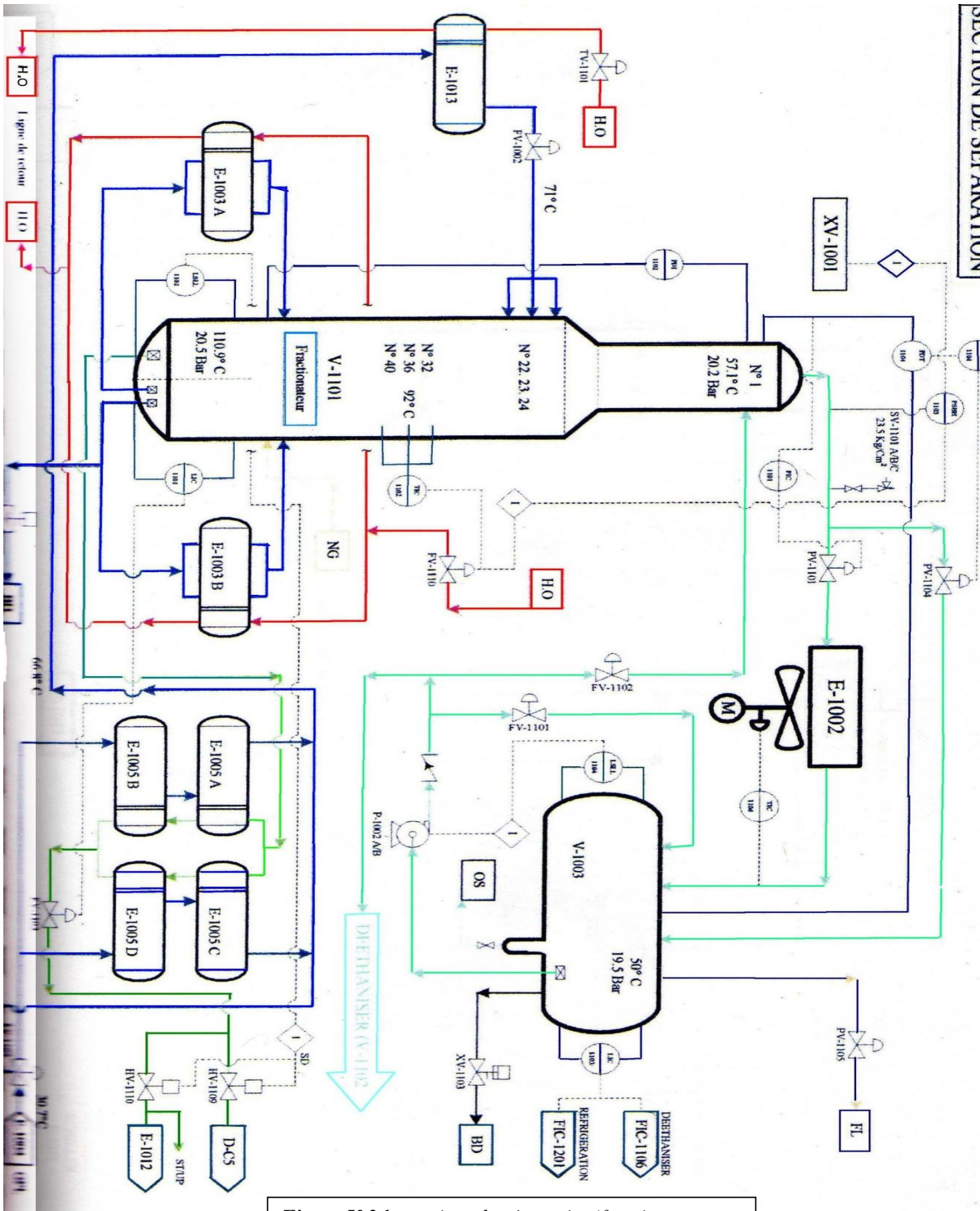


Figure V.3 la section de séparation(fractionateur)

VI.1 INTRODUCTION : [67]

Les méthodes de simulation, conçues pour être utilisées en statistique et en recherche opérationnelle, ont connu et connaissent encore un développement rapide dû à l'extraordinaire évolution des ordinateurs. Des applications se rencontrent tant dans l'industrie qu'en économie, ou encore en sciences sociales, en physique des particules, en astronomie et dans de nombreux autres domaines.

Dans beaucoup de situations, que ce soit de la vie courante ou dans la recherche scientifique, le chercheur est confronté à des problèmes dont il recherche des solutions sur la base de certaines hypothèses et contraintes de départ. Pour résoudre ce type de problème, il existe des méthodes analytiques applicables à des situations où le modèle permet de traiter les différentes variables par des équations mathématiquement maniables, et des méthodes numériques où la complexité du modèle impose un morcellement du problème, notamment par l'identification des différentes variables qui entrent en jeu et l'étude de leurs interactions. Cette dernière approche s'accompagne souvent d'une importante masse de calculs. Les techniques de simulation sont des techniques numériques :

Simuler un phénomène signifie essentiellement reconstituer de façon fictive son évolution.

VI.2 SIMULATION :

La simulation peut être définie comme l'utilisation d'un modèle mathématique pour générer une description du comportement d'un système physique (procédé). [19]

L'avantage majeur de la simulation est la fourniture d'un bon aperçu du comportement du système réel [59]. Cet aperçu peut être difficile de l'avoir à travers l'expérience et l'intuition seule, en particulier pour les systèmes complexes avec plusieurs variables interactives. [49] [36]

Un modèle mathématique est un ensemble d'équations qui décrivent le comportement d'un système à étudier (opération unitaire). Ces équations sont souvent

des relations de conservation de masse, d'énergie et des équations de conservation de quantité de mouvement. [54]

En utilisant cet aspect mathématique de raisonnement, la simulation offre un avantage majeur et important, car elle fournit une bonne approche du comportement du système réel.

Dés que le modèle mathématique répond aux ajustements de changement des paramètres comme un procédé réel, la simulation peut être classée comme une méthode commode qui ne coûte pas chère et sans danger pour la compréhension du comportement du procédé réel et sans intervention sur le procédé en cours de fonctionnement. [60]

De nos jours, vu le développement considérable de logiciels informatiques, la simulation est devenue un outil de travail indispensable pour l'ingénieur de Génie Chimique. Le fonctionnement d'un simulateur est basé essentiellement sur le choix d'un modèle thermodynamique représentant mieux le système à étudier.

Les différentes tâches qu'un simulateur de procédé devrait effectuer sont:[86]
[24]

- La résolution des bilans de matières et d'énergie;
- Le dimensionnement des équipements;
- L'évaluation économique du procédé;
- L'optimisation du procédé.

Et pour la réalisation de celle-ci, un simulateur doit contenir:

- ❑ Une bibliothèque de modèle de calcul des propriétés physiques et thermodynamiques des corps purs et des mélanges, couplée à une banque de données de corps purs
- ❑ Une bibliothèque de module standard de simulation des opérations unitaires les plus couramment présentées dans un procédé de fabrication;
- ❑ Une bibliothèque de modules de méthodes numériques algébriques;
- ❑ Une bibliothèque de modules de génération de diagnostics.

VI.3 LE CHOIX DU MODELE THERMODYNAMIQUE: [54]

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 les propriétés de transports.

La réussite de la simulation dépend du choix du modèle thermodynamique, parce que ce dernier est établi pour une classe de fluide et un domaine de conditions P et T recommandés en utilisant des hypothèses et des suppositions pratiques.

On peut distinguer:

1) Modèles d'activité: [54]

Ces modèles sont surtout utilisés pour les systèmes qui présentent une forte polarité. Parmi ces modèles : le modèle de MARGULES et le modèle UNIQUAC.

2) Modèles hétérogènes:

Ces modèles sont recommandés pour les systèmes de constituants présentant une forte polarité (forte déviation à l'idéalité, azéotropiques). Dans ces modèles les phases vapeurs sont représentées par les équations d'états, et les phases liquides par des corrélations pour le calcul des coefficients de fugacité. Leurs utilisations restent

limitées à cause de la nature empirique des corrélations proposées et qui nécessitent des extrapolations en dehors des conditions expérimentales.

3) Modèles basés sur les équations d'état:

Les modèles thermodynamiques basés sur les équations d'état sont utilisés pour le calcul des systèmes d'hydrocarbure et des systèmes de faible non idéalité [75]. Ils peuvent être utilisés pour calculer des propriétés thermodynamiques telle que: la constante d'équilibre K , l'entropie, l'enthalpie et la densité. Leurs supériorités par rapport aux autres modèles résident dans le fait de l'utilisation des coefficients d'interaction binaires. [41]

4) Equations d'état usuelles: [64]



Equation de SOAVE et de PENG-ROBINSON:

Les équations de SOAVE (1972) et PENG-ROBINSON (1976) diffèrent de l'équation de REDKICH-KWONG par l'introduction d'une fonction $a(T)$ qui dépend du facteur acentrique. [75]

Ces équations sont très largement utilisées dans les modèles de simulation, en production et traitement de gaz. L'équation la plus recommandée pour les systèmes d'hydrocarbures est l'équation de PENG-ROBINSON, car elle résout correctement les problèmes d'équilibre et permet de prédire des densités liquides plus en accord avec les valeurs réelles que les autres équations. [88]



Les équations les plus utilisées: [75]

- L'équation de BENEDICT, WEBB et RUBIN (BWR);
- L'équation de SBR;
- L'équation de CARNAHAN et STARLING (1969);
- L'équation de BACK présente par CHEN et KREGLEWSKI (1977);

- L'équation de PHCT proposée par BERET et PRAUSNITZ (1975);
- L'équation de SOAVE-REDLICH-KWONG (SRK); [84]
- L'équation de SRK-KABADI-DANNER (SRKKD);
- L'équation de SRK-HURON-VIDAL (SRKH);
- L'équation de SRK-PANAGIOTOPOULOS-REID (SRKP);
- L'équation de SRK-MODIFIED PANAGIOTOPOULOS-REID (SRKM);
- L'équation de SRK-SIMSCI (SRKS);
- L'équation de SRK-HEXAMER (HEXAMER);
- L'équation de PR-HURON-VIDAL (PRH);
- L'équation de PR-PANAGIOTOPOULOS-REID (PRP).

VI.4 MODELE ET SIMULATION

Lorsque le système réel que l'on souhaite observer devient trop complexe et que de nombreuses variables sont en jeu, la modélisation intervient pour prendre en charge et traiter les problèmes : un modèle est élaboré pour essayer de rendre compte de la complexité du système tout en essayant de réduire le nombre de paramètres. [49] [24]

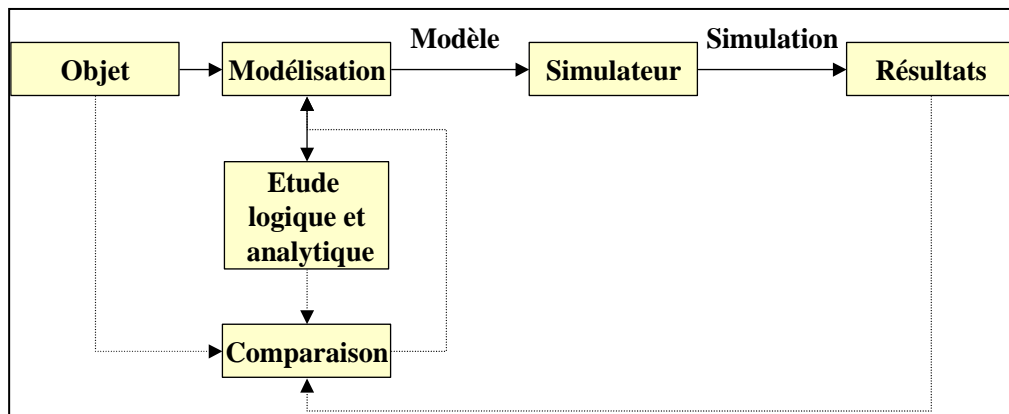


Figure VI.1. Schéma nécessaire pour la modélisation et la simulation d'un processus.

L'analyse du système, la modélisation et la simulation constituent les trois étapes fondamentales de l'étude du comportement dynamique des systèmes complexes :

- ♦ **L'analyse du système** consiste à définir les limites du système à modéliser, à identifier les éléments importants ainsi que les types de liaison et d'interaction entre ces éléments et à les hiérarchiser.
- ♦ **La modélisation** vise à représenter de la meilleure façon possible un objet réel par un ou des modèles sous forme mathématique. D'une manière générale, lors de l'élaboration du modèle, trois types de données sont nécessaires : les paramètres chimiques (réactions, produits formés, cinétiques et mécanismes), les paramètres de transfert (matière, énergie, quantité de mouvement) et l'hydrodynamique caractérisant les équipements.
- ♦ **La simulation** étudie le comportement d'un système. Elle permet, en particulier, d'étudier l'évolution du système en faisant varier un ou plusieurs facteurs et en confrontant les valeurs calculées aux valeurs observées.

VI.5 TYPES DE SIMULATION ET AUTRES CONCEPTS :

On peut distinguer principalement deux types de simulation dans le cas des procédés chimiques : la simulation statique (steady state) et la simulation dynamique (transient state) [57].

➤ Simulation statique

La simulation statique d'un procédé vise à définir les propriétés des flux (débit, température, fraction vaporisée, ...), ainsi que les bilans matière et d'énergie en régime stabilisé.

Le procédé est décomposé en blocs représentant les différentes opérations unitaires mises en oeuvre. Les blocs sont liés entre eux par des flux de matière ou d'énergie.

➤ **Simulation dynamique [86]**

La simulation dynamique d'un procédé vise à définir les propriétés des courants en fonction du temps, pendant des situations transitoires où le régime n'est pas stable.

VI.6 LOGICIELS DE SIMULATION DES PROCÉDES

Il existe un très grand nombre de logiciels de simulation des procédés chimiques sur le marché. Ci-après, on présente une liste non-exhaustive des logiciels les plus utilisés au niveau mondial :

- <http://www.aspentec.com/> (Aspen)
- <http://www.chemstations.net/> (Chemcad)
- <http://www.winsim.com/> (DesignII)
- <http://www.hyprotech.com/> (Hysys)
- <http://www.ideas-simulation.com/home.php> (Ideas)
- <http://www.rsi-france.com/> (Indiss)
- <http://www.prosim.net/english.html> (Prosim)
- <http://www.simsci-esscor.com/us/eng/default.htm> (ProII)
- <http://www.rsi-france.com/> (Sim42)

Les logiciels disponibles pour concevoir de nouvelles unités et pour optimiser les procédés industriels sont : ASPEN PLUS, Chem CAD-III, HYSIM, PRO-II et HYSYS.

VI.6.1 Description du simulateur HYSYS: [72]

Le HYSYS est un logiciel de simulation des procédés de Génie Chimie, développé par la société canadienne HYPROTECH. Il a été conçu pour permettre le traitement d'une vaste gamme de problèmes allant de la séparation bi, triphasique simple jusqu'à la distillation et la transformation chimique.

Le logiciel HYSYS est un outil de dimensionnement utilisé pour s'assurer que les conceptions optimales sont identifiées. Il est aussi utilisé pour modéliser les unités existantes et assurer que les équipements sont performants, ainsi évaluer et améliorer les procédés existants. [30]

Les ingénieurs engagés dans l'engineering de design utilisent le logiciel HYSYS pour faire des calculs rapides en utilisant des modèles efficaces et des techniques optimales.

La simulation par HYSYS réduit les coûts de l'engineering par: [74]

- Des calculs rapides de différents designs en utilisant des modèles efficaces et des techniques optimales pour s'assurer que les équipements du procédé sont correctement spécifiés afin de délivrer les caractéristiques du produit voulu aux rendements de la production désirée.

- Création de modèles qui peuvent être appliqués durant le fonctionnement de l'unité à partir du design de conception jusqu'aux détails: Estimation, formation et optimisation.

Le HYSYS demande, pour définir ces corps, de remplir un tableau de valeurs à utiliser lors des calculs. En outre, pour caractériser les mélanges d'hydrocarbures complexes, il est possible d'utiliser les résultats d'analyses normalisées telles que TBP, ASTM, Kuop... etc. [82]

Le HYSYS va par la suite utiliser ces données pour générer un nombre fini (choisi par l'utilisateur) de pseudo corps repérés par leurs points d'ébullition normaux pour représenter ces mélanges. [30]

En option, le simulateur peut lire d'autres banques de données telles que la

DDB, DIPPR, API, GPA, etc. Cette option permet aussi d'utiliser les propriétés physiques déjà stockées dans la banque de données de HYSYS.

Les différentes tâches qu'un simulateur de procédés devrait effectuer sont :
[74]

- La résolution des bilans de matière et d'énergie.
- L'optimisation du procédé.
- Le dimensionnement des équipements.
- L'évaluation économique du procédé.

Le logiciel dont nous disposons est le logiciel HYSYS de la société Hyprotech qui est une filiale du groupe AspenTech. Il existe deux versions du logiciel : HYSYS.Process (simulation à l'état stationnaire) et HYSYS.Plant (simulation dynamique).

VI.6.2 Description du simulateur CHEM CAD :

Le logiciel Chem CAD-III 5.1.3 Professional, 2001 est l'un des logiciels de simulation des procédés de génie chimique. Il a été développé par la société Chemstations.corporation et installé au niveau de Module « 0 » de Hassi R'mel.

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 distillation et la transformation chimique. [84]

Les différentes tâches qu'un simulateur de procédés devrait effectuer sont [28]

- La résolution des bilans de matière et d'énergie.
- L'optimisation du procédé.
- Le dimensionnement des équipements.
- L'évaluation économique du procédé.

Lorsque, pour un nouveau problème, l'utilisateur ne possède pas les ordres de grandeurs il lui est conseillé de réaliser un premier calcul en définissant des spécifications garantissant une solution. L'analyse de cette première solution oriente les évolutions et les décisions à prendre.

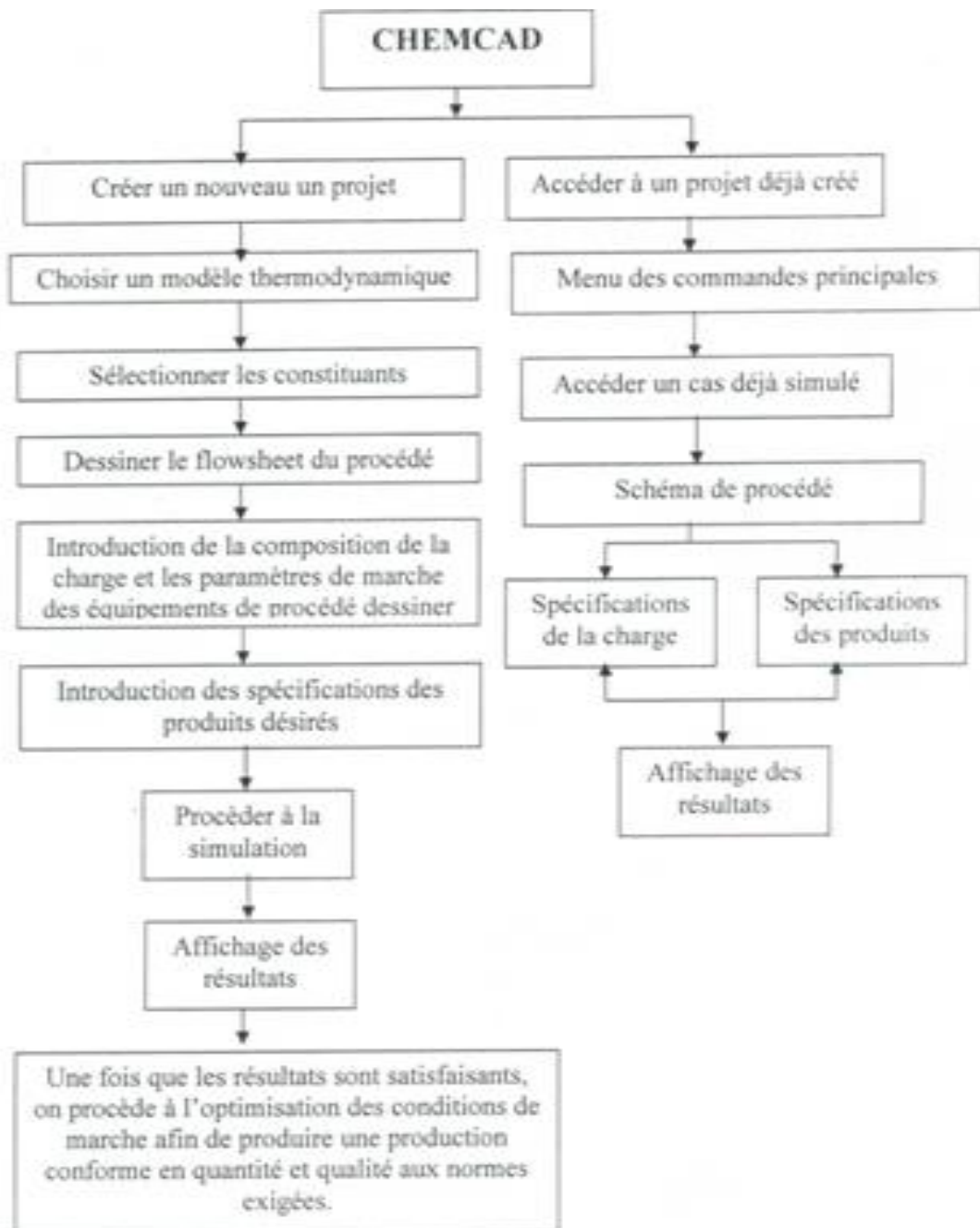


Figure VI.2 : Structure opérationnelle de chemcad

VI.7 LES ETAPES NECESSAIRES POUR UNE SIMULATION : [72]

1. Choix des composés (Components)

Il y a beaucoup de composés dans la bibliothèque et ils sont classés en groupes. Lorsqu'il est possible, les composés peuvent être trouvés en utilisant des filtres et ajoutés à la liste des composés du procédé à simuler. [68]

Des difficultés peuvent se produire lorsque :

- a. le fluide ne peut pas être séparé en composés individuels, comme dans le cas du pétrole,
- b. le composé n'est pas dans la bibliothèque du logiciel.

Dans ces cas, les difficultés peuvent souvent être surmontées en définissant un composé hypothétique, avec une quantité minimale de propriétés de base spécifiées par l'utilisateur. L'ensemble complet des propriétés pour le composé sera alors estimé par le logiciel. Dans ces cas, l'utilisateur doit être vigilant pour s'assurer que les composés se comportent correctement dans la simulation. [72]

2. Les modèles thermodynamiques (*Property Packages*)

L'utilisateur doit sélectionner le modèle thermodynamique à utiliser pour calculer les propriétés de mélange (masse volumique, enthalpie,...) ainsi que pour calculer l'équilibre de phases dans les courants et dans les unités de séparation. [68]

Le modèle le plus simple suppose un comportement de gaz idéal pour la phase gaz et un comportement de solution idéal pour la phase liquide. Donc, on utilise la loi de Raoult pour les calculs de l'équilibre de phases. Dans HYSYS, ce modèle est appelé « Antoine », parce qu'il utilise l'équation d'Antoine pour le calcul des pressions de vapeur. Les propriétés de mélange pour le liquide sont calculées à partir des moyennes des propriétés individuelles.

Pour les mélanges d'hydrocarbures légers, les équations d'état, telle que celle de Peng-Robinson, ou celle de Soave-Redlich-Kwong ou une méthode d'états correspondants comme celle de Lee-Kesler Plocker, sont utilisées couramment. Celles-ci peuvent être trouvées à l'aide du filtre EOS (*Equations of State*). [88]

Pour des composés présentant un caractère de solution non-idéale (i.e. éthanol + eau), un modèle de type « loi de Raoult modifiée » doit être utilisé. Ceux-ci sont appelés « modèles à coefficient d'activité ». Ils peuvent être trouvés avec le filtre « *Activity Models* ». Quelques exemples sont les modèles NRTL et UNIQUAC.

Il existe d'autres modèles spéciaux dans HYSYS, notamment pour estimer les propriétés de l'eau (y compris en phase vapeur) et pour les électrolytes. [72]

3. Les diagrammes du procédé (*PFD – Process Flow Diagram*)

La base d'une simulation est le développement du PFD. Ceci est fait en sélectionnant des unités dans la palette d'objets et en les déposant sur la feuille du procédé. De même, tout courant de matière et d'énergie doit être placé sur le PFD. Chaque courant d'entrée ou de sortie est connecté à une unité. Les courants et les unités sont nommés et ordonnés sur le PFD afin de faciliter la compréhension du diagramme du procédé. [68]

Les calculs sont exécutés successivement de gauche à droite, alors la procédure consiste à définir les courants d'alimentation (sur le côté gauche des unités). Ensuite, introduire autant de spécifications que nécessaires pour la première unité rencontrée, afin de pouvoir la calculer. Cette procédure est valable pour toutes les unités.

VI.8 REMARQUES CONCERNANT L'UTILISATION DES LOGICIELS DE SIMULATION : [19]

a. Position de la charge:

Une mauvaise localisation de la charge induit plus souvent à un pincement au niveau de la composition. Cela se traduit par des profils de température et de composition plate. Le point de charge doit être déplacé vers ce plateau. [19]

b. Température de la charge:

Lorsque la température de la charge est trop élevée ou trop faible, les profils de température et de composition dans la colonne sont très souvent perturbés ; d'où il est préférable d'introduire la charge à sa température de bulle, puis on optimise cette valeur à la phase d'affinement. [19]

c. Spécification sur le bilan de matière:

Le fait de spécifier les débits de tous les flux sortant de la colonne crée une sur spécification due à l'existence de l'équation du bilan globale. Une telle configuration est à proscrire ; il est nécessaire de laisser libre l'un des débits de sortie pour éviter la sur spécification due à l'existence de l'équation du bilan global. [19]

d. Spécifications de pureté ou de taux de récupération:

Ce type de spécifications est plus délicat à manipuler; un des plus grands risques étant de prendre des critères de performances incompatibles

- Plusieurs spécifications sur le même flux : une telle approche ne peut réussir que dans certains cas exceptionnels. Par contre il est fréquent et sans risque d'imposer, pour un sous-ensemble de constituants, une valeur définie à la somme des débits partiels dans un flux de sortie.
- Plusieurs spécifications sur le même composé : cela pose des problèmes numériques (problème de résolution). [19]
- Recherche de pureté ou de taux de récupération extrême : cela peut être fait en fixant le taux d'impuretés ou le taux de récupération d'un constituant adjacent.
- Température d'un plateau: cela impose que le choix de la température soit pertinent et que ce plateau ait une sensibilité suffisante pour orienter la séparation.

VII.1 DONNEES DE DEPART :

- Débit de la charge :

$$L = 240 \text{ m}^3/\text{h}, \quad \rho_m = 533 \text{ g/m}^3 \quad (\text{Annexe ; tableau de propriété du GPL})$$

$$L = 240 \cdot 533 \text{ t/h}$$

$$L = 128000 \text{ Kg/h}$$

$$L = 2602.11 \text{ Kmole/h}$$

- La température d'alimentation :

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

- La pression dans le ballon :

$$P_b = 20.2 \text{ bars}$$

- La composition de la charge :

Tableau VII. 1 : La composition de la charge

N°	Constituants	Alimentation V-1101
		% molaire
01	CH ₄	0.18
02	C ₂ H ₆	1.40
03	C ₃ H ₈	60.46
04	iC ₄ H ₁₀	13.56
05	nC ₄ H ₁₀	24.28
06	iC ₅ H ₁₂	0.10
07	nC ₅ H ₁₂	0.02
	Σ	100.00

VII.2 COMPOSITION ET DEBIT (MASSIQUE ET MOLAIRE) DE LA CHARGE :

La composition molaire et massique, la masse moléculaire moyenne de la charge ainsi que les débits molaires et massiques des constituants sont représentés dans le tableau suivant :

Tableau VII. 2 : composition et débit (massique et molaire) de la charge :

Constituants	M_i	X'_{Li}	$M_i \cdot X'_{Li}$	X_{Li}	Quantités	
					kg/h	kmol/h
CH ₄	16.04	0,0018	0,0288	0,0006	76,8000	4,788
C ₂ H ₆	30.07	0,0140	0,4209	0,0085	1095.6800	36,4376
C ₃ H ₈	44.10	0,6046	26,6628	0,5420	69376.000	1573,1519
iC ₄ H ₁₀	58.12	0,1358	7,8810	0,1602	20505.6	352,8149
nC ₄ H ₁₀	58.12	0,2428	14,1115	0,2868	36719,360	631,7853
iC ₅ H ₁₂	72.15	0,001	0,0721	0,0014	178,7760	2,6026
nC ₅ H ₁₂	72.15	0,0002	0,0144	0,0003	38,4	0,5322
Σ	/	1,0000	49,19	1,0000	128000	2602,11

Avec :

$$M_{moy} = \sum M_i \times X'_{Li} \dots\dots\dots (VII-1)$$

$$X_{Li} = M_i \cdot X'_{Li} / M_{moy} \dots\dots\dots (VII-2)$$

D'après l'équation (VII-1) :

$$M_{moy} = 49,19 \text{ Kg/Kmol}$$

VII.3 BILAN MATIERE DE LA COLONNE :

Soit :

L' : Débit molaire de la charge d'alimentation par unité de temps.

D' : Débit molaire de distillat sortant par unité de temps.

R' : Débit molaire de résidu sortant par unité de temps.

L'équation de bilan matière globale s'écrit :

$$L' = D' + R' \dots\dots\dots (VII-3)$$

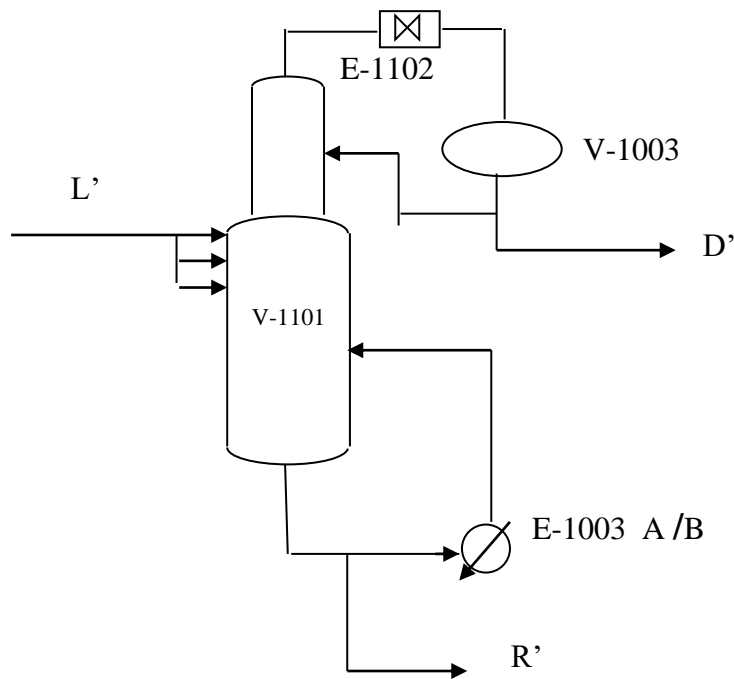


Figure. VII-1

VII.3.1 Composition et les débits (massiques et molaires) du distillat :

Tableau VII. 3 : composition et débit (massique et molaire) de distillat

constituants	M_i	ρ_i	$D_{i=\ell} \cdot L_i$	$n_D = \frac{D_i}{M_i}$	$Y_D = \frac{D_i}{\sum D_i}$	$Y'_D = \frac{n_i}{\sum n_i}$	$M_i \cdot Y'_{D,i}$
--------------	-------	----------	------------------------	-------------------------	------------------------------	-------------------------------	----------------------

CH ₄	16.04	1	76.8	4.788	0.0011	0.003	0.0481
C ₂ H ₆	30.07	1	1095.68	36.4376	0.0161	0.0234	0.7036
C ₃ H ₈	44.10	0.96	66600.96	1510.2259	0.9771	0.9693	42.7461
iC ₄ H ₁₀	58.12	0.01	205.056	3.5281	0.003	0.0023	0.1336
nC ₄ H ₁₀	58.12	0.005	183.5968	3.1589	0.0027	0.002	0.1164
Totale	/	/	68162.0928	1558.1358	1	1	43.74

La masse moléculaire moyenne de distillat :

$$M_D = \sum M_i \cdot Y'_{Di} \dots \dots \dots (VII-4)$$

$$M_D = 43,74 \text{ Kg/ Kmol}$$

VII.3.2. Composition et les débits (massiques et molaires) du résidu :

Tableau VII. 4 : composition et débit (massique et molaire) de résidu

constituants	M _i	ℓ _i	R _i =ℓ · L _i	n _R = $\frac{R_i}{M_i}$	X _R = $\frac{R_i}{\sum R_i}$	X' _R = $\frac{n_{Ri}}{\sum n_{Ri}}$	M _i · X' _{R,i}
C ₃ H ₈	44.10	0.04	2775.04	62.9261	0.0464	0.0603	2.6592
iC ₄ H ₁₀	58.12	0.99	20300.544	349.2867	0.3393	0.3346	19.447
nC ₄ H ₁₀	58.12	0.995	36535.7632	628.6263	0.6106	0.6021	34.9941
iC ₅ H ₁₂	72.15	1	187.776	2.6026	0.0031	0.0025	0.1804
nC ₅ H ₁₂	72.15	1	38.4	0.5322	0.0006	0.0005	0.0361
totale	/	/	59837.5232	1043.9739	1	1	57.31

La masse moléculaire moyenne du résidu :

$$M_R = \sum M_i \cdot X'_{Ri} \dots \dots \dots (VII-5)$$

$$M_R = 57,31 \text{ Kg/ Kmol}$$

VII.4 PRESSION ET TEMPERATURE DANS LA COLONNE :

VII.4.1. Pression et température dans le ballon de reflux :

On a la pression dans le ballon de reflux $P_b = 19.5 \text{ bar}$.

A cette pression fixée, la température nécessaire dans le ballon de reflux par la formule :

$$\sum K_i \cdot X'_{D,i} = 1 \dots\dots\dots (VII-6)$$

Les coefficients d'équilibre K_i sont trouvés d'après le monogramme de scheibel et jenny

Tableau VII. 5 : détermination des K_i des constituants de distillat

constituants	K_i a $\begin{cases} P_b = 19.5 \text{ bar} \\ t_b = 50^\circ\text{C} \end{cases}$	$X'_{D,i}$	$K_i \cdot X'_{D,i}$
CH_4	11	0.003	0.033
C_2H_6	2.5	0.0234	0.058
C_3H_8	0.94	0.9693	0.911
iC_4H_{10}	0.45	0.0023	0.001
nC_4H_{10}	0.35	0.002	0.0007
Totale	/	1	1

VII.4.2. Pression et température au sommet :

En tenant compte de la perte de charge de la colonne au ballon de reflux $\Delta P_1 = 0.7 \text{ bar}$

On calcule la pression au sommet de la colonne par la formule :

$$P_S = P_b + \Delta P_1 \dots\dots\dots (VII-7)$$

$$P_s = 19.5 + 0.7 = 20.2 \text{ bar}$$

La température au sommet de la colonne est déterminée par approximation successive en utilisant l'équation d'isotherme de la phase vapeur

$$\sum \frac{y'_{D,i}}{K_i} = 1 \dots\dots\dots (VII-8)$$

Tableau VII. 6: détermination des K_i des constituants de tête de la colonne

constituants	K_i a $\begin{cases} P_b = 20.2 \text{ bar} \\ t_s = 55^\circ\text{C} \end{cases}$	$Y'_{D,i}$	$\frac{y'_{D,i}}{K_i}$
CH_4	10.9	0.003	0.0003
C_2H_6	2.5	0.0234	0.0094
C_3H_8	0.99	0.9693	0.9791
iC_4H_{10}	0.49	0.0023	0.0047
nC_4H_{10}	0.4	0.002	0.005
Totale	/	1	1

On trouve d'après le monogramme une température $t_s = 55^\circ\text{C}$

VII.4. 3. Pression et température au fond :

En estimant les pertes de charge dans la zone d'épuisement $\Delta P_2=0.3 \text{ bar}$, on peut trouver approximativement la pression au fond de la colonne.

$$P_f = P_s + \Delta P_2 \dots\dots\dots (VII-9)$$

$$P_f = 20.2 + 0.3 = 20.5 \text{ bar}$$

La température au fond de la colonne est calculée par l'équation isotherme dans la phase liquide

$$\sum K_i \cdot X'_{R,i} = 1 \dots\dots\dots (VII-10)$$

Tableau VII. 7 : détermination des K_i des constituants de résidu

constituants	K_i a $\begin{cases} P_f = 20.5 \text{ bar} \\ t_f = 108^\circ\text{C} \end{cases}$	$X'_{R,I}$	$K_i \cdot X'_{D,i}$
C_3H_8	1.8	0.0603	0.1085
iC_4H_{10}	1.05	0.3346	0.3513
nC_4H_{10}	0.9	0.6021	0.5419
iC_5H_{12}	0.49	0.0025	0.0012
nC_5H_{12}	0.42	0.0005	0.0002
Totale	/	1	1

D'après le monogramme de scheibel et jenney $t_f = 108^\circ\text{C}$

VII.4. 4. Pression et température dans la zone d'alimentation :

On calcul la pression dans la zone d'alimentation par l'équation :

$$P_L = 0.5(P_S + P_f) \dots\dots\dots (VII-11)$$

$$P_L = 0.5(20.2 + 20.5) = 20.35 \text{ bar}$$

Déterminant la température d'alimentation, elle est déterminée par approximation successive de la phase liquide

$$\sum K_i \cdot X'_{L,i} = 1 \dots\dots\dots (VII-12)$$

Tableau VII. 8 : détermination des K_i des constituants de la charge

constituants	K_i a $\begin{cases} P_L = 20.35 \text{ bar} \\ t_L = 70^\circ\text{C} \end{cases}$	$X'_{L,I}$	$K_i \cdot X'_{L,i}$
CH_4	12	0.0018	0.0216
C_2H_6	3	0.0140	0.042
C_3H_8	1.24	0.6046	0.7497

iC_4H_{10}	0.64	0.1356	0.0867
nC_4H_{10}	0.51	0.2428	0.1238
iC_5H_{12}	0.25	0.001	0.00025
nC_5H_{12}	0.22	0.0002	
Totale	/	1	1

On trouve d'après le monogramme une température $t_L = 70^\circ\text{C}$

VII.5 CALCULE DE TAUX DE REFLUX MINIMAL :

Il consiste un cas limite de fonctionnement de la colonne et correspond au nombre infini de plateau.

Le taux de reflux minimal théoriquement calculé d'après la formule de « UNDER WOOD » en prenant la température d'alimentation $t_A = 70^\circ\text{C}$ Et la formule

$$R_{min} + 1 = \sum \frac{\alpha_i \cdot x'_{Di}}{\alpha_i - \theta} \dots\dots\dots (VII-13)$$

θ : paramètre conventionnel déterminé a partir d'une autre équation d'underwood, pour notre cas la charge entre a la température d'ébullition $e' = 0$

$$e' = \sum \frac{\alpha_i \cdot x'_{Li}}{\alpha_i - \theta} = 0 \dots\dots\dots (VII-14)$$

Le calcul de θ se fait par approximation successive.

Cette valeur θ dans cette équation varie généralement entre les volatilités relatives des constituants clés $\alpha_{L,3} = 2.43$ et $\alpha_{L,4}=1$

Tableau VII. 9 : Détermination de la valeur θ

constituants	K_i à $\begin{cases} P_L = 20.35 \text{ bar} \\ t_L = 70^\circ\text{C} \end{cases}$	$\alpha_i = \frac{K_i}{K_c}$	$X'_{L,i}$	$\alpha_i \cdot X'_{L,i}$	$\alpha_i - \theta$	$e' = \sum \frac{\alpha_i \cdot x'_{Li}}{\alpha_i - \theta}$
CH_4	12	23.5294	0.0018	0.0423	22.0934	0.0019
C_2H_6	3	5.88	0.0140	0.082	4.4464	0.0185
C_3H_8	1.24	2.431	0.6046	1.47	0.9954	1.4768
iC_4H_{10}	0.64	1.2549	0.1356	0.1702	-0.1811	-0.9396
nC_4H_{10}	0.51	1	0.2428	0.2428	-0.4360	-0.5569
iC_5H_{12}	0.25	0.49	0.001	0.0005	-0.9458	-0.0005
nC_5H_{12}	0.22	0.4313	0.0002	0.0001	-1.0046	-0.0001
total	/	/	1	/	/	0.00006

K_r : Coefficient d'équilibre de l'élément de référence (clé lourd) .

On admit le constituant clé lourd nC_4H_{10} comme élément de référence.

Prenons $\theta = 1.436$

$$R_{min} + 1 = \sum \frac{\alpha_i \cdot x'_{Di}}{\alpha_i - \theta}$$

$$R_{min} + 1 = 2.38$$



$$R_{min} = 1.38$$

VII.6 CALCUL DE TAUX DE REFLUX OPTIMAL :

En calcul le coefficient d'exédence du taux de reflux.

$$R_{op} = \tau_{op} \cdot R_{min} \dots\dots\dots (VII-15)$$

$$\tau_{op} = \frac{0.35}{R_{min}} + 1.35$$



$$R_{op} = 2.2$$

VII.7 CALCUL DU TAUX DE REBOUILLAGE OPTIMAL:

$$\delta_{opt} = \frac{R_{op}D' + L'(1-e') - R'}{R'} \dots\dots\dots (VII-16)$$

$$\delta_{opt} = \frac{2,2 \cdot 1558,1358 + 2602,11(1-0) - 1043,9739}{1043,9739} = 4,77$$

$$\delta_{opt} = 4,77$$

VII.8 DETERMINATION DU NOMBRE DU PLATEAU THEORIQUE DANS LA COLONNE :

Le nombre de plateau minimal théorique est déterminé en utilisant l'équation de Fenske et Underwood en se basant sur les constituants clés léger et lourd.

$$N_{min} = \frac{\log\left(\frac{x'_{D,c \text{ léger}} \cdot x'_{R,c \text{ lourd}}}{x'_{D,c \text{ lourd}} \cdot x'_{R,c \text{ léger}}}\right)}{\log\left(\frac{K_c \text{ léger}}{K_c \text{ lourd}}\right)} \dots\dots\dots (VII-17)$$

$$N_{min} = \frac{\log\left(\frac{0,9693 \cdot 0,6021}{0,002 \cdot 0,0603}\right)}{\log_{0,51}^{1,24}} = 9,69 \cong 10$$



$N_{min} = 10 \text{ plateaux}$

Le nombre de plateau optimal théorique est déterminé d'après la formule ;

$$v_{opt} = \frac{0,7}{N_{min}} + 1,7 \dots\dots\dots (VII-18)$$

$$v_{opt} = \frac{0,7}{10} + 1,7 = 1,77$$

$$N_{opt} = N_{min} \cdot v_{opt} \dots\dots\dots (VII-19)$$

$$N_{opt} = 10 \cdot 1,777 = 17,7 \cong 18$$

$$N_{opt} = 18 \text{ plateaux}$$

- * En calcule le nombre de plateau théorique dans la zone de rectification et d'épuisement :

$$\log \frac{N_{rec}}{N_{ep}} = \log \left[\frac{R'}{D'} \cdot \left(\frac{x'_{L,c \text{ lourd}}}{x'_{L,c \text{ léger}}} \right) \left(\frac{x'_{R,c \text{ léger}}}{x'_{D,c \text{ lourd}}} \right)^2 \right] \dots\dots\dots (VII-20)$$

$$\log \frac{N_{rec}}{N_{ep}} = 0,206 \log \left[\frac{1043,9739}{1558,1358} \cdot \left(\frac{0,2428}{0,6046} \right) \left(\frac{0,0603}{0,002} \right)^2 \right]$$

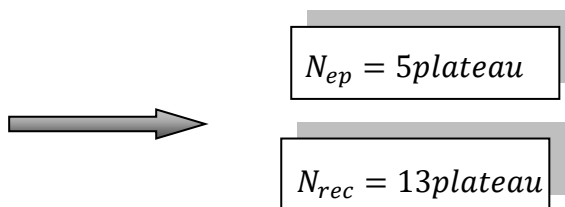
$$\log \frac{N_{rec}}{N_{ep}} = 0,492 \quad \frac{N_{rec}}{N_{ep}} = 10^{0,492} = 3,1$$

$$N_{rec} = 3,1N_{ep}$$

$$N = N_{rec} + N_{ep} \quad N = 4,1N_{ep}$$

$$N_{ep} = \frac{18}{4,1} = 4,39 \cong 5 \text{ plateau}$$

$$N_{rec} = 18 - 5 = 13 \text{ plateaux}$$



VII.9 METHODE PLATEAU PAR PLATEAU :

Cette méthode est très importante vue qu'elle nous donne la composition de chaque constituant, la température et la pression en chaque plateau.

Cette méthode consiste à calculer les compositions des phases liquide –vapeur à partir du sommet ou du fond de la colonne en utilisant des équations d’équilibres, et des lignes opératoires.

On calcule d’abord la valeur moyenne du coefficient de volatilité dans chaque zone, et la détermination de la pression moyenne.

Détermination du coefficient de référence de chaque zone :

Alimentation : $\alpha_{L,i} = \frac{K_{i,L}}{K_{c,lourd}}$ (VII-21)

Distillat : $\alpha_{D,i} = \frac{K_{i,D}}{K_{c,lourd}}$ (VII-22)

Résidu : $\alpha_{R,i} = \frac{K_{i,R}}{K_{c,lourd}}$ (VII-23)

→ Pour la zone de rectification on a

$\alpha_{i,m} = 0,5(\alpha_{L,i} + \alpha_{D,i})$ (VII-24)

→ Pour la zone d’épuisement on a

$\alpha_{i,m} = 0,5(\alpha_{L,i} + \alpha_{R,i})$ (VII-25)

Tableau VII. 10 : Détermination des coefficients de référence de chaque zone

I. Calcul plateau par plateau dans la zone de rectification :

On fait intervenir les équations de la courbe d'équilibre et de la ligne opératoire,

$$y'_{n,i} = mX'_{n-1,i} + (1 - m)y'_{D,i} \dots\dots\dots (VII-26)$$

N : numéro de plateau

$$m = \frac{R}{1+R} \dots\dots\dots (VII-27)$$

constituants	Zone d'alimentation		Zone de rectification			Zone d'épuisement		
	K_i	$\alpha_i = \frac{K_i}{K_c}$	K_i	$\alpha_{D,i}$	$\alpha_{i,m}$	K_i	$\alpha_{R,i}$	$\alpha_{i,m}$
CH_4	12	23.5294	11	27.5	25.5147	/	/	/
C_2H_6	3	5.88	2.5	6.25	6.065	/	/	/
C_3H_8	1.24	2.431	0.99	2.475	2.453	1.8	2	2.215
iC_4H_{10}	0.64	1.2549	0.49	1.225	1.2399	1.05	1.166	1.21
nC_4H_{10}	0.51	1	0.4	1	1	0.9	1	1
iC_5H_{12}	0.25	0.49	/	/	/	0.49	0.544	0.517
nC_5H_{12}	0.22	0.4313	/	/	/	0.42	0.466	0.448

$$m = \frac{2,21}{3,21} = 0,687$$

On trouve,

$$y'_{n,i} = 0,687X'_{n-1,i} + 0,31y'_{D,i}$$

Et pour l'équation d'équilibre on utilise,

$$X'_i = \frac{y'_i/\alpha_{i,m}}{\sum y'_i/\alpha_{i,m}} \dots\dots\dots (VII-28)$$

La pression moyenne dans la zone de rectification ;

$$P_r = 0,5(P_L + P_S) \dots\dots\dots (VII-29)$$

$$P_r = 0,5(20,3 + 20,2) = 20,25 \text{ bar}$$

*** Premier plateau :**

La composition de la vapeur quittant le premier plateau étant comme $Y'_{L,i} = Y'_{D,i}$ on calcul la composition d'équilibre du liquide sur ce plateau

$$X'_{1,i} = \frac{\frac{0.003}{25.5147}}{\frac{0.003}{25.5147} + \frac{0.0234}{6.065} + \frac{0.9693}{2.453} + \frac{0.0023}{1.2399} + \frac{0.002}{1}} = 0.0002$$

$$K_r = \sum y'_i/\alpha_{i,m} = 0.403$$

On détermine la température sur le 1^{er} plateau d'après le monogramme de scheibel et jenney

constituants	Plateau 1			$t_{s,1} = 55^\circ\text{C}$	
	$\alpha_{i,m}$	$y'_{D,i}$	$y'_{D,i}/\alpha_{i,m}$	$X'_{1,i}$	$K_{1,5}$
CH_4	25.5147	0.003	0.0001	0.0002	0.403
C_2H_6	6.065	0.0234	0.0039	0.0097	
C_3H_8	2.453	0.9693	0.3951	0.9804	

iC_4H_{10}	1.2399	0.0023	0.0019	0.0047	
nC_4H_{10}	1	0.002	0.002	0.005	
totale	/	1	0.403	1	

*

Premier plateau :

*

Deuxième plateau :

constituants	Plateau 2				$t_{s,2} = 56.5^\circ\text{C}$
	$0,687X'_{1,i}$	$0,31y'_{D,i}$	$y'_{2,i}$	$y'_{2,i}/\alpha_{i,m}$	$X'_{i,2}$
CH_4	0.0001	0.0009	0.001		0.0001
C_2H_6	0.0067	0.0073	0.0140	0.0023	0.0057
C_3H_8	0.6735	0.3005	0.9740	0.3971	0.9781
iC_4H_{10}	0.0032	0.0007	0.0039	0.0031	0.0076
nC_4H_{10}	0.0034	0.0006	0.004	0.004	0.0099
totale	/	/	$\cong 1$	0.406	1

* Troisième plateau :

constituants	Plateau 3				$t_{s,3} = 56.5^{\circ}\text{C}$
	$0,687X'_{2,i}$	$0.31y'_{D,I}$	$y'_{3,i}$	$y'_{3,i}/\alpha_{i,m}$	$X'_{I,3}$
CH_4	0.0001	0.0009	0.001		0.0001
C_2H_6	0.0039	0.0073	0.0112	0.0018	0.0044
C_3H_8	0.6720	0.3005	0.9725	0.3965	0.9671
iC_4H_{10}	0.0052	0.0007	0.0059	0.0048	0.0117
nC_4H_{10}	0.0068	0.0006	0.0074	0.0074	0.018
totale	/	/	$\cong 1$	0.41	1

* Quatrième plateau :

constituants	Plateau 4				$t_{s,4} = 58.5^{\circ}\text{C}$
	$0,687X'_{3,i}$	$0.31y'_{D,I}$	$y'_{4,i}$	$y'_{4,i}/\alpha_{i,m}$	$X'_{I,4}$
CH_4	0.0001	0.0009	0.001		0.0001
C_2H_6	0.003	0.0073	0.0103	0.0017	0.0041
C_3H_8	0.6644	0.3005	0.9649	0.3934	0.9480
iC_4H_{10}	0.008	0.0007	0.0087	0.007	0.0169
nC_4H_{10}	0.0124	0.0006	0.0130	0.0130	0.0313
totale	/	/	$\cong 1$	0.415	1

* Cinquième plateau :

constituants	Plateau 5				$t_{s,5} = 60^{\circ}\text{C}$
	$0,687X'_{4,i}$	$0.31y'_{D,I}$	$y'_{5,i}$	$y'_{5,i}/\alpha_{i,m}$	$X'_{I,5}$

CH_4	0.0001	0.0009	0.001		0.0001
C_2H_6	0.0028	0.0073	0.0101	0.0017	0.004
C_3H_8	0.6513	0.3005	0.9518	0.3880	0.9238
iC_4H_{10}	0.0116	0.0007	0.0123	0.0099	0.0235
nC_4H_{10}	0.0215	0.0006	0.0221	0.0221	0.0525
totale	/	/	$\cong 1$	0.421	1

* Sixième plateau :

constituants	Plateau 6				$t_{s,6} = 62^\circ\text{C}$
	$0,687X'_{5,i}$	$0.31y'_{D,I}$	$y'_{6,i}$	$y'_{6,i}/\alpha_{i,m}$	$X'_{I,6}$
CH_4	0.0001	0.0009	0.001		0.0001
C_2H_6	0.0028	0.0073	0.0101	0.0017	0.0039
C_3H_8	0.6347	0.3005	0.9352	0.3812	0.8804
iC_4H_{10}	0.0162	0.0007	0.0169	0.0136	0.0314
nC_4H_{10}	0.0361	0.0006	0.0367	0.0367	0.0848
totale	/	/	$\cong 1$	0.433	1

constituants	Plateau 7				$t_{s,7} = 63^\circ\text{C}$
	$0,687X'_{6,i}$	$0.31y'_{D,I}$	$y'_{7,i}$	$y'_{7,i}/\alpha_{i,m}$	$X'_{I,7}$
CH_4	0.0001	0.0009	0.001		0.0001

C_2H_6	0.0027	0.0073	0.010	0.0016	0.0036
C_3H_8	0.6048	0.3005	0.9053	0.3691	0.8257
iC_4H_{10}	0.0216	0.0007	0.0223	0.0180	0.0403
nC_4H_{10}	0.0583	0.0006	0.0589	0.0589	0.1318
totale	/	/	$\cong 1$	0.447	1

* Septième plateau :

* Huitième plateau :

constituants	Plateau 8				$t_{s,8} = 65^\circ\text{C}$
	$0,687X'_{7,i}$	$0,31y'_{D,I}$	$y'_{8,i}$	$y'_{8,i}/\alpha_{i,m}$	$X'_{I,8}$
CH_4	0.0001	0.0009	0.001		0.0001
C_2H_6	0.0025	0.0073	0.0098	0.0016	0.0034
C_3H_8	0.5673	0.3005	0.8678	0.3538	0.7544
iC_4H_{10}	0.0277	0.0007	0.0284	0.0229	0.0488
nC_4H_{10}	0.0905	0.0006	0.0911	0.0911	0.1942
totale	/	/	$\cong 1$	0.469	1

constituants	Plateau 9				$t_{s,9} = 68^\circ\text{C}$
	$0,687X'_{8,i}$	$0,31y'_{D,I}$	$y'_{9,i}$	$y'_{9,i}/\alpha_{i,m}$	$X'_{I,9}$
CH_4	0.0001	0.0009	0.001		0.0001
C_2H_6	0.0023	0.0073	0.0096	0.0016	0.0032

C_3H_8	0.5181	0.3005	0.8188	0.3338	0.6716
iC_4H_{10}	0.0335	0.0007	0.0342	0.0276	0.0555
nC_4H_{10}	0.1334	0.0006	0.1340	0.134	0.2696
totale	/	/	$\cong 1$	0.497	1

* Neuvième plateau :

* Dixième plateau :

constituants	Plateau 10				$t_{s,10} = 69^\circ\text{C}$
	$0,687X'_{9,i}$	$0.31y'_{D,I}$	$y'_{10,i}$	$y'_{10,i}/\alpha_{i,m}$	$X'_{I,10}$
CH_4	0.0001	0.0009	0.001		0.0001
C_2H_6	0.0022	0.0073	0.0095	0.0016	0.003
C_3H_8	0.4614	0.3005	0.7619	0.3106	0.5871
iC_4H_{10}	0.0381	0.0007	0.0388	0.0313	0.0592
nC_4H_{10}	0.1852	0.0006	0.1858	0.1858	0.3512
totale	/	/	$\cong 1$	0.529	1

constituants	Plateau 11				$t_{s,11} = 71^\circ\text{C}$
	$0,687X'_{10,i}$	$0.31y'_{D,I}$	$y'_{11,i}$	$y'_{11,i}/\alpha_{i,m}$	$X'_{I,11}$
CH_4	0.0001	0.0009	0.001		0.0001
C_2H_6	0.0021	0.0073	0.0094	0.0015	0.0027
C_3H_8	0.4033	0.3005	0.7038	0.2869	0.5096
iC_4H_{10}	0.0407	0.0007	0.0414	0.0334	0.0593

nC_4H_{10}	0.2413	0.0006	0.2419	0.2419	0.4293
totale	/	/	$\cong 1$	0.563	1

* Onzième plateau :

* Douzième plateau :

constituants	Plateau 12				$t_{s,12} = 72^\circ\text{C}$
	$0,687X'_{11,i}$	$0.31y'_{D,I}$	$y'_{12,i}$	$y'_{12,i}/\alpha_{i,m}$	$X'_{I,12}$
CH_4	0.0001	0.0009	0.001		0.0001
C_2H_6	0.0018	0.0073	0.0091	0.0015	0.0025
C_3H_8	0.3501	0.3005	0.6506	0.2652	0.445
iC_4H_{10}	0.0408	0.0007	0.0415	0.0335	0.0562
nC_4H_{10}	0.2952	0.0006	0.2958	0.2958	0.4963
totale	/	/	$\cong 1$	0.596	1

constituants	Plateau 13				$t_{s,13} = 73^\circ\text{C}$
	$0,687X'_{12,i}$	$0.31y'_{D,I}$	$y'_{13,i}$	$y'_{13,i}/\alpha_{i,m}$	$X'_{I,13}$
CH_4	0.0001	0.0009	0.001		0.0001
C_2H_6	0.0017	0.0073	0.0090	0.0015	0.0024
C_3H_8	0.3057	0.3005	0.6062	0.2471	0.3985
iC_4H_{10}	0.0386	0.0007	0.0393	0.0317	0.0511
nC_4H_{10}	0.3410	0.0006	0.3416	0.3416	0.551

totale	/	/	$\cong 1$	0.62	1
--------	---	---	-----------	------	---

* Treizième plateau :

II. Calcul plateau par plateau dans la zone d'épuisement :

Equation de la ligne opératoire

$$X'_{n+1,i} = \frac{1}{m'} y'_{n,i} + \frac{m'-1}{m'} X'_{R,i} \dots\dots\dots (VII-30)$$

$$m' = \frac{R_b + 1}{R_b}$$

$$m' = \frac{4.77 + 1}{4.77} = 1.20$$

Donc,

$$X'_{n+1,i} = 0.826 y'_{n,i} + 0.173 X'_{R,i}$$

La pression dans la section d'épuisement ;

$$P_e = 0,5(P_L + P_f) \dots\dots\dots (VII-31)$$

$$P_e = 0,5(20,3 + 20,5) = 20,4 \text{ bar}$$

La composition du résidu ($X'_{R,i}$) étant connue, on calcul la composition de la vapeur d'équilibre provenant de rebouilleur,

$$y'_{R,i} = \frac{\alpha_i x'_i}{\sum \alpha_i x'_i} \dots\dots\dots (VII-32)$$

Coefficient de référence $K_R = \frac{1}{\sum \alpha_i x'_i}$

* Plateau zéro :

constituants	Plateau 0			$t_f = 106^\circ\text{C}$	
	$\alpha_{i,m}$	$X'_{R,I}$	$\alpha_i x'_{Ri}$	$Y'_{R,i}$	K_R
C_3H_8	2.215	0.0603	0.1336	0.1172	0.877
iC_4H_{10}	1.21	0.3346	0.4049	0.3552	
nC_4H_{10}	1	0.6021	0.6021	0.5282	
iC_5H_{12}	0.517	0.0025	0.0013	0.0011	
nC_5H_{12}	0.448	0.0005	0.0002	0.0002	
Totale	/	1	1.14	1	

constituants	Plateau 1				$t_1 = 100^\circ\text{C}$
	$0,826Y'_{R,i}$	$0.173X'_{R,I}$	$X'_{1,i}$	$\alpha_{i,m}x'_{1,i}$	$y'_{1,i}$
C_3H_8	0.0968	0.0104	0.1072	0.2374	0.1973
iC_4H_{10}	0.2934	0.0579	0.3513	0.4251	0.3534
nC_4H_{10}	0.4363	0.1042	0.54	0.540	0.4489
iC_5H_{12}	0.0009	0.0004	0.0013	0.0007	0.0006
nC_5H_{12}	0.0002	0.0001	0.0003	0.0001	0.0001

Totale	/	/	$\cong 1$	1.203	1
--------	---	---	-----------	-------	---

* Premier plateau :

$$K_1 = 0.83$$

* Deuxième plateau :

constituants	Plateau 2				$t_2 = 95^\circ\text{C}$
	$0,826Y'_{1,i}$	$0.173X'_{R,I}$	$X'_{2,i}$	$\alpha_{i,m}x'_{2,i}$	$y'_{2,i}$
C_3H_8	0.1630	0.0104	0.1734	0.3840	0.2993
iC_4H_{10}	0.2919	0.0579	0.3498	0.4233	0.33
nC_4H_{10}	0.3708	0.1042	0.4750	0.4750	0.3703
iC_5H_{12}	0.0005	0.0004	0.0009	0.0005	0.0004
nC_5H_{12}	0.0001	0.0001	0.0002	0.0001	0.0001
Totale	/	/	$\cong 1$	1.2829	1

$$K_2 = 0.779$$

* Troisième plateau :

constituants	Plateau 3				$t_3 = 90^\circ\text{C}$
	$0,826Y'_{2,i}$	$0.173X'_{R,I}$	X'_{3i}	$\alpha_{i,m}x'_{3,i}$	$y'_{3,i}$
C_3H_8	0.2472	0.0104	0.2576	0.5706	0.4135
iC_4H_{10}	0.2726	0.0579	0.3305	0.3999	0.2898
nC_4H_{10}	0.3054	0.1042	0.4101	0.4101	0.2972
iC_5H_{12}	0.0003	0.0004	0.0007	0.0004	0.0003
nC_5H_{12}	0.0001	0.0001	0.0002	0.0001	0.0001
Totale	/	/	$\cong 1$	1.38	1

$$K_3 = 0.72$$

* Quatrième plateau :

constituants	Plateau 4				$t_4 = 85^\circ\text{C}$
	$0,826Y'_{3,i}$	$0.173X'_{R,I}$	X'_{4i}	$\alpha_{i,m}x'_{4,i}$	$y'_{4,i}$
C_3H_8	0.3416	0.0104	0.352	0.7796	0.5236
iC_4H_{10}	0.2394	0.0579	0.2973	0.3597	0.2416
nC_4H_{10}	0.2455	0.1042	0.3497	0.3497	0.2349
iC_5H_{12}	0.0002	0.0004	0.0006	0.0003	0.0002
nC_5H_{12}	0.0001	0.0001	0.0002	0.0001	0.0001
Totale	/	/	$\cong 1$	1.489	1

$$K_4 = 0.67$$

* Cinquième plateau :

constituants	Plateau 5				$t_5 = 74^\circ\text{C}$
	$0,826Y'_{4,i}$	$0.173X'_{R,I}$	X'_{5i}	$\alpha_{i,m}x'_{5,i}$	$y'_{5,i}$
C_3H_8	0.4325	0.0104	0.4429	0.9810	0.617
iC_4H_{10}	0.1996	0.0579	0.2575	0.3115	0.1959
nC_4H_{10}	0.194	0.1042	0.2982	0.2982	0.1875
iC_5H_{12}	0.0002	0.0004	0.0006	0.0003	0.0002
nC_5H_{12}	0.0001	0.0001	0.0002	0.0001	0.0001
Totale	/	/	$\cong 1$	1.59	1

$$K_5 = 0.62$$

III. Calcul de la zone d'alimentation :

1-quantité du liquide descendant du dernier plateau de la zone de rectification

$$g_n = R_{op}D' = 2.21 \times 1558.1358 = 3443.48 \text{ Kmol/h}$$

2-quantité de vapeur d'alimentation :

$$V_c = e \cdot L = 0 \cdot L = 0$$

3- quantité de la phase liquide d'alimentation :

$$g_c = L - V_c = 2602.11 - 0 = 2602.11 \text{ Kmol/h}$$

4-quantité de la phase liquide descendant sur le plateau supérieur de la zone d'épuisement :

$$g_m = g_c + g_n = 2602.11 + 3443.48 = 6045.59 \text{ Kmol/h}$$

5-Quantité de vapeur sortante du plateau supérieur de la zone d'épuisement :

$$V_0 = g_m - R = 6045.59 - 1043.9739$$

$$V_0 = 5001.61 \text{ Kmol/h}$$

6-Quantité du vapeur alimentant le plateau inferieur de la zone de rectification :

$$V_m = V_0 + V_c = 5001.61 + 0 = 5001.61 \text{ Kmol/h}$$

VII.10 BILAN THERMIQUE :

Le bilan thermique en évidence tous les flux de chaleur consommés durant le fonctionnement de la colonne, il nous renseigne sur les types de rebouilleurs et condenseurs qu'il faut disposer pour permettre la vaporisation partielle du rebouillage et la condensation de reflux renvoyé dans la colonne pour cela on détermine la quantité éliminée par le condenseur et celle communiquée par le rebouilleur

$$Lh_L + Q_R = Dh_D + Rh_R + Q_C \dots\dots\dots (VII-33)$$

h_L : Enthalpie de la charge liquide Kcal/Kmol ;

h_R : Enthalpie de résidu liquide Kcal/Kmol

h_D : Enthalpie de distillat liquide Kcal/Kmol ;

Q_L : Quantité de chaleur a éliminé par le condenseur

Q_R : Quantité de chaleur a communiqué du liquide de fond

$$h_L = e'_0 H_0 + (1 - e'_0) h_0 \dots\dots\dots (VII-34)$$

$$Q_R = G_R(H_R - h_1) + R(h_R - h_1) \dots\dots\dots (VII-35)$$

$$Q_C = (D + g_x)(H_D - h_D) \dots\dots\dots (VII-36)$$

H_0 : Enthalpie de la phase vapeur de la charge Kcal/Kmol

h_0 : Enthalpie de la phase liquide de la charge Kcal/Kmol

h_1 : Enthalpie de la phase liquide alimentant le rebouilleur Kcal/Kmol

H_R : Enthalpie de la phase vapeur provenant de rebouilleur Kcal/Kmol

H_D : Enthalpie de distillat a l'état vapeur Kcal/Kmol ;

Q_D : Charge thermique de distillat Kcal/h ;

Q_C : Charge thermique de condenseur Kcal/h ;

Q_{Rb} : Charge thermique fournie par le rebouilleur Kcal/h ;

e'_0 : Taux de vaporisation de la charge ;

g_x : Débit du reflux liquide Kmol/h ;

G_R : Débit du reflux chaud (vapeur provenant de rebouilleur) Kmol/h.

L' , R' , D' : sont les débits molaires respectivement de la charge, du résidu et de distillat.

Les enthalpies sont déterminées graphiquement en fonction de la masse moléculaire, pression, température.

→ Calcul de H_D a partir du graphe en fonction de t , P , M_{moy} (voir annexe)

Tableau VII. 11 : détermination de la masse moléculaire moyenne du distillat a l'état vapeur

constituants	M_i	$Y'_D = \frac{n_i}{\sum n_i}$	$M_i \cdot Y'_{D,i}$
CH_4	16.04	0.003	0.0481
C_2H_6	30.07	0.0234	0.7036
C_3H_8	44.10	0.9693	42.7461
iC_4H_{10}	58.12	0.0023	0.1336
nC_4H_{10}	58.12	0.002	0.1164
Totale	/	1	43.74

$$M_D = 43.74 \text{ kg/kmol}$$

D'après le graphe $H_D = 420 \text{ Kj/Kg}$

$$H_D = 18370.8 \text{ Kj/Kmol}$$

→ Calcul de h_0 enthalpie du distillat du ballon de reflux :

$$t_b = 50^\circ\text{C} = 323\text{K}$$

$$[33] \quad \frac{1,03M_D}{44,29 + M_D}$$

$$\rho_{15}^{15} = \frac{1,03 + 43,74}{44,29 + 43,74} = 0,51$$

$$h_0 = \frac{1}{\sqrt{\rho_{15}^{15}}} (0,0017T^2 + 0,762T - 334,24) \dots\dots\dots (\text{VII-37})[32]$$

$$h_0 = \frac{1}{\sqrt{0,51}} (0,0017(323)^2 + 0,762(323) - 334,24)$$

$$h_0 = 124,96 \text{ kj/kg}$$

$$h_0 = 5351.15 \text{ kj/kmol}$$

→ Calcul du h_D enthalpie liquide quittant le premier plateau de rectification

$$t = 55^\circ\text{C} = 328 \text{ K}$$

Tableau VII. 12 : détermination de la masse moléculaire moyenne du distillat du ballon de reflux

constituants	Mi	$X'_D = \frac{n_i}{\sum n_i}$	$M_i \cdot X'_{D,i}$
CH ₄	16.04	0.0002	0.0032
C ₂ H ₆	30.07	0.0097	0.2917
C ₃ H ₈	44.10	0.9804	43.2356
iC ₄ H ₁₀	58.12	0.0047	0.2732
nC ₄ H ₁₀	58.12	0.005	0.2906
Totale	/	1	44.09

$$M_D = 44,09 \text{ kg/kmol}$$

$$\rho_{15}^{15} = \frac{1,03M_D}{44,29 + M_D} = \frac{1,03 + 44,09}{44,29 + 44,09} = 0,513$$

$$h_D = \frac{1}{\sqrt{0.51}} (0,0017(328)^2 + 0,762(328) - 334,24)$$

$$h_D = 137.64 \text{ kg/kj}$$

$$h_D = 6068.8862 \text{ kj/Kmol}$$

❖ L'effet du condenseur réfrigérant

$$Q_C = g'(H_D - h_D) + D(H_D - h_0) \dots\dots\dots \text{(VII-38)}$$

$$Q_C = 62647776.9 \text{ kj/kmol}$$

Quantité de reflux :

$$g_R = g' \frac{H_D - h_D}{H_D - h_0} = 3443,48 \frac{18370,8 - 6068.8862}{18370.8 - 5351.15}$$

$$g_R = 3253.65 \text{ kmol/h}$$

❖ L'Effet thermique du rebouilleur et quantité de rebouillage :

On calcul l'effet thermique en se basant sur les formules ;

$$Lh_L = Dq_s + Rq_f \dots\dots\dots (VII-40)$$

q_s, q_f : Paramètres thermiques au sommet et au fond de la colonne ;

$$q_s = H_D + \frac{g_R(H_D - h_0)}{D} = 18370.8 + \frac{3253.65(18370.8 - 5351.15)}{1558.1358}$$

$$q_s = 45558.02 \text{ kj/kmol}$$

$$q_f = h_R - \frac{Q_R}{R} \dots\dots\dots (VII-41)$$

$$Lh_L = Dq_s + Rh_R - Q_R \dots\dots\dots (VII-42)$$

$$Q_R = Rh_R - (Lh_L - Dq_s) \dots\dots\dots (VII-43)$$

→ Calcul de h_L enthalpie de la charge :

$$t_A = 70^\circ\text{C} = 343\text{K}$$

$$M_m = 49.19$$

$$\rho_{15}^{15} = \frac{1,03M_m}{44,29+M_m} = \frac{1,03 \cdot 49,19}{44,29+49,19} = 0,542$$

$$h_L = \frac{1}{\sqrt{0.542}} (0,0017(343)^2 + 0,762(343) - 334,24)$$

$$h_L = 172.64 \text{ kj/kg}$$

$$h_L = 8492.239 \text{ kj/kmol}$$

→ Calcul de h_R enthalpie de residu :

On calcul h_R l'enthalpie de résidu a $t_f = 108^\circ\text{C} = 381\text{K}$

$$\rho_{15}^{15} = \frac{1,03M_{mR}}{44,29+M_{mR}} = \frac{1,03 \cdot 57,31}{44,29+57,31} = 0,58$$

$$h_R = \frac{1}{\sqrt{0,58}} (0,0017(381)^2 + 0,762(381) - 334,24)$$

$$h_R = 266.12 \text{ kj/kg}$$

$$h_R = 15251.70 \text{ kj/kmol}$$

$$Q_R = Rh_R - (Lh_L - Dq_s) \dots\dots\dots (VII-44)$$

$$Q_R = 1043.9739 \times 15251.70 - [(2602.11 \times 8492.239) - (1558.1358 \times 45558.02)]$$

$$Q_R = 48888885.88 \text{ kj/kmol}$$

❖ Quantité de la vapeur de rebouillage,

$$G_r = \frac{Q_R}{H_R - h_R}$$

H_R Est calculé en fonction de la masse moléculaire moyenne qui est a son tour déterminée en fonction de la composition de vapeur quittant le plateau 0

→ Calcul de H_R enthalpie de la phase vapeur provenant de rebouilleur:

Tableau VII. 13 : la masse moléculaire moyenne de la phase vapeur provenant de rebouilleur

constituants	M_i	$y'_{R,i}$	$M_i \cdot y'_{R,i}$
--------------	-------	------------	----------------------

C_3H_8	44.10	0.1172	5.1685
iC_4H_{10}	58.12	0.3552	20.6442
nC_4H_{10}	58.12	0.5282	30.699
iC_5H_{12}	72.15	0.0011	0.0794
nC_5H_{12}	72.15	0.0002	0.0144
totale	/	1	56.60

$$M_R = 56,60 \text{ kg/kmol}$$

D'après le graphe $H_R = 504 \text{ kJ/kg}$

$$H_R = 28526.4 \text{ kJ/kmol}$$

La quantité des vapeurs de rebouillage :

$$G_r = \frac{Q_R}{H_R - h_R} = \frac{48888885.88}{28526.4 - 15251.7}$$

$$G_r = 3682.86 \text{ kmol/h}$$

VII.11 NOMBRE DE PLATEAUX REEL DANS LA COLONNE :

Dans notre colonne on utilise les plateaux a clapet point de vue prie bon marché et leur efficacité, en générale l'efficacité est comprise entre 0.3 ÷ 0.7 .on prend $\epsilon = 0.33$

Le nombre réel dans une colonne est déterminé par la formule

$$N_R = \frac{N_{th}}{\epsilon} \dots\dots\dots (VII-45)$$

$$N_{R,rec} = \frac{N_{th,rec}}{\epsilon} = \frac{13}{0,33} = 39,39 = 40 \text{ plateaux}$$

$$N_{R,ep} = \frac{N_{th,ep}}{\epsilon} = \frac{5}{0,33} = 15,15 = 15 \text{ plateaux}$$

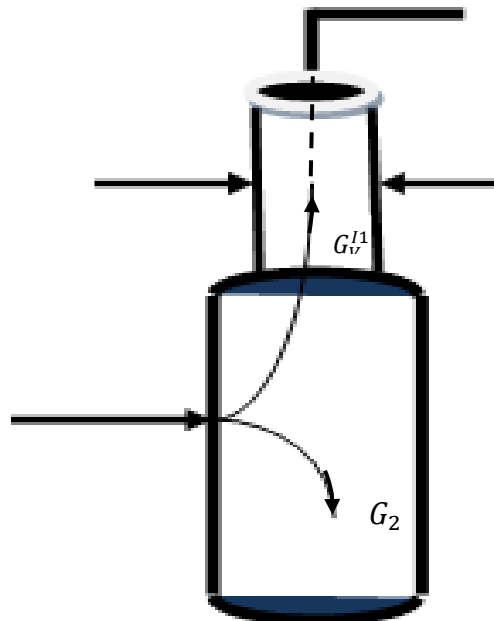
$$N_R = N_{R,rec} + N_{R,ép} = 40 + 15 = 55 \text{ plateau}$$



$$N_R = 55 \text{ plateau}$$

VII.12 DIMENSIONNEMENT DE LA COLONNE :

VII.12.1 Diamètre de la partie supérieur :[38]



1. Quantité de vapeur de la section I1

$$G_{I1}^V = G_1 + G_{r,ci} \dots\dots\dots (VII-46)$$

G_1 : Quantité de vapeur et de gaz dirigé vers torche ou fuel

$G_{r,ci}$: Quantité de vapeur de reflux circulant intermédiaire ;

$$G_{r,ci} = \frac{Q_{ref}}{q_{t_{I1}}^V - q_{t_{I1}}^L}$$

$$Q_{ref} = G_{ref}(q_{55}^V - q_{30}^L) \dots\dots\dots (VII-47)$$

q_{30}^L : Enthalpie du reflux froid à 30°C

q_{55}^V : Enthalpie de vapeur de sommet a 55°C

$$G_{ref} = D' \cdot R_{op} = 1558.1358 \times 2.21 = 3443.48 \text{ Kmol/h}$$

Tableau VII. 14 : détermination de la masse moléculaire moyenne du reflux [32]

constituants	X_D'	ρ_i	$\frac{X_D}{\rho_i}$
CH_4	0.0011	299.39	0.0000036
C_2H_6	0.0161	355.68	0.000045
C_3H_8	0.9771	506.68	0.00192
iC_4H_{10}	0.003	561.97	0.0000053
nC_4H_{10}	0.0027	583.22	0.0000046
Totale	1	/	0.00197

$$\rho_{15}^{15} = \frac{1}{0,00197} = 507 \text{ kg/m}^3$$

$$q_{30}^L = \sqrt{\frac{1}{\rho_{15}^{15}}} (0.403t + 0.000405t^2)$$

$$q_{30}^L = \sqrt{\frac{1}{0.507}} (0.403(30) + 0.000405(30)^2)$$

$$q_{30}^L = 17.49 \text{ kcal/kg}$$

$$q_{30}^L = 73.1 \text{ kj/kg}$$

$$q_{55}^v = 420 \frac{\text{kj}}{\text{kmol}} = 18370.8 \text{ kj/kmol}$$

$$q_{t_{i1}}^v = q_{56,1}^v = 441 \frac{kJ}{kg} = 19289.34 \text{ kJ/kmol}$$

$$q_{t_{i1}}^L = q_{31,15}^L = 76 \frac{kJ}{kg} = \text{kJ/kmoles}$$

$$Q_{ref} = 150638.22(420 - 73.10) = 52256398.5 \text{ kJ/h}$$

$$G_{r,ci} = \frac{52256398.51}{441-76} = 143168.2 \text{ kg/h}$$

Donc,

$$G_{11}^V = 68162.0928 + 143168.2 = 211330.3 \text{ kg/h}$$

2. Vitesse volumique des vapeurs dans la section I ;

$$V_{sec} = \sum N_i \cdot 22.4 \frac{273+t_{I1}}{273} \frac{1}{P} \frac{1}{3600} \text{ Z} \dots\dots\dots \text{ (VII-48)}$$

$$\sum N_i = N_i + N_{r,ci}$$

N_i : Nombre totale des moles des produits de tête

a) Déterminons N_i

$$N_i = 1558.1358 \text{ kmoles/h}$$

b) Déterminons $N_{r,ci}$

$$N_{r,ci} = \frac{G_{r,i}}{M_m} = \frac{143168.2}{43.74} = 3273.1642 \text{ kmole/h}$$

Donc,

$$\sum N_i = 4831.3 \text{ kmole/h}$$

c) Détermination du facteur de compressibilité Z à partir du graphe en fonction de pression réduite et température réduite. (voir annexe)

Tableau VII. 15 : détermination de facteur de compressibilité Z

- $T_r = (T_{I1}/T_{Cm}) \dots\dots\dots (VI-40)$

Avec : $T_{Cm} = \sum(Y'_i \cdot T_{Cr})$

- $P_r = (P_{I1}/P_{Cm}) \dots\dots\dots (VI-41)$

Avec : $P_{Cm} = \sum(Y'_i \cdot P_{Cr})$

$t_s = 55^\circ\text{C} = 328 \text{ k}$

$t_r = \frac{328}{368.15} = 0.9$

D'après l'abaque universel de compressibilité des

constituants	P_{Cr}	T_{Cr}	$y'_{D,i}$	$y' T_{Cr}$	$y' P_{Cr}$
CH_4	48.8	191.1	0.003	0.5733	0.1464
C_2H_6	48.2	305.5	0.0234	7.1487	1.12788
C_3H_8	42	370	0.9693	358.64	40.71
iC_4H_{10}	36	408.1	0.0023	0.9386	0.0828
nC_4H_{10}	37.5	425.2	0.002	0.85	0.075
Totale	/	/	1	368.15	42.13

gaz

$Z = 0.75$

$P_r = \frac{20.2}{42.13} = 0.48$

D'où

$$V_{sec} = 4831.3 \cdot 22.4 \frac{273+56.15}{273} \frac{1}{20.2} \frac{1}{3600} 0.75$$

$$V_{sec} = 1.345 \text{ m}^3/\text{s}$$

3. Vitesse admissible des vapeurs :

$$W_{ad} = \frac{0.305}{3600} K \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}}$$

K : coefficient qui dépend de la distance entre les plateaux ;

$$K=650$$

- Calcul de ρ_V masse volumique des vapeurs dans la section I1:

$$\rho_V = \frac{G_V^{II}}{V_{sec} 3600} = \frac{211330.29}{1.34 \cdot 3600} = 43.80 \text{ kg/m}^3$$

- Calcul de ρ_L masse volumique du reflux à 56.15°C

$$\rho_L^{56.15} = \rho_{15}^{15} - 0.0009(t - 20)$$

$$\rho_L^{56.15} = 0.507 - 0.0009(56.15 - 20) = 0.474 \text{ kg/l} = 474 \text{ kg/m}^3$$

$$W_{ad} = \frac{0.305}{3600} 600 \sqrt{\frac{474 - 43.8}{43.8}} = 0.15 \text{ m/s}$$

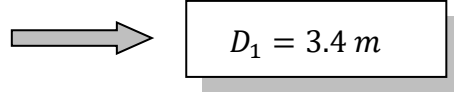
$$W_{ad} = 0.15 \text{ m/s}$$

4. Section I1 de la colonne :

$$S_{I1} = \frac{V_{sec}}{W_{ad}} = \frac{1.345}{0.15} = 9 \text{ m}$$

5. Diamètre de la partie supérieure

$$D_1 = \sqrt{\frac{4S_{I1}}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 9}{3.14}} = 3.4 \text{ m}$$



Diamètre réel de la colonne est égale à 4100 mm = 4,1 m

VII.12.2. Diamètre de la partie inférieur :

1. Niveau du liquide sur le déversoir ;

$$\Delta h = 1.5 \div 1.3 \text{ cm}$$

2. Longueur du déversoir ;

$$L = \frac{V_L}{6400 \Delta h^{\frac{3}{2}}}$$

$$V_L = \frac{G_L}{\rho_L^{108}}$$

Ou,

G_L : Débit du liquide sur le plateau en kg/h

ρ_L^{108} : Masse volumique du liquide a 108 °C

$$G_L = G_{resid} + (1 - e)G_{ref,chaud}$$

$$G_L = 59837.52 + (1 - 0.39)281236.3 = 231391.663 \text{ kg/h}$$

$$\rho_L^{108} = \rho_L^{20} - a(108 - 20) = 505.88 \text{ kg/m}^3$$

$$V_L = \frac{228579.3}{505.88} = 457.404 \text{ m}^3/\text{h}$$

Prenons $\Delta h = 3.1 \text{ cm} = 0.031 \text{ m}$

$$\Delta h^{\frac{3}{2}} = 0.0054$$

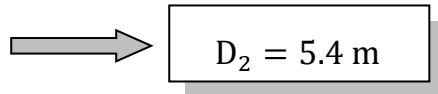
$$L = \frac{457.404}{6400 \cdot 0.0054} = 13.24$$

Pour calculer le diamètre en utilise le diamètre empirique,

$$L = 0.8D_2 \cdot N$$

N : nombre de déversoir $N=3$

$$D_2 = \frac{L}{0.8 \cdot N} = \frac{13.07}{0.8 \cdot 3}$$



$$D_2 = 5.4 \text{ m}$$

Diamètre réel de la colonne est égale à 5500 mm = 5,5 m

VII.12.3. la hauteur de la colonne :

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

$$H_T = h_1 + h_2 + h_3 + h_4 + h_5 + h_6 \dots \dots \dots \text{ (VI-45)}$$

h_1 : La longueur du fond supérieur = 1.695m

h_2 : La longueur de la zone de rectification.

h_3 : La longueur de la zone d'alimentation.

h_4 : La longueur de la zone d'épuisement.

h_5 : La longueur du fond inférieur = 3m

h_6 : La longueur de la jupe = 2m

$$h_2 = h_p (N_R - 1)$$

h_p : Distance entre deux plateaux successives = 0.61m

$$h_2 = 0.61 (40 - 1) = 23.79m$$

	calculée	actuel
Pression de sommet (bar)	20.2	20.2
Pression de fond (bar)	20.5	20.5
Température de tête (°C)	55	57
Température de fond (°C)	108	110
Diamètre de la partie supérieure(m)	3.3	4.1
Diamètre de la partie inférieure (m)	5.4	5.5
Hauteur (m)	40.85	41.

$$h_3 = 2 h_p = 2 \cdot 0.61 = 1.22m$$

$$h_4 = h_p (N_R - 1) = 0.61 (15 - 1) = 8.54m$$

$$HT = 1.695 + 23,79 + 1.83 + 8.54 + 3 + 2 = 40.85m$$



$$HT = 40.85m$$

Tableau VII.16 : résultats des paramètres de marche et du dimensionnement comparés aux paramètres de fonctionnement actuel

VIII.1 INTRODUCTION :

La simulation est très importante pour le procédé de séparation des gaz (rectification) par ce qu'elle nous permet de pouvoir optimiser le procédé avec plus d'exactitude.

Nous avons utilisé pour la simulation du procédé de rectification les logiciels hysis et chem cad. pour arriver à réaliser ce travail il est nécessaire de connaître la composition chimique de la charge, du distillat et du résidu en utilisant les bilans matières et les équations isothermes de la phase liquide (point de bulle) et la phase vapeur (point de rosée), aussi que la température et la pression de fonctionnement, le taux de reflux, les équations des lignes opératoires de la zone de rectification et de la zone d'épuisement, le nombre de plateau [31] , cette simulation nous permet de

déterminer la composition de chaque constituant sur chaque plateau, aussi que la pression et la température régnant sur ce dernier.

Pour réaliser cela il faut choisir un constituant clé léger et un constituant clé lourd, aussi qu'un constituant de référence.

VIII.2 SIMULATION DE LA COLONNE PAR LE LOGICIEL HYSIS :

La simulation de procédé par hysis a été réalisé en utilisant l'équation d'état peng-robinson en passant par les étapes suivantes :[74]

1) Démarrage :

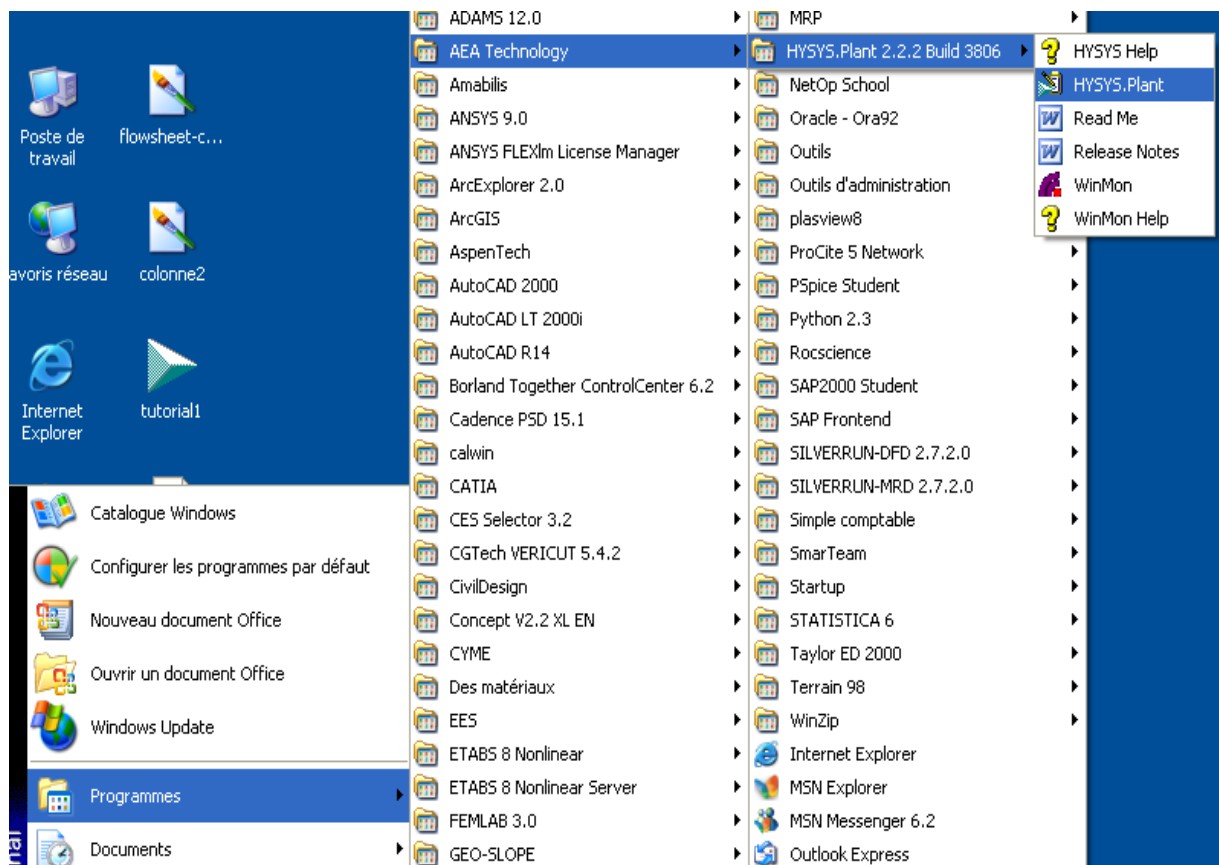
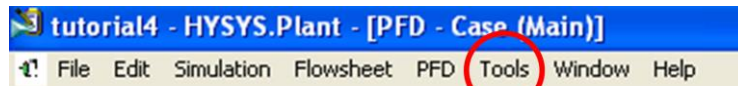


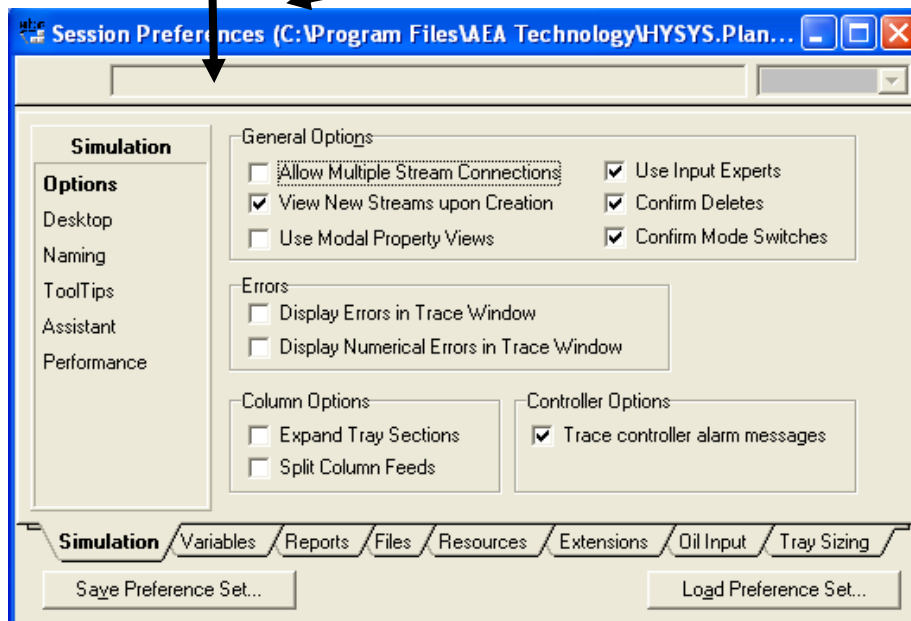
Figure VIII.1 : démarrage de logiciel

2) Choix du système d'unités :

La première chose à faire quand on entre dans HYSYS est de choisir son ensemble d'unités. Pour cela, il vous faut sélectionner **Préférences** dans le menu **Tools**. Et ensuite choisir le set d'unités désiré. HYSYS ne vous permettra pas de changer aucun des trois ensembles d'unités présents par défaut. Cependant, il est possible de créer un ensemble d'unités en modifiant un des systèmes existants.



Préférences



clonant
un ensemble déjà existant

Permet de créer un système d'unités personnalisé en

→ les unités peuvent alors être prédéterminées pour chaque variable

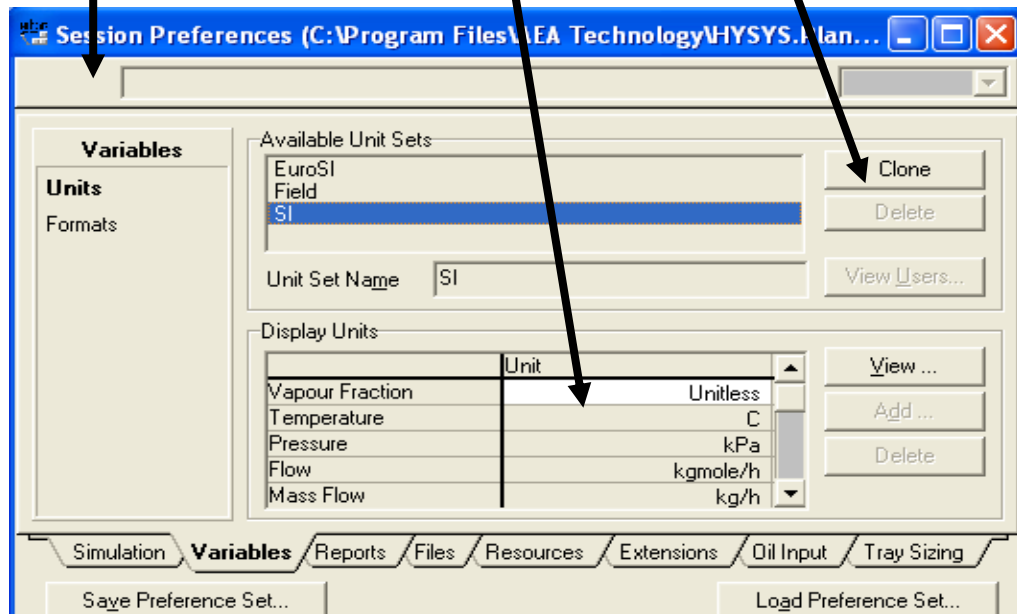


Figure VIII.2 Section préférences hysys (choix du système d'unités)

Dans notre cas, nous allons choisir: **EuroSI**. Si vous voulez le modifier (par exemple, vous préférez travailler en kPa plutôt qu'en bar) et par conséquent créer un nouveau système d'unités, il suffit d'appuyer sur le bouton *Clone Unit Set* après avoir positionné le curseur sur **EuroSI**. Un nouvel ensemble d'unités va apparaître automatiquement avec comme nom par défaut **NewUser** que l'on peut changer.

3) Créer un nouveau cas.

Pour créer un nouveau cas, il suffit de sélectionner **New Case** dans le menu **File**.

L'étape suivante est de créer un *Fluid Package* qui doit contenir au minimum les composants

et les méthodes pour le calcul des propriétés des fluides (équation d'état).

4) Créer un *Fluid Package*.

Presser la touche *Add* pour créer un *Fluid Package* : choisir l'équation d'état voulue.

Dans notre cas, ce sera Peng - Robinson.

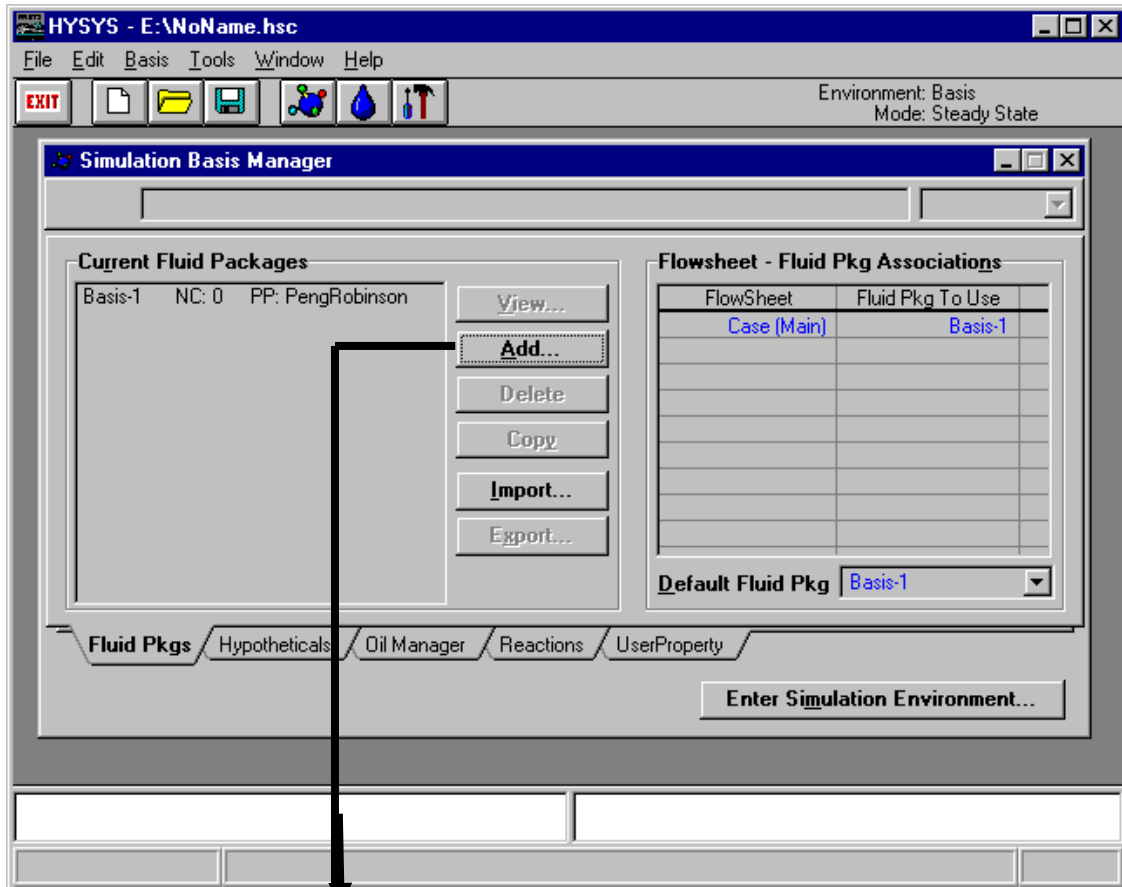


Figure VIII.3 : création d'un nouveau cas

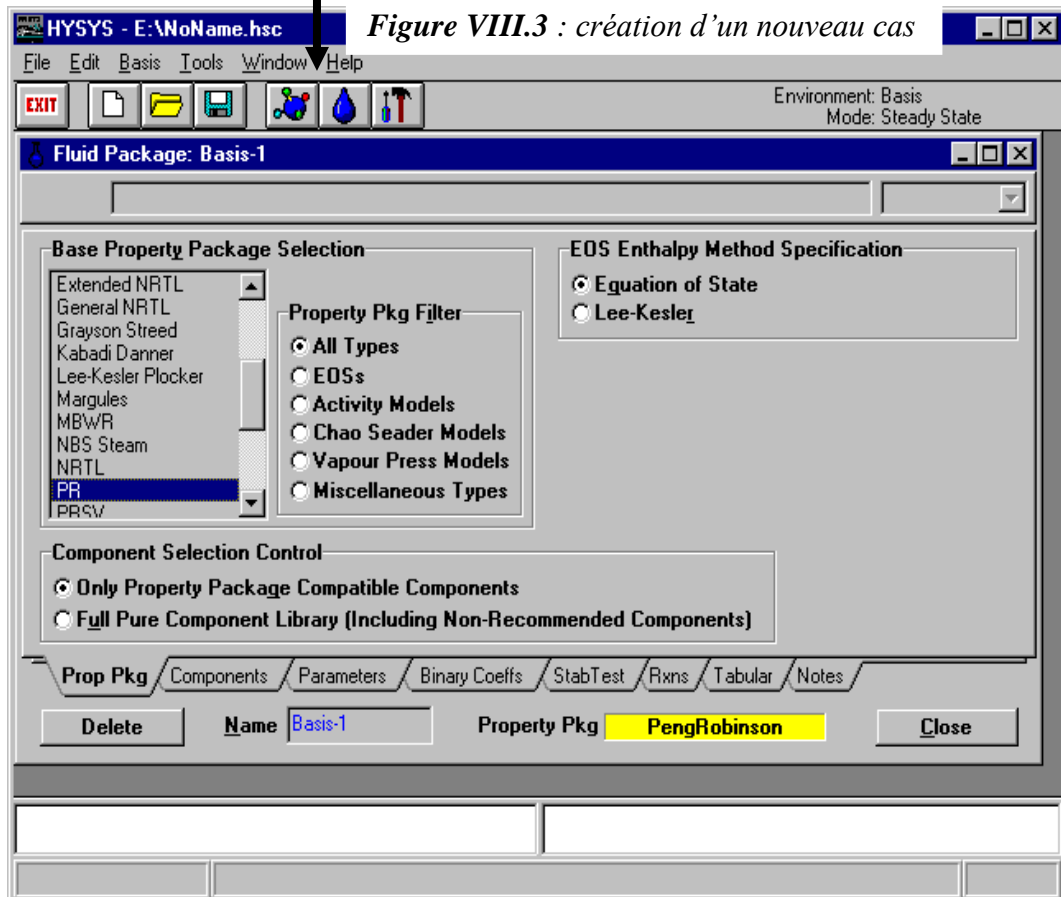


Figure VIII.4 : Création d'un fluide package (équation d'état)

5) Choix des composés du procédé

L'étape suivante est l'introduction des composants. Sélectionner la page **Components**, soit en cliquant sur son signet, soit en pressant <Ctrl><Shift><N>. Pour sélectionner les composants désirés pour la simulation, une des possibilités est de cliquer deux fois sur le composant dans la liste, il est ainsi transféré directement dans la **Current Component List**.

Exemple pour le méthane (C1). En faire de même pour l'éthane(C2), propane(C3), i-butane (i-C4), n-butane (n-C4), i-pentane (i-C5), n-pentane (n-C5).

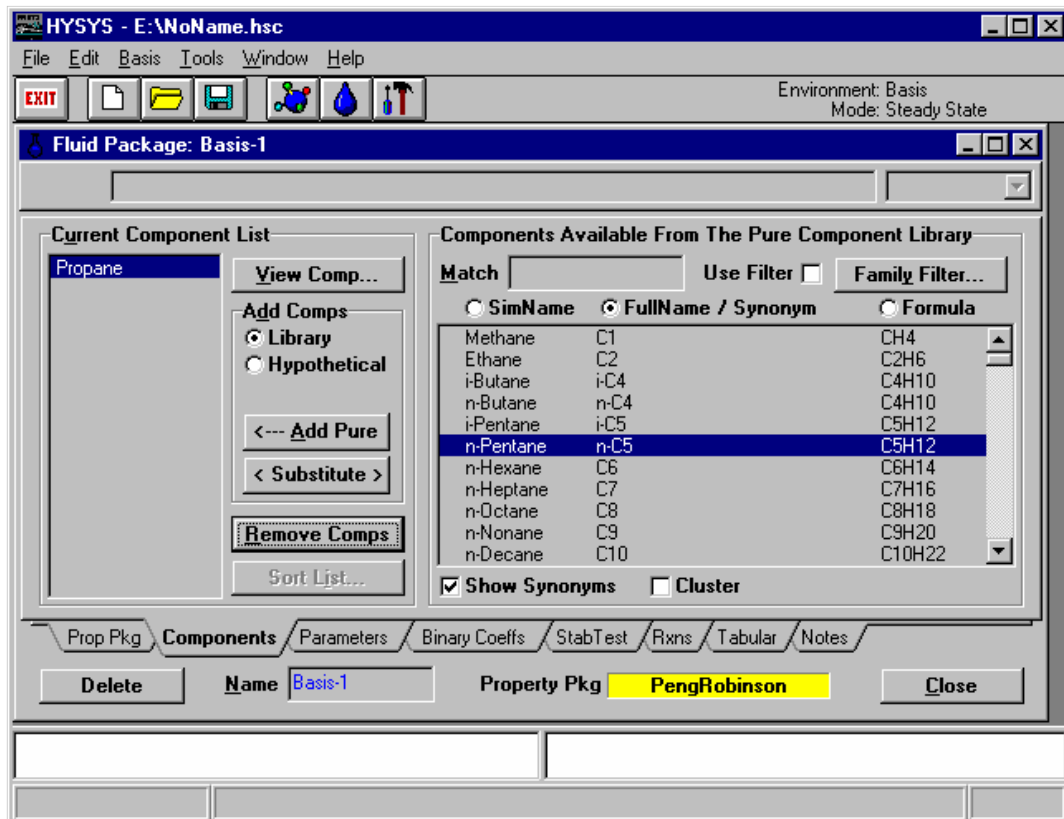
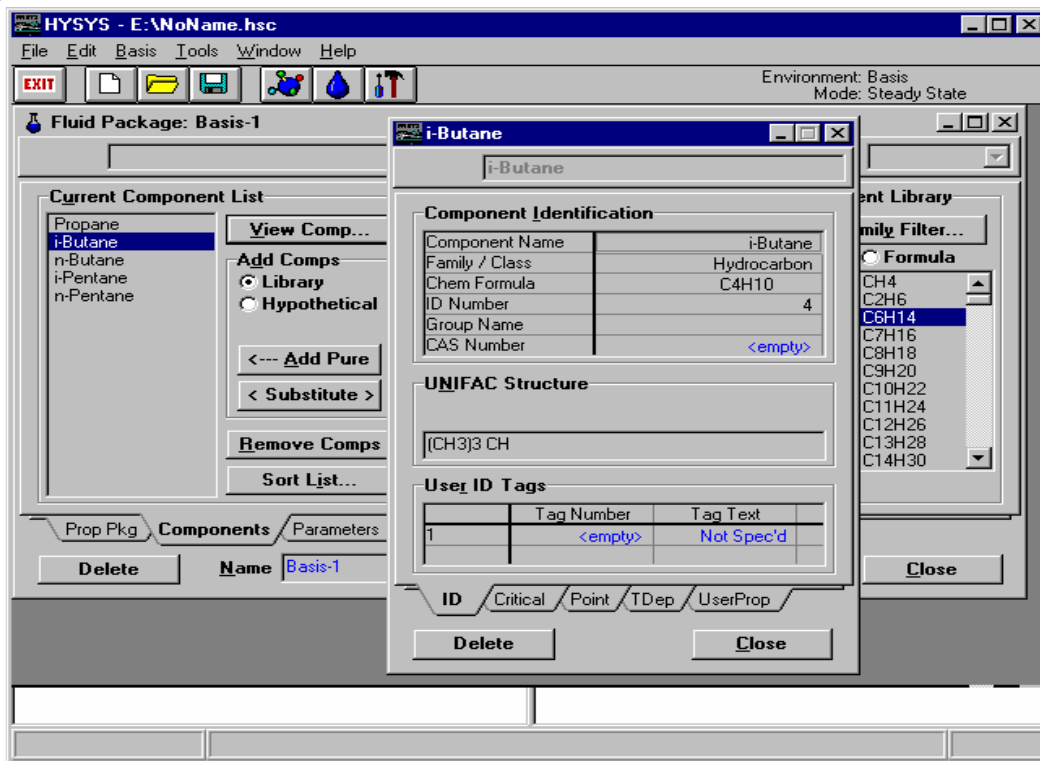


Figure VIII.5 : Choix des composés

Il est possible de visualiser les propriétés des composants par la touche *ViewComponent*



Fermer la fenêtre. Noter que la liste des **Current Fluid Packages** renferme le nouveau Fluid package que l'on vient de créer, Basis-1 (nom par défaut) avec le nombre de composants (NC) et l'équation d'état utilisée.

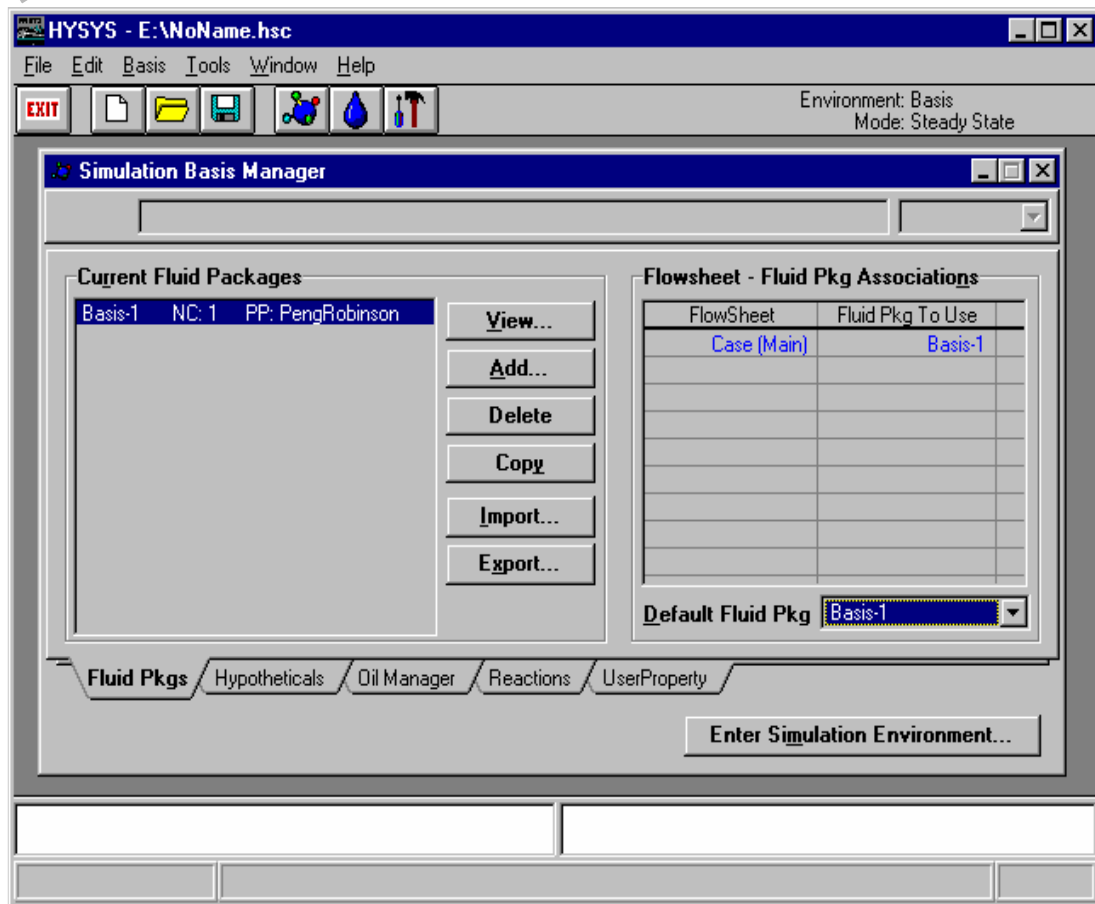


Figure VIII.6 : Nouveau fluide package

Maintenant que la base est définie, il est possible d'installer les flux et les opérations dans l'environnement de simulation. Pour entrer dans cet environnement, presser le bouton

Simulation Environnement.

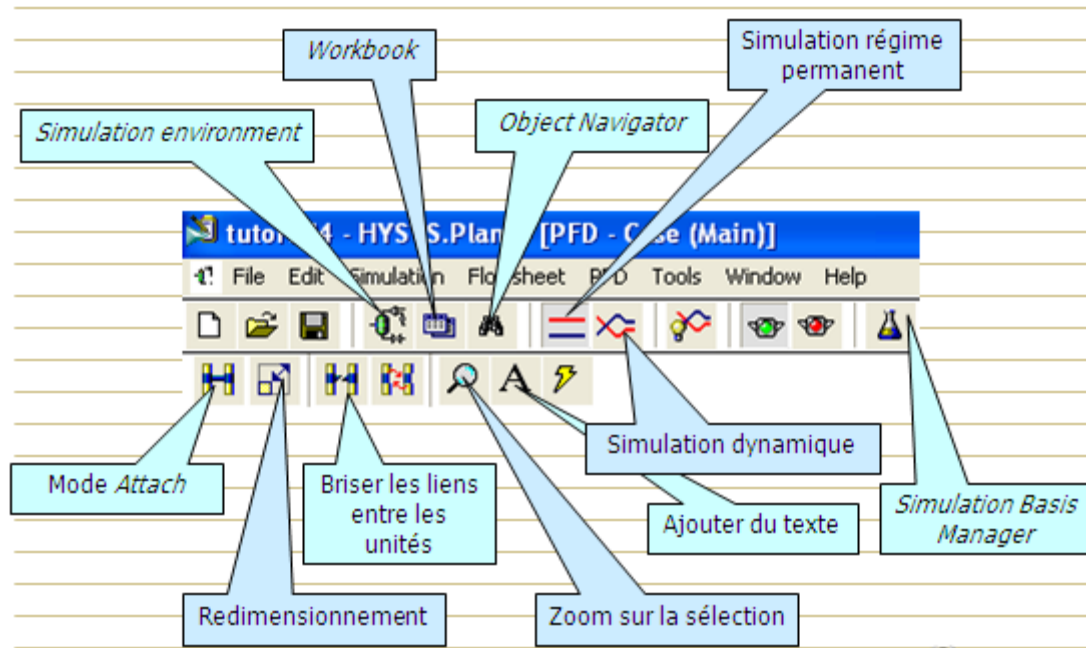


Figure VIII.7 : Types d'environnement hysys et barres d'outils

6) Espace simulation.

Dans l'environnement de simulation, il y a trois vues initiales:

- PFD (Process Flow Diagrams)
 - Workbook
 - Summary
- ❑ Le **PFD** est une représentation graphique du flowsheet montrant les connexions entre les différentes unités de ce dernier.
 - ❑ Le Workbook possède, quant à lui, quatre pages contenant des informations sur:
 - Material streams
 - Compositions
 - Energy streams
 - Units Ops

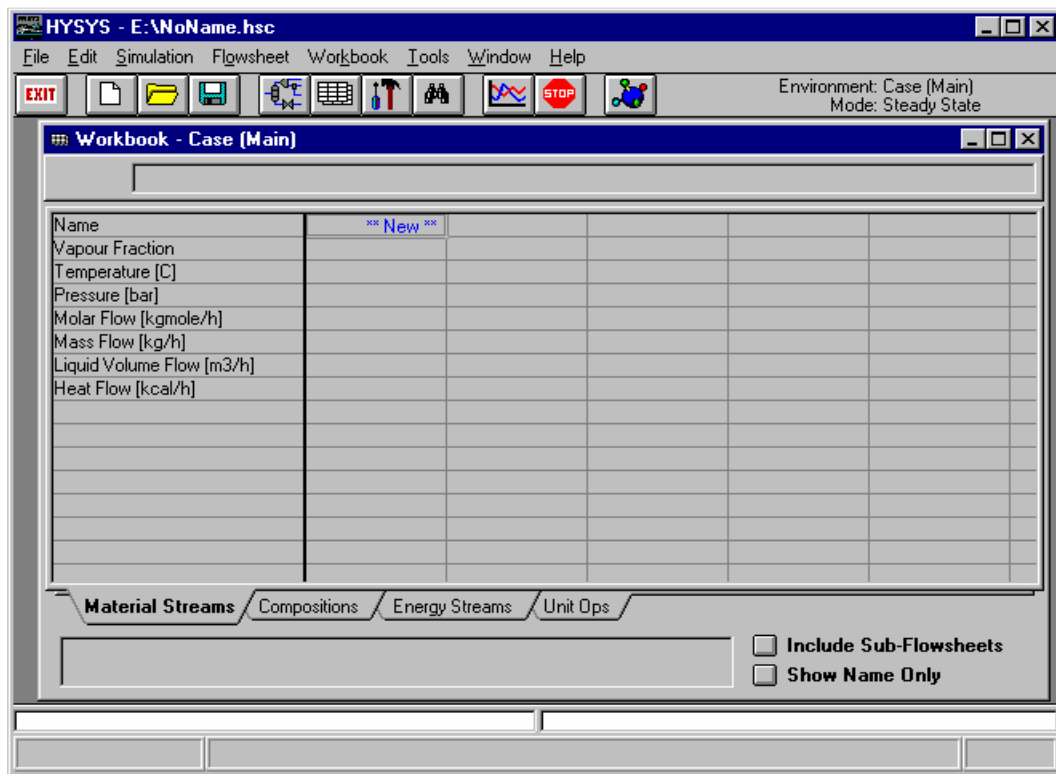


Figure VIII.8 : Espace workbook.

7) Créer un flux par l'intermédiaire du Workbook.

Taper alim, le nom du nouveau flux, dans la case **New** de la page **Matériau Streams** du **Workbook**. Presser <Enter> et HYSYS va créer automatiquement le nouveau flux. Il vous reste ensuite à remplir les cases avec les propriétés que vous connaissez.

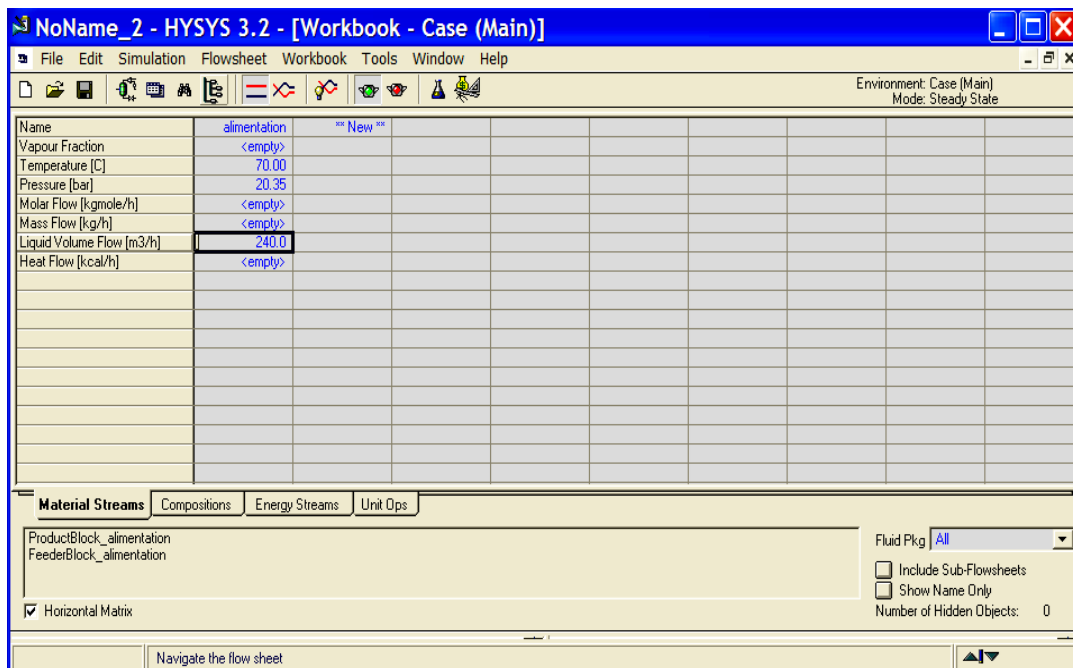


Figure VIII.8 : Création du flux d'alimentation

Pour entrer les compositions _ double click sur la cellule **mass flow**.

Ou <Ctrl><Shift><N> ou sélectionner le signet de la page **Compositions**

Les compositions sont données en fractions molaires

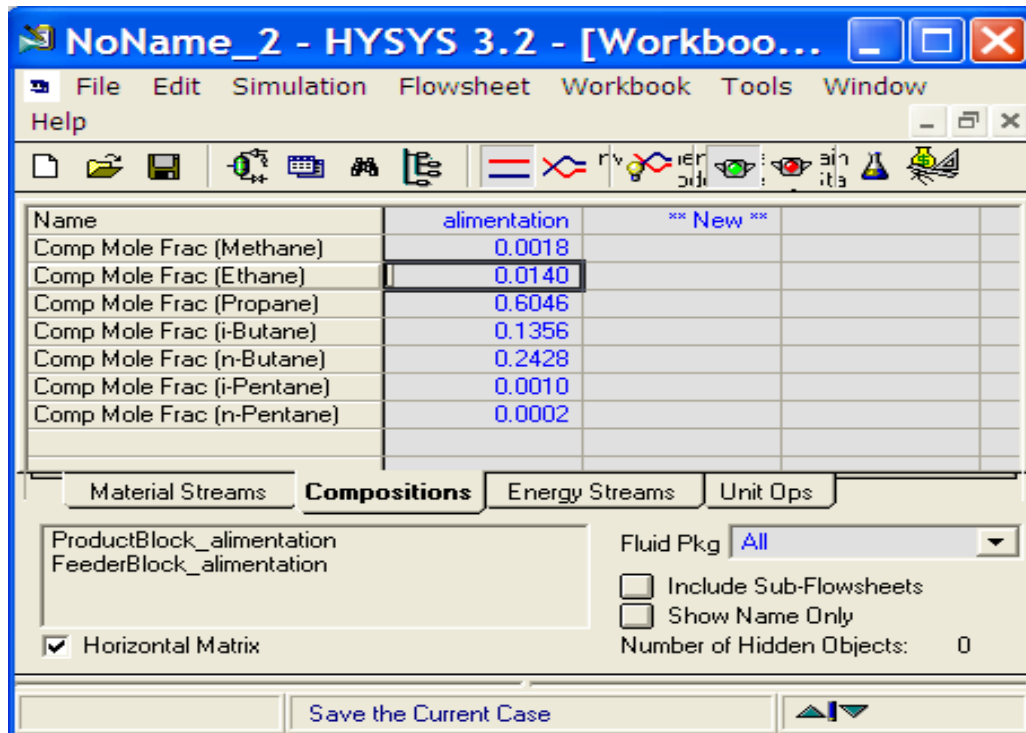


Figure VIII.9 : Introduire les compositions

Une fois que les compositions sont bien entrées, presser le bouton **OK**. Le flux est maintenant complètement défini ce qui permet à HYSYS de calculer les propriétés restantes, cliquez sur le bouton vert **GO**. Pour retourner sur la page **Material Streams**, presser <Ctrl><Shift><P> ou cliquer sur son signet.

8) Installer les unités opératoires :

Pour cela, il faut dans le **Workbook**, entrer dans la page **Unit Ops** et cliquer sur **Add**

UnitOp. Il faut ensuite se positionner sur l'unité désirée, dans notre cas cette unité est

:

Distillation Column. Pour additionner l'unité, il suffit de presser <Enter>.

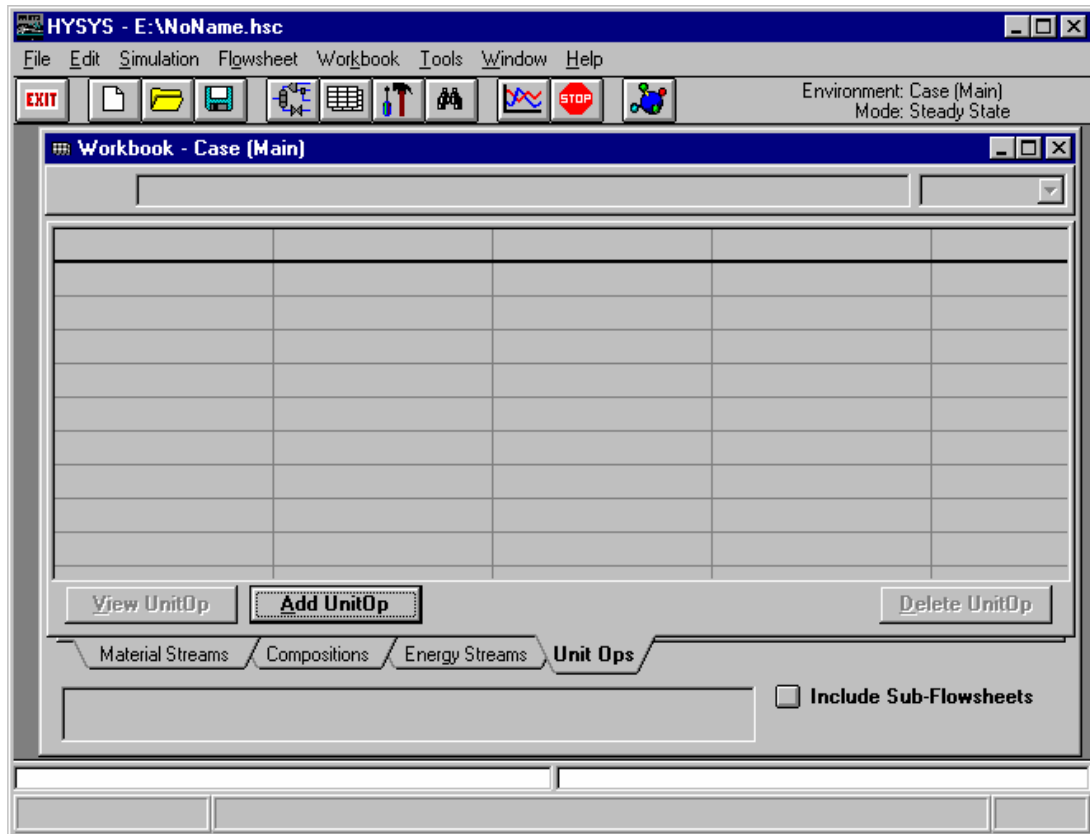


Figure VIII.10 : Installation de l'unité opératoire

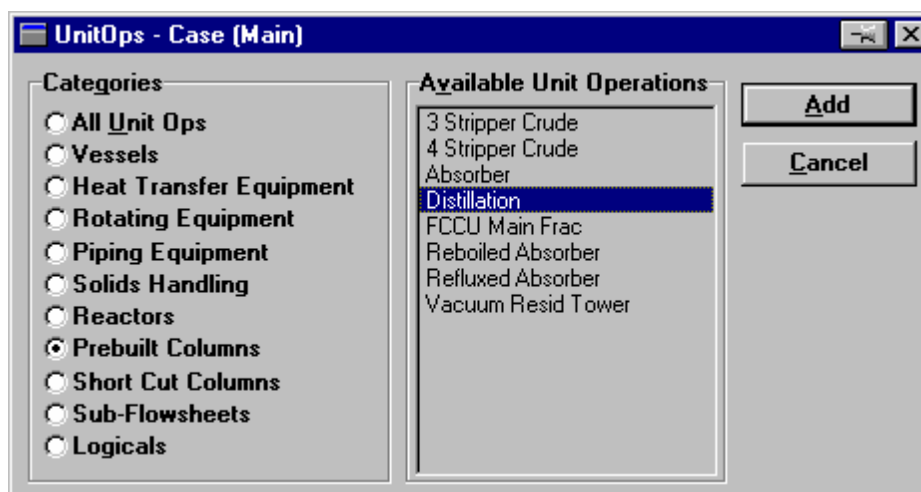


Figure VIII.11 : Choix de l'opération unitaire

La première page de l'**Input Expert** apparaît. Lorsque vous installez une colonne, HYSYS fournit certaines valeurs par défaut qu'il est possible de modifier. C'est le cas pour le nombre d'étages (valeur par défaut = 10), donc il vous faut changer cette valeur et la rendre égale à 18.

Dans la cellule **Feed Streams**, indiquer le flux d'alimentation que vous avez défini. Préalablement (**alim**) : HYSYS va par défaut placer l'alimentation au milieu de la colonne. C'est-à-dire à l'étage 13 (indiqué par **13_Main TS**).

On sait que le condenseur est **Total**, d'où il vous faut le sélectionner dans le groupe

Condenser : Le flux de distillat apparaît. Il vous reste à nommer les flux:

- ✓ Condenser Energy Stream: QC
- ✓ Ovhd Liquid Product: DIST
- ✓ Reboiler Energy Stream: QB
- ✓ Bottom Liquid Product: RES

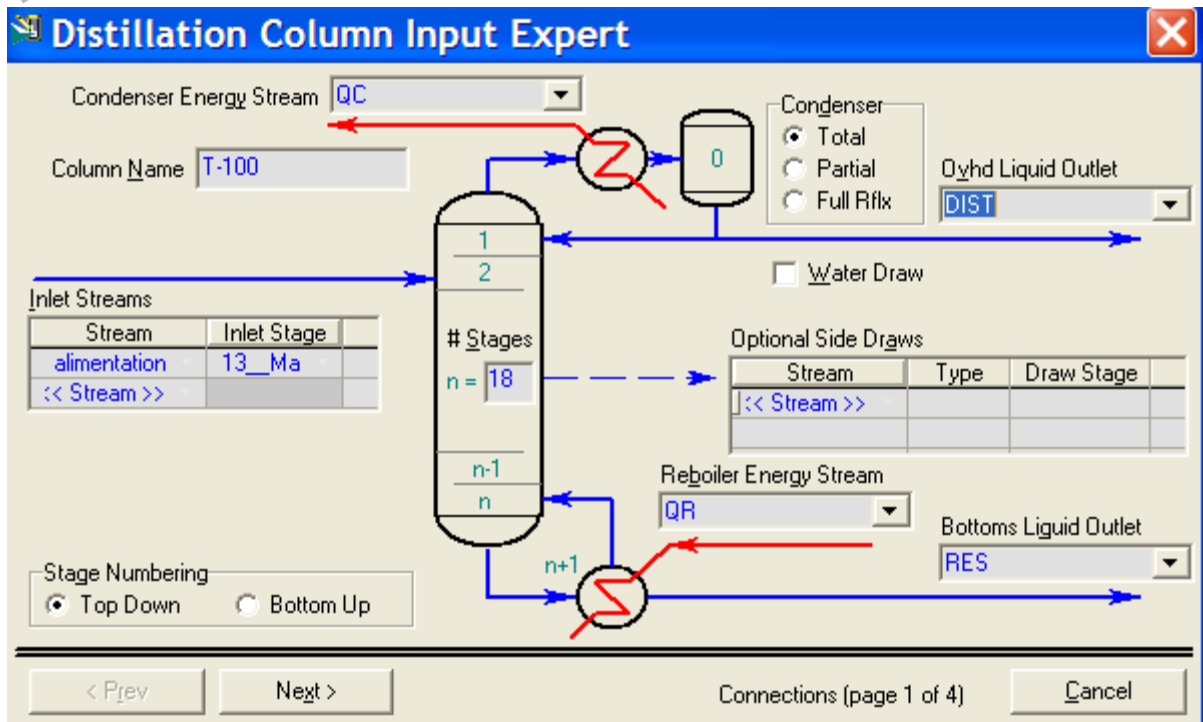


Figure VIII.12 : Spécification de la colonne

Presser le bouton *Next* pour avancer à la page suivante qui permet de définir le profil de pression. Dans notre cas, le profil de pression est supposé linéaire. Entrer les valeurs suivantes:

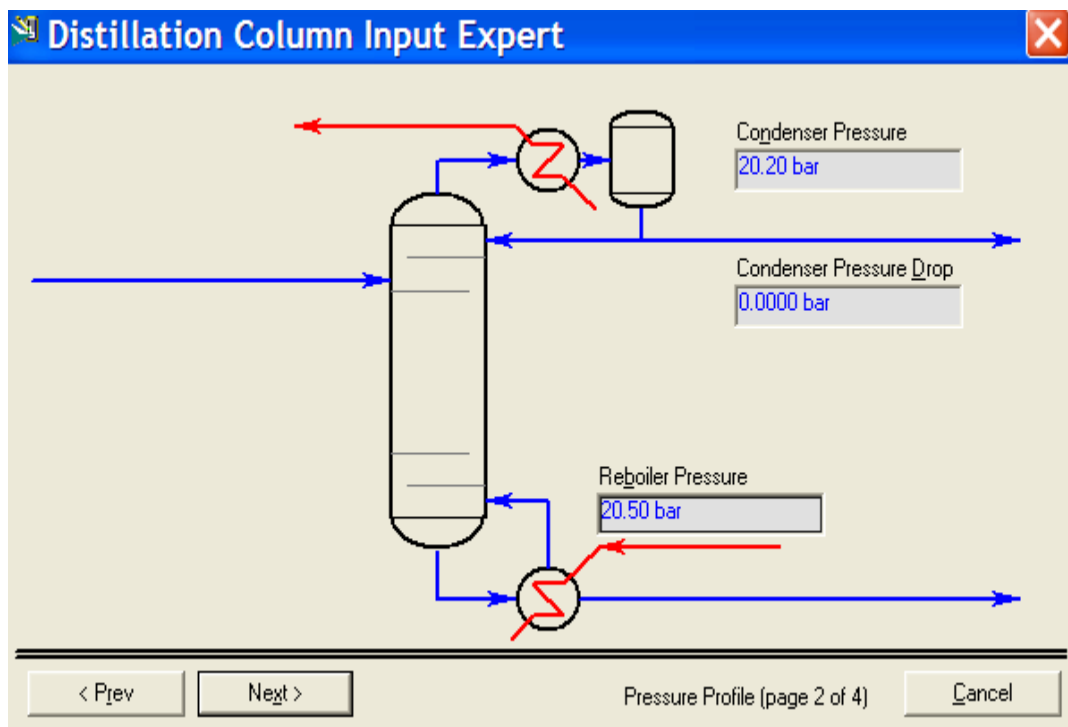


Figure VIII.13 : Définition du profil de pression

Presser le bouton *Next* pour avancer à la page **Optional Estimate**. Bien que HYSYS ne requiert pas d'estimation pour faire converger la colonne, une bonne estimation permettra d'atteindre la solution plus rapidement.

Estimation des températures au condenseur : 56°C

Au bouilleur : 106°C

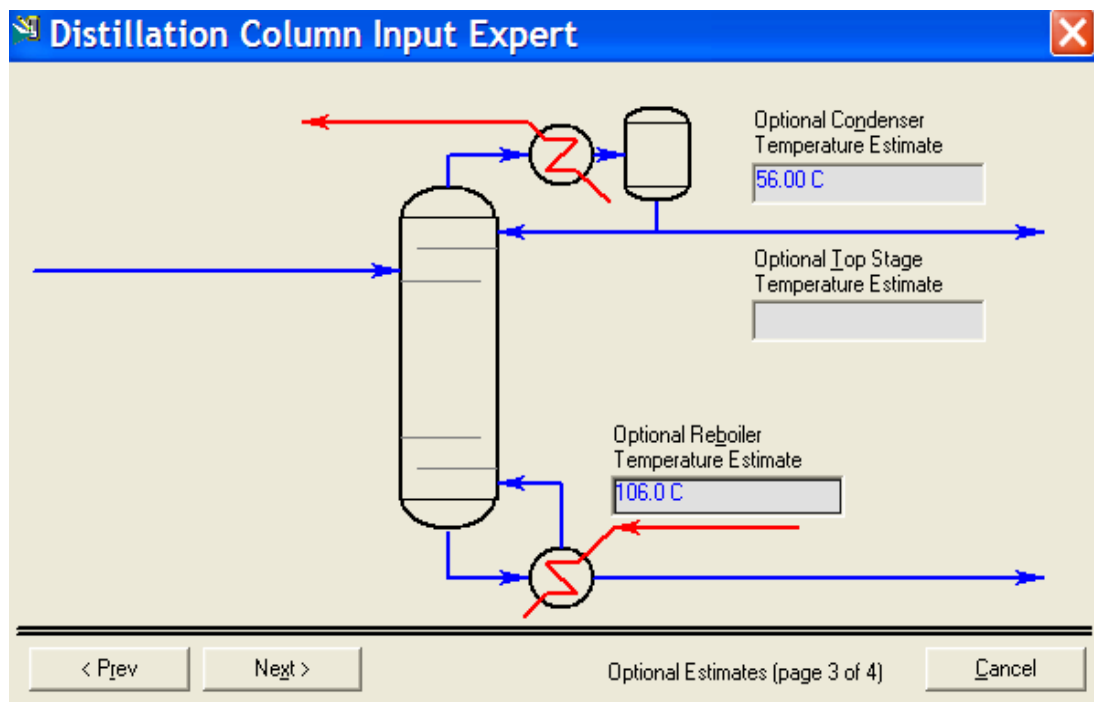


Figure VIII.13 : Estimation de la température

Presser le bouton *Next* pour avancer à la dernière page

Liquid rate (Distillat) → Spécification: 1558.1358kmol/h

Reflux → Approximation: = 2.2

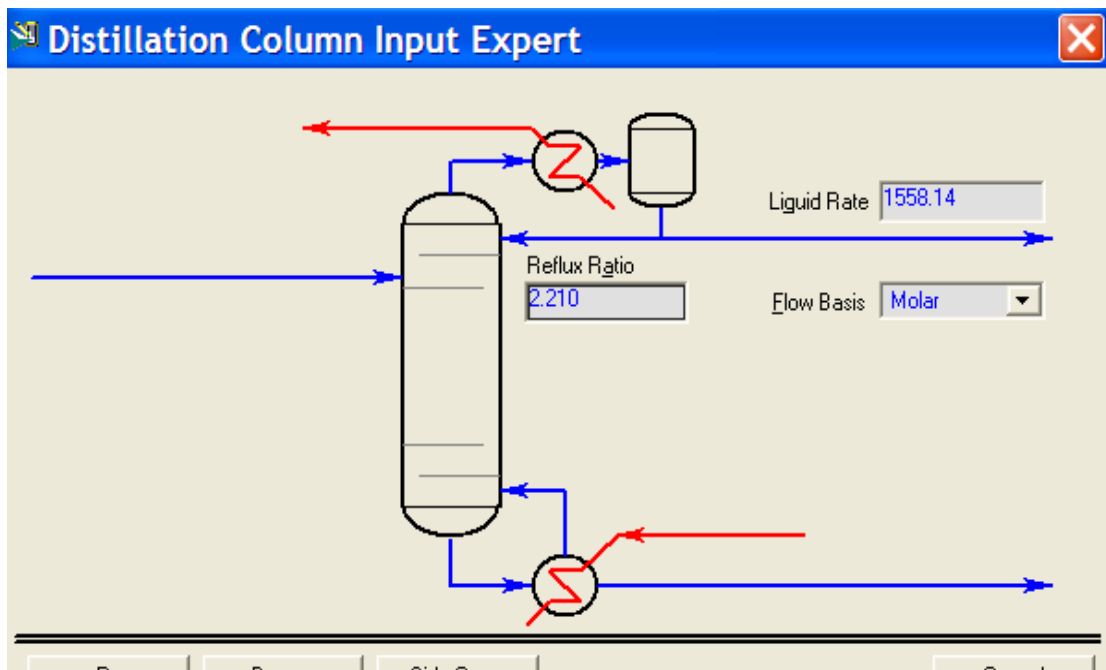


Figure VIII.14 : Spécification du distillat et du taux de reflux.

Presser le bouton *Done*.

Cliquer sur l'**Active Check Box** du taux de reflux pour que ce soit uniquement une approximation et pas une spécification. Le nombre de DDL augmente de 1.

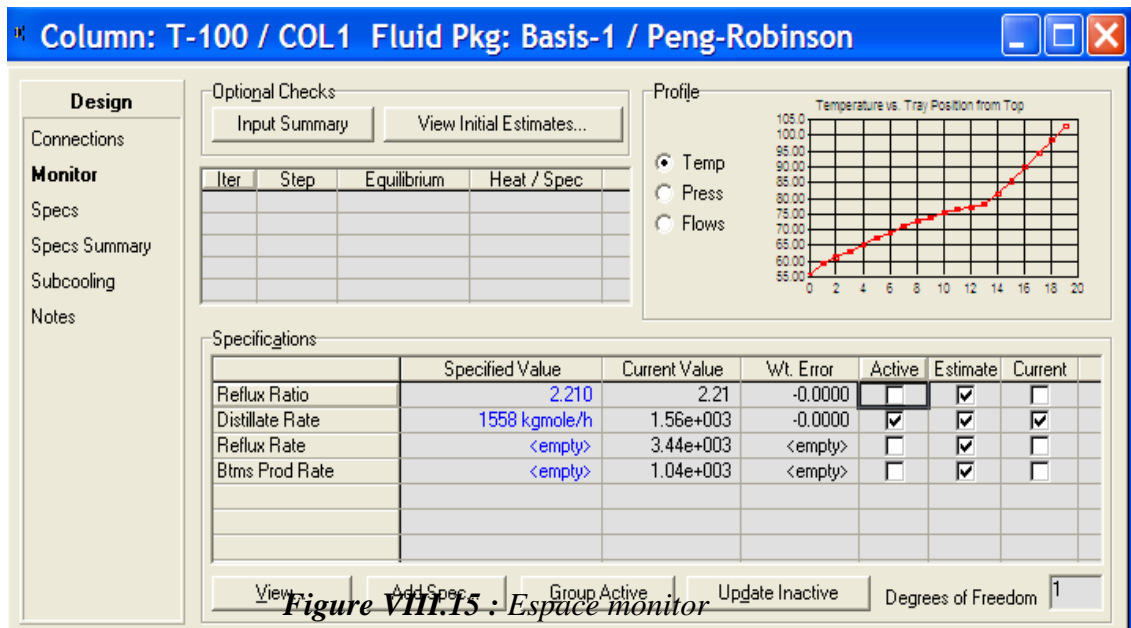
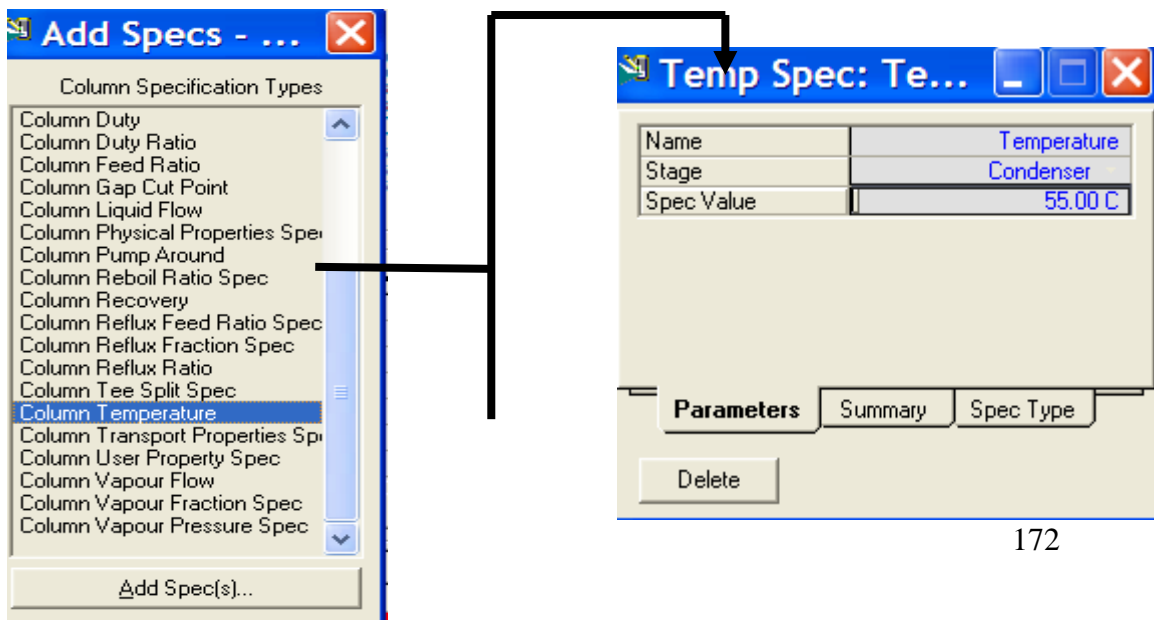


Figure VIII.15 : Espace monitor

Il faut ensuite ajouter une spécification, pour cela il faut ouvrir la page **Specs**.

Se positionner sur **column temperature** et presser le bouton **Add Specs**. On veut que la température au condenseur (**1_Main TS**) soit de 55°C. La nouvelle spécification apparaît dans la liste. Il faut ensuite retourner à la page **Monitor**.



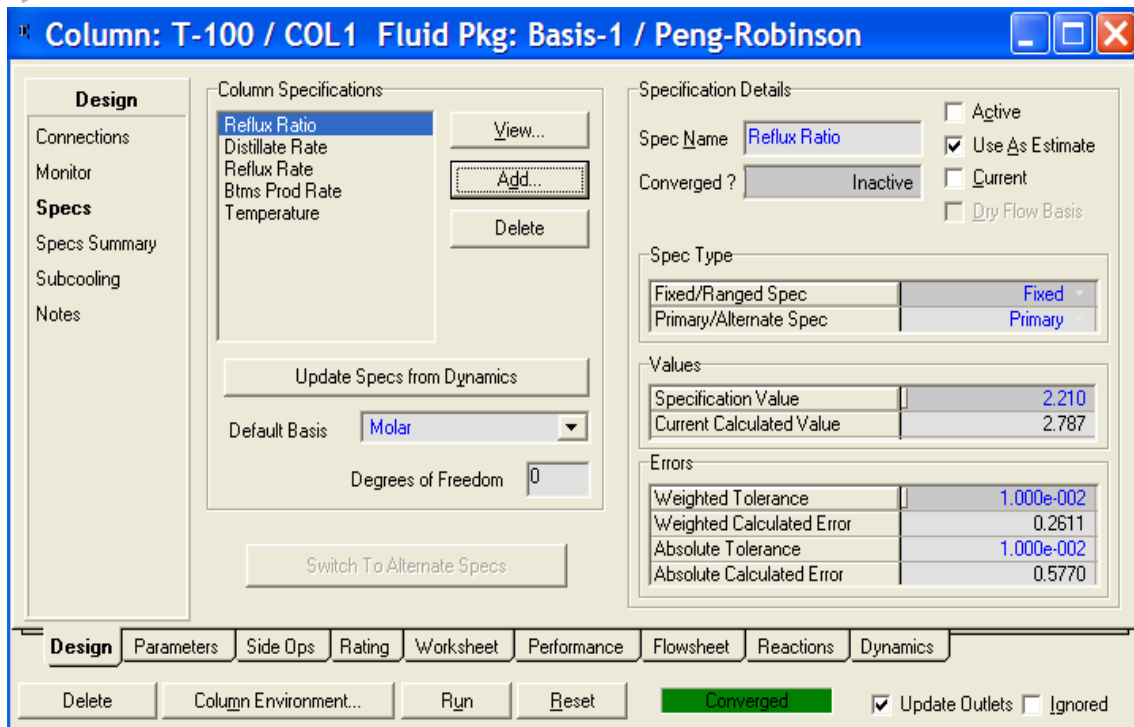


Figure VIII.16 : Introduire d'autres spécifications

Pour simuler la colonne, il suffit de presser le bouton *Run*. La colonne converge rapidement en quelques itérations. Le profil de température est fourni dans le coin droit de la page.

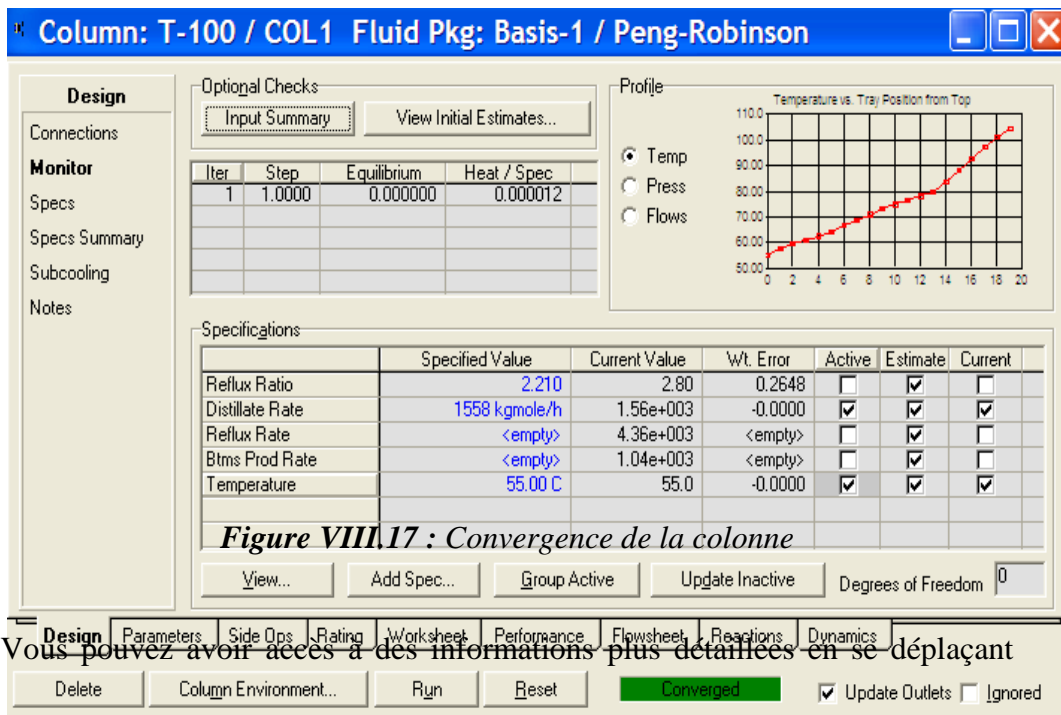


Figure VIII.17 : Convergence de la colonne

Vous pouvez avoir accès à des informations plus détaillées en se déplaçant vers la

page **Summary**. Presser le bouton **PFD** et vous pouvez ainsi visualiser la colonne. Il faut

noter qu'il est aussi possible d'ajouter des unités ou des flux par l'intermédiaire du **PFD**.

Les résultats, quant à eux, peuvent être obtenus en ouvrant le **Workbook**.

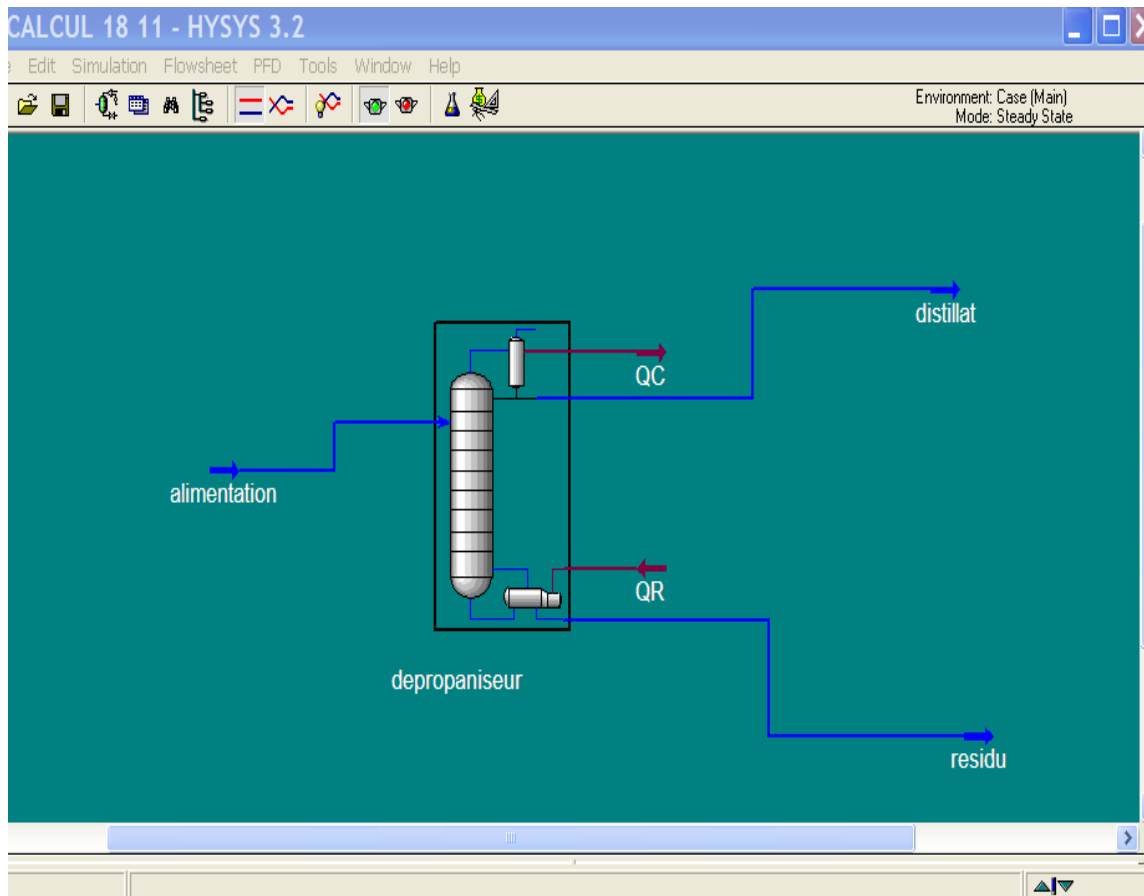


Figure VIII.18 : flowsheet de la colonne

VIII.3 RESULTATS DE LA SIMULATION DE LA COLONNE :

➤ **Stream d'alimentation :**

Tableau VIII.1 : Conditions de la simulation

Worksheet	Stream Name	1	Liquid Phase
Conditions	Vapour / Phase Fraction	0.0000	1.0000
	Temperature [C]	70.00	70.00
Properties	Pressure [bar]	20.35	20.35
Composition	Molar Flow [kgmole/h]	2601	2601
	Mass Flow [kg/h]	1.280e+005	1.280e+005
K Value	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	240.0	240.0
User Variables	Molar Enthalpy [kcal/kgmole]	-2.980e+004	-2.980e+004
	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	108.0	108.0
Notes	Heat Flow [kcal/h]	-7.752e+007	-7.752e+007
Cost Parameters	Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	238.2	238.2
	Fluid Package	Basis-1	

Tableau VIII.2 : Propriétés de la charge

The screenshot shows a software window titled "Alimentation" with a table of properties for the "Alimentation" stream. The table includes columns for the property name, the value for the stream, and the liquid phase value. Below the table are "Property Correlation Controls" with various icons and a "Preference Option" set to "Active".

Worksheet	Stream Name	Alimentation	Liquid Phase
Conditions	Molecular Weight	49.19	49.19
	Molar Density [kgmole/m3]	9.145	9.145
Properties	Mass Density [kg/m3]	449.9	449.9
	Act. Volume Flow [m3/h]	284.4	284.4
Composition	Mass Enthalpy [kcal/kg]	-605.8	-605.8
	Mass Entropy [kJ/kg-C]	2.195	2.195
K Value	Heat Capacity [kJ/kgmole-C]	166.6	166.6
	Mass Heat Capacity [kJ/kg-C]	3.386	3.386
User Variables	Lower Heating Value [kcal/kgmole]	5.419e+005	5.419e+005
	Mass Lower Heating Value [kcal/kg]	1.102e+004	1.102e+004
Notes	Phase Fraction [Vol. Basis]	<empty>	1.000
	Phase Fraction [Mass Basis]	2.122e-314	1.000

➤ Stream 2 : (distillat) propane produit :

Tableau VIII.3 : Conditions du distillat

Worksheet	Stream Name	distillat	Liquid Phase
Conditions	Vapour / Phase Fraction	0.0000	1.0000
Properties	Temperature [C]	55.66	55.66
	Pressure [bar]	20.20	20.20
Composition	Molar Flow [kgmole/h]	1558	1558
	Mass Flow [kg/h]	6.905e+004	6.905e+004
K Value	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	136.4	136.4
User Variables	Molar Enthalpy [kcal/kgmole]	-2.788e+004	-2.788e+004
Notes	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	106.8	106.8
Cost Parameters	Heat Flow [kcal/h]	-4.343e+007	-4.343e+007
	Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	135.8	135.8
	Fluid Package	Basis-1	

Tableau VIII.4 Propriétés du distillat

Worksheet	Stream Name	distillat	Liquid Phase
Conditions	Molecular Weight	44.32	44.32
Properties	Molar Density [kgmole/m3]	9.890	9.890
	Mass Density [kg/m3]	438.3	438.3
Composition	Act. Volume Flow [m3/h]	157.5	157.5
K Value	Mass Enthalpy [kcal/kg]	-629.0	-629.0
User Variables	Mass Entropy [kJ/kg-C]	2.411	2.411
Notes	Heat Capacity [kJ/kgmole-C]	157.0	157.0
Cost Parameters	Mass Heat Capacity [kJ/kg-C]	3.542	3.542
	Lower Heating Value [kcal/kgmole]	4.910e+005	4.910e+005
	Mass Lower Heating Value [kcal/kg]	1.108e+004	1.108e+004
	Phase Fraction [Vol. Basis]	<empty>	1.000
	Phase Fraction [Mass Basis]	2.122e-314	1.000

➤ Stream : 3 (résidu) produit de fond :

Tableau VIII.5 : Conditions de la simulation pour le résidu

Worksheet	Stream Name	residu	Liquid Phase
Conditions	Vapour / Phase Fraction	0.0000	1.0000
Properties	Temperature [C]	102.9	102.9
Composition	Pressure [bar]	20.50	20.50
K Value	Molar Flow [kgmole/h]	1043	1043
User Variables	Mass Flow [kg/h]	5.892e+004	5.892e+004
Notes	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	103.6	103.6
Cost Parameters	Molar Enthalpy [kcal/kgmole]	-3.198e+004	-3.198e+004
	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	108.6	108.6
	Heat Flow [kcal/h]	-3.337e+007	-3.337e+007
	Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	103.1	103.1
	Fluid Package	Basis-1	

Tableau VIII.6 : Propriétés du résidu

Worksheet	Stream Name	residu	Liquid Phase
Conditions	Molecular Weight	56.47	56.47
Properties	Molar Density [kgmole/m3]	7.755	7.755
Composition	Mass Density [kg/m3]	437.9	437.9
K Value	Act. Volume Flow [m3/h]	134.5	134.5
User Variables	Mass Enthalpy [kcal/kg]	-566.3	-566.3
Notes	Mass Entropy [kJ/kg-C]	1.923	1.923
Cost Parameters	Heat Capacity [kJ/kgmole-C]	207.9	207.9
	Mass Heat Capacity [kJ/kg-C]	3.682	3.682
	Lower Heating Value [kcal/kgmole]	6.179e+005	6.179e+005
	Mass Lower Heating Value [kcal/kg]	1.094e+004	1.094e+004
	Phase Fraction [Vol. Basis]	<empty>	1.000
	Phase Fraction [Mass Basis]	2.122e-314	1.000

Property Correlation Controls: Preference Option: Active

Tableau VIII.7 : La composition des constituants sur chaque plateau

	Methane (Light Liq)	Ethane (Light Liq)	Propane (Light Liq)	i-Butane (Light Liq)	n-Butane (Light Liq)	i-Pentane (Light Liq)	n-Pentane (Light Liq)
Condenser	0.0030	0.0234	0.9285	0.0363	0.0088	0.0000	0.0000
1_Main TS	0.0005	0.0105	0.9081	0.0625	0.0185	0.0000	0.0000
2_Main TS	0.0002	0.0064	0.8717	0.0904	0.0313	0.0000	0.0000
3_Main TS	0.0002	0.0051	0.8282	0.1188	0.0477	0.0000	0.0000
4_Main TS	0.0002	0.0047	0.7819	0.1458	0.0675	0.0000	0.0000
5_Main TS	0.0002	0.0045	0.7360	0.1693	0.0901	0.0000	0.0000
6_Main TS	0.0002	0.0044	0.6928	0.1879	0.1147	0.0000	0.0000
7_Main TS	0.0002	0.0043	0.6542	0.2010	0.1403	0.0000	0.0000
8_Main TS	0.0002	0.0043	0.6211	0.2085	0.1659	0.0000	0.0000
9_Main TS	0.0002	0.0042	0.5935	0.2112	0.1909	0.0001	0.0000
10_Main TS	0.0002	0.0042	0.5711	0.2098	0.2147	0.0001	0.0000
11_Main TS	0.0002	0.0041	0.5531	0.2054	0.2369	0.0002	0.0000
12_Main TS	0.0002	0.0041	0.5388	0.1990	0.2575	0.0004	0.0001
13_Main TS	0.0002	0.0041	0.5275	0.1912	0.2762	0.0007	0.0001
14_Main TS	0.0000	0.0019	0.4697	0.2159	0.3116	0.0007	0.0001
15_Main TS	0.0000	0.0009	0.4001	0.2416	0.3565	0.0008	0.0001
16_Main TS	0.0000	0.0004	0.3243	0.2646	0.4097	0.0009	0.0002
17_Main TS	0.0000	0.0002	0.2488	0.2810	0.4687	0.0011	0.0002
18_Main TS	0.0000	0.0001	0.1797	0.2879	0.5305	0.0016	0.0003
Reboiler	0.0000	0.0000	0.1209	0.2838	0.5922	0.0025	0.0005

VIII.4 INTERPRETATION DES COURBES HYSIS :

Figure VIII-19 : La courbe reflète la température en fonction de la position du plateau.

La température diminue du fond vers le haut, sauf entre le douzième et le quatorzième plateau qu'on voit que la température varie légèrement, ceci s'explique par le fait que nous sommes dans la zone d'alimentation et que le transfert de matière ne s'est pas encore intensifié

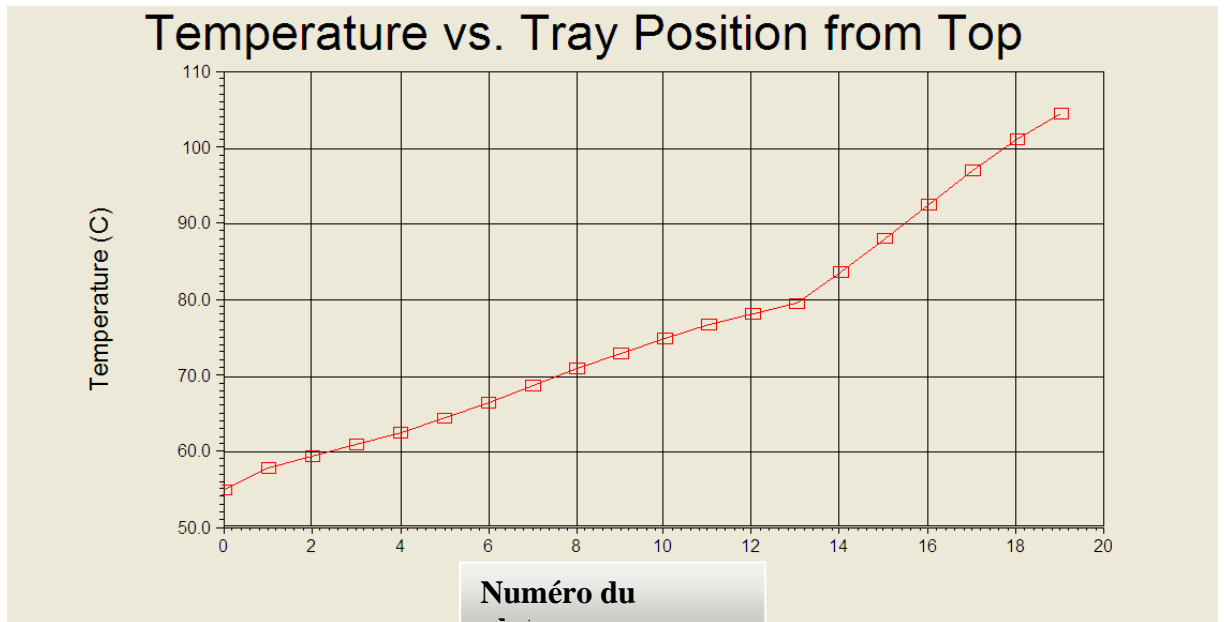


Figure VIII.19 : profile de température en fonction de la position du plateau

Figure VIII.20 : qui reflète la pression en fonction de la position du plateau.

En voit que la haut pression rène au fond de la colonne (20.5 bar) et au sommet de la colonne on a une baisse de pression de l'ordre de 0.3 bar et ceci est due aux pertes de charge (chute de pression) entre les plateaux qui sont supposés de l'ordre de (0.0054 bar) entre chaque plateau.

En générale ces pertes de charge sont calculées en se basant sur les formules hydrauliques qui tiennent compte des pertes de charge régulière et singulière.

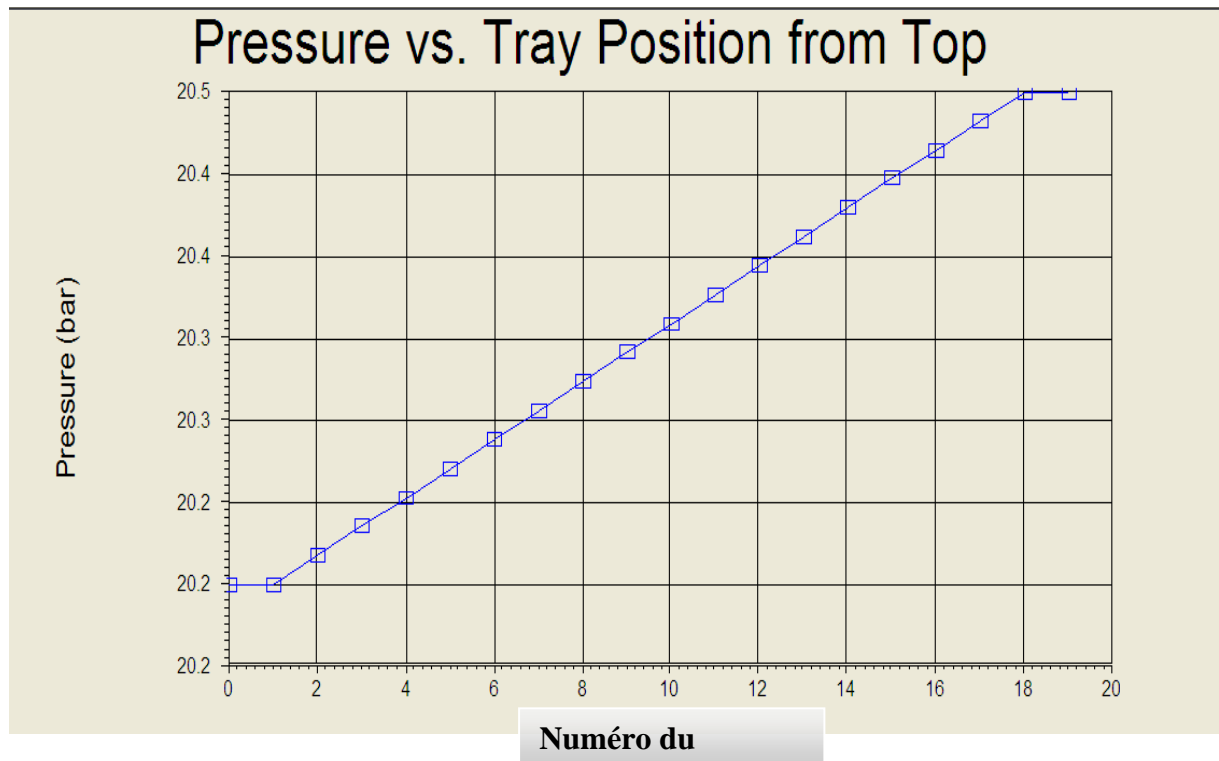


Figure VIII.20 : la pression en fonction de la position du plateau

Figure VIII.21: La courbe reflète la variation du coefficient de distribution des constituants entre les phases liquide et vapeur $K_i = \frac{P_i}{P}$ par exemple entre le premier et le second plateau pour le méthane le coefficient d'équilibre diminue subitement ceci s'explique par le fait que nous sommes dans le domaine d'injection de reflux froid ce qui diminue la tension de vapeur de constituant, une fois dépassé ce domaine K_i commence à augmenter et se stabilise entre le 4^{ième} et le 12^{ième} plateau (zone d'alimentation), de là il diminue subitement (zone d'épuisement) et restera constant jusqu'au domaine de la zone d'épuisement (domaine de haute température, augmentation de la tension de vapeur).

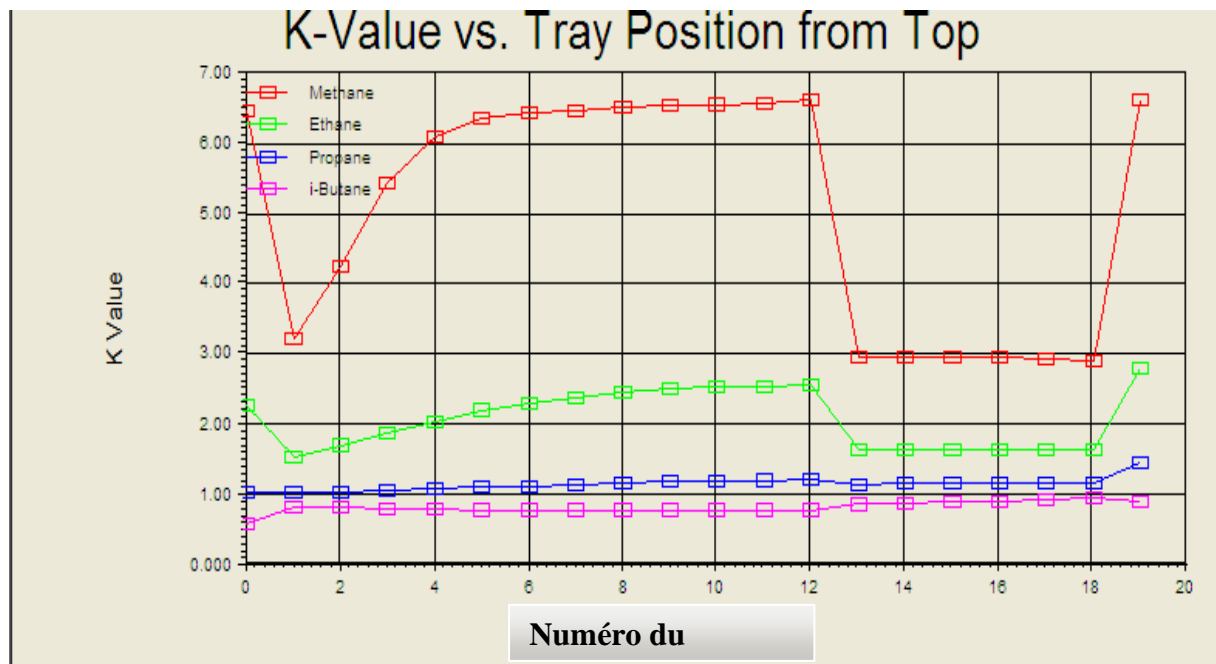


Figure VIII.21 : la variation du coefficient de distribution K_i en fonction de la position du plateau

Figure VIII.22 et 23: Les courbes reflètent la composition molaire des constituants. Le plus grand pourcentage du propane est localisé au sommet de l'appareil et ceci donne le nom a ce dernier (dépropaniseur), au fond de la colonne s'y trouve le plus grand pourcentage du butane.

Les autres constituants le méthane, l'éthane et le pentane, leurs courbes sont une allure presque uniforme (droite), ceci s'explique par le fait qu'ils ne participent pas ou participent légèrement au transfert de matière.

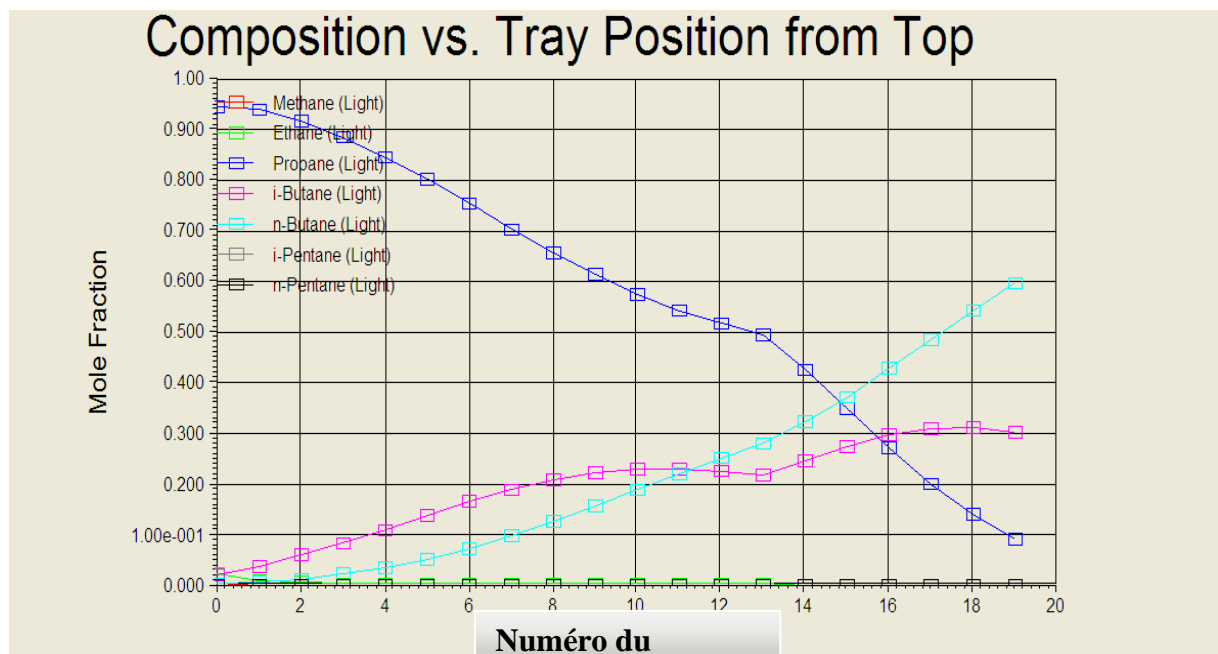


Figure VIII .22 : la composition molaire des constituants en fonction de la position du plateau

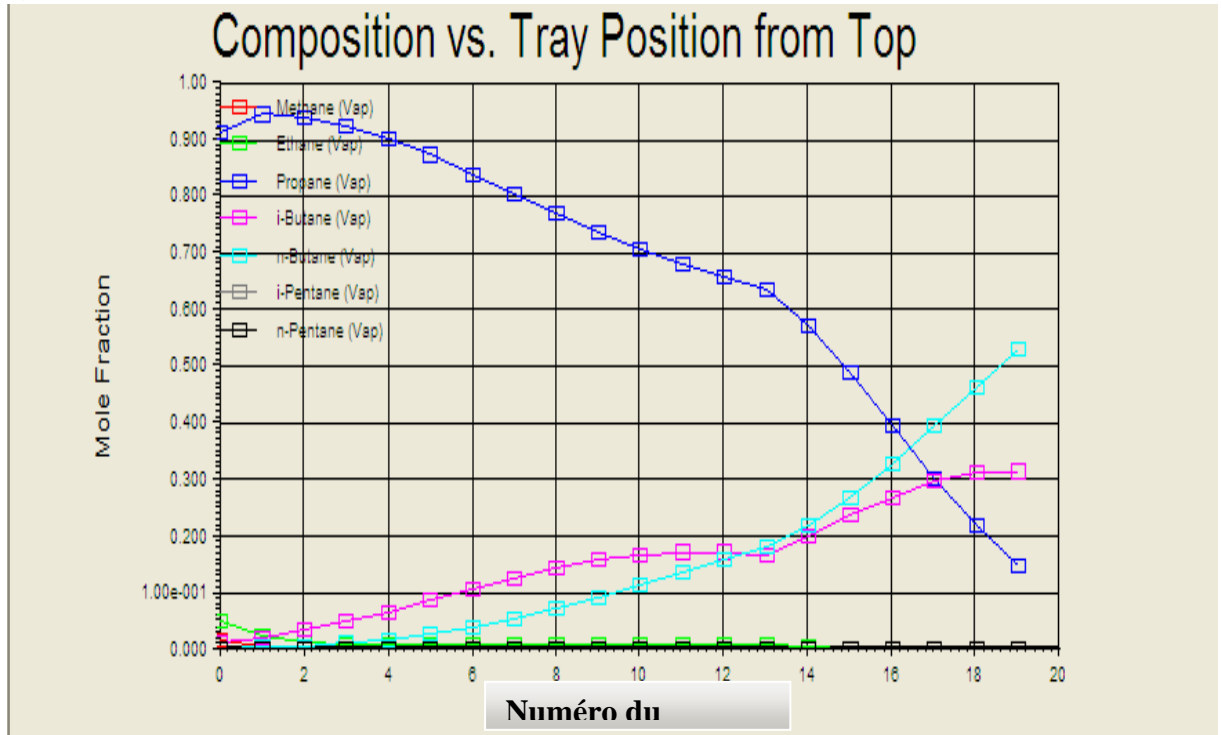


Figure VIII.23 : la composition molaire des constituants (vapeur) en fonction de la position du plateau

Tous ca est fait en se basant sur une efficacité des plateaux de l'ordre de 1

Pour une efficacité égale 0.33 les courbes interprétées ont les mêmes allures.

VIII.5 SIMULATION DE LA COLONNE PAR LE LOGICIEL CHEM

CAD :

La simulation de procédé par chem cad a été réalisé en passant par les étapes suivantes : [28]

1) Commencer un nouveau travail (new job) :

La première chose à faire quand on entre dans chem cad est d'ouvrir un nouveau projet. Pour cela, il vous faut sélectionner **file** dans le menu **bar**. Et ensuite choisissant new job en cliquant sur. [55]

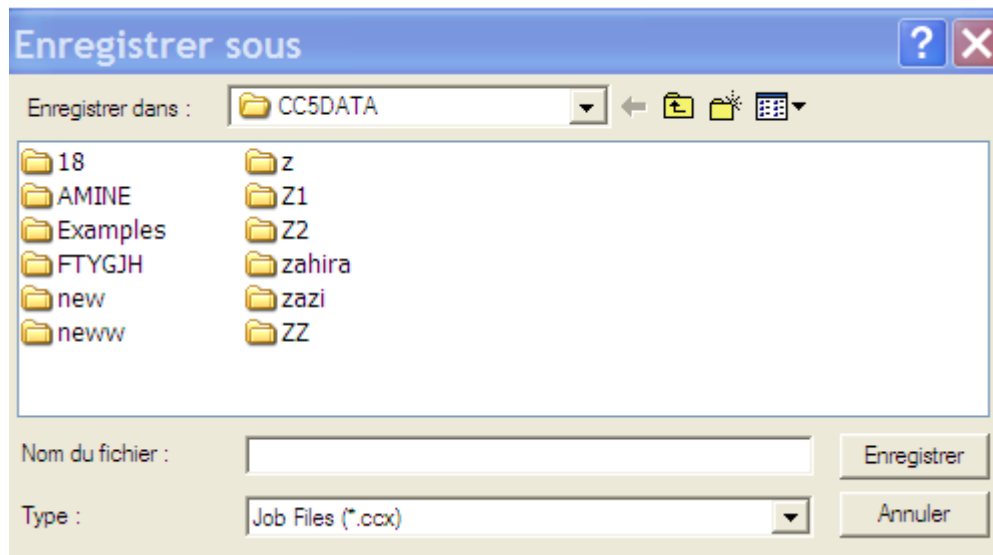
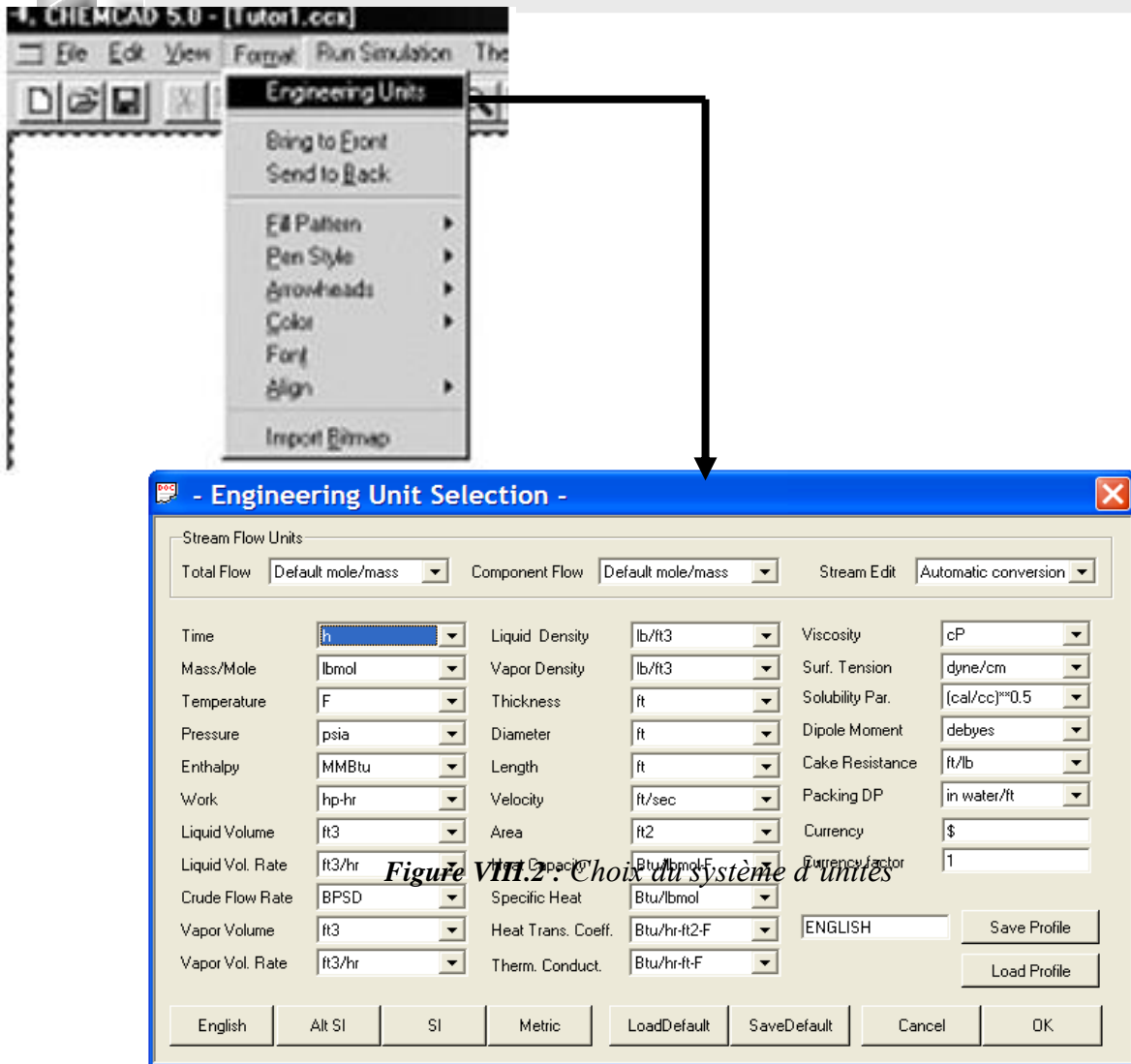


Figure VIII.24 : Ouverture d un nouveau projet

Ecrire le nom de ce job dans le casier nom du fichier puis cliqué sur enregistrer

2) Choix du système d'unités

Choisir l'ensemble d'unités. Pour cela, il vous faut sélectionner **format** dans le menu **bar**. Le menu suivant va apparaître, , Et ensuite sélectionnez **eng unit**



3) Dessiner le flowsheet :

Pour dessiner l'organigramme il faut travailler avec la palette d'organigramme, qui ressemble à ceci :

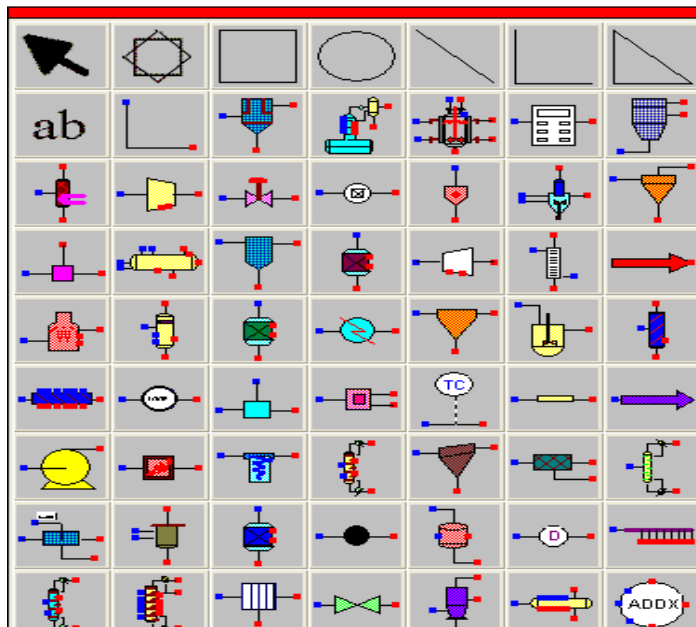


Figure VIII.26 : palette d'organigramme

Choisir les icônes nécessaires puis les ajouter au flowsheet.

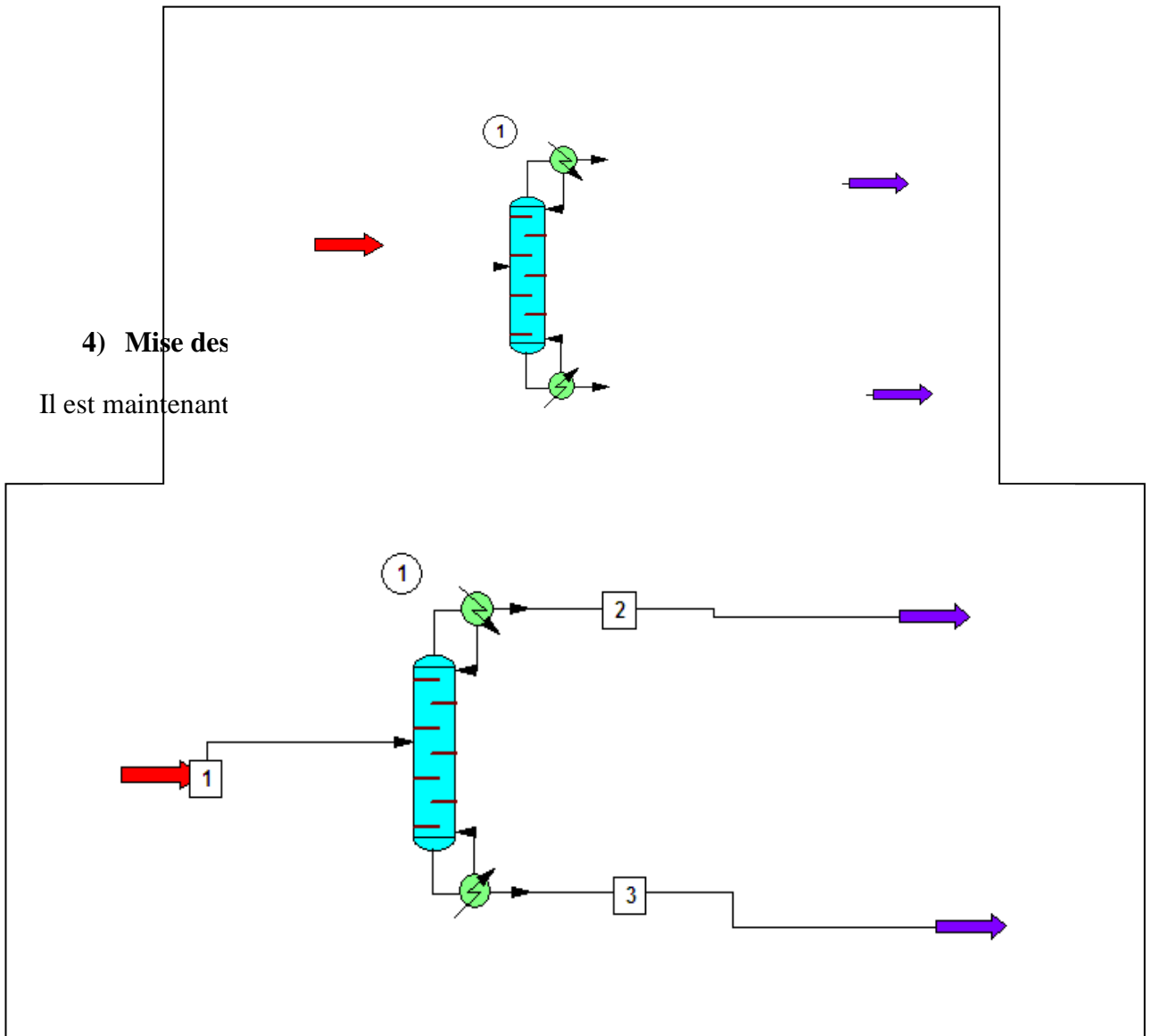


Figure VIII.27 : Le flowsheet.

5) Choix des composés du procédé

L'étape suivante est l'introduction des composants. Sélectionner la commande thermo-physique, soit en cliquant sur son signet, soit en pressant [alt + L]

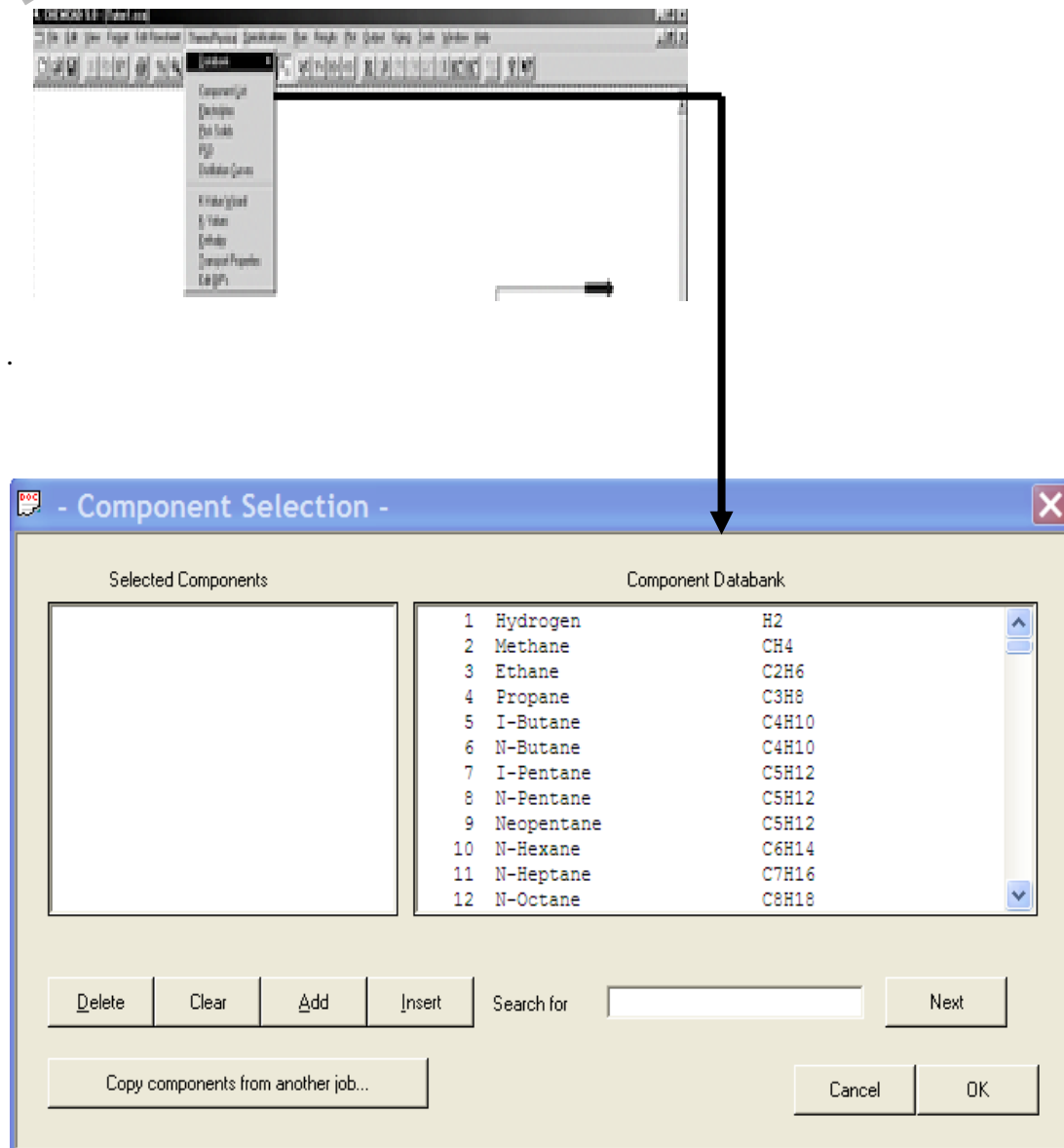


Figure VIII.28 : Choix des composés

Pour sélectionner les composants désirés pour la simulation, une des possibilités est de cliquer deux fois sur le composant dans la liste, il est ainsi transféré directement dans la zone « **selected Components** » ensuite cliquer sur ok.

6) Sélection des options thermo-dynamiques :

La sélection des options thermo-dynamiques signifie fondamentalement choix d'un modèle ou d'une méthode pour le calcul,

Sélectionner la commande thermo-physique, soit en cliquant sur son signet, soit en pressant [alt + L]

D'abord, nous devons choisir un modèle en cliquant sur K-values ;

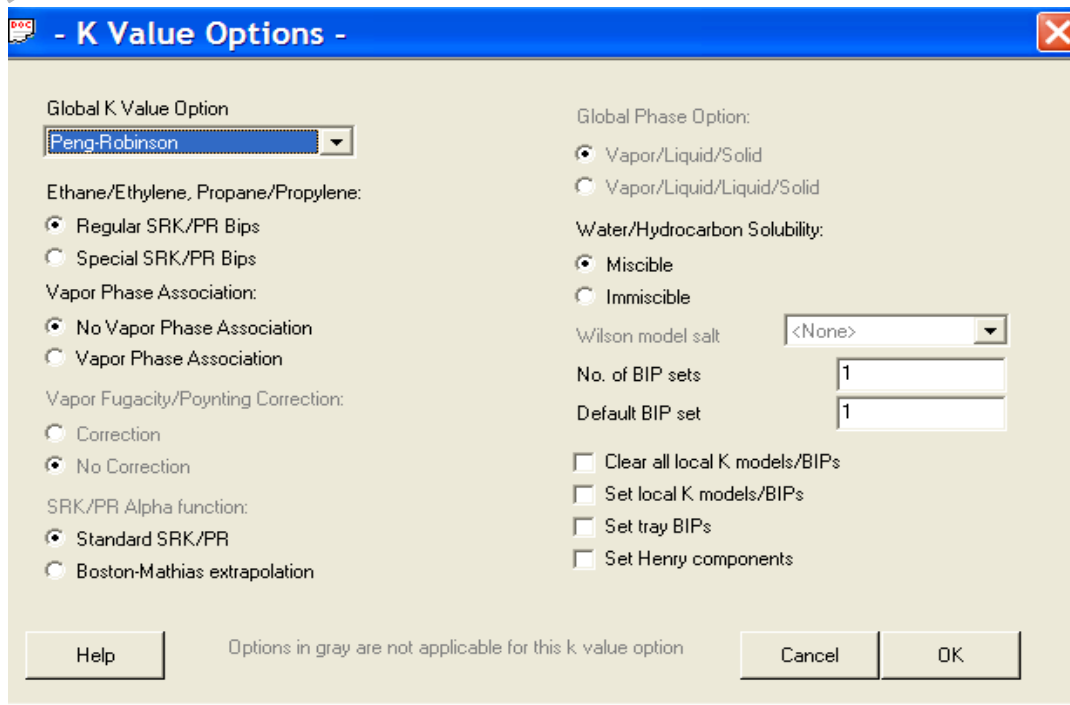


Figure VIII.29 : Choix de l'équation thermodynamique

Ensuite mettre Peng Robinson sur global k value option et cliquer sur ok

Maintenant, choisissons notre modèle d'enthalpie. Faire ceci en cliquant sur la commande thermo-physique, cliquant alors l'option d'enthalpie. La zone de dialogue d'options d'enthalpie sera montrée. Vous noterez sur cet écran que la méthode de Peng-Robinson a été déjà choisie. Le programme fait ceci automatiquement quand vous avez choisi la méthode de K-valeur de Peng-Robinson.

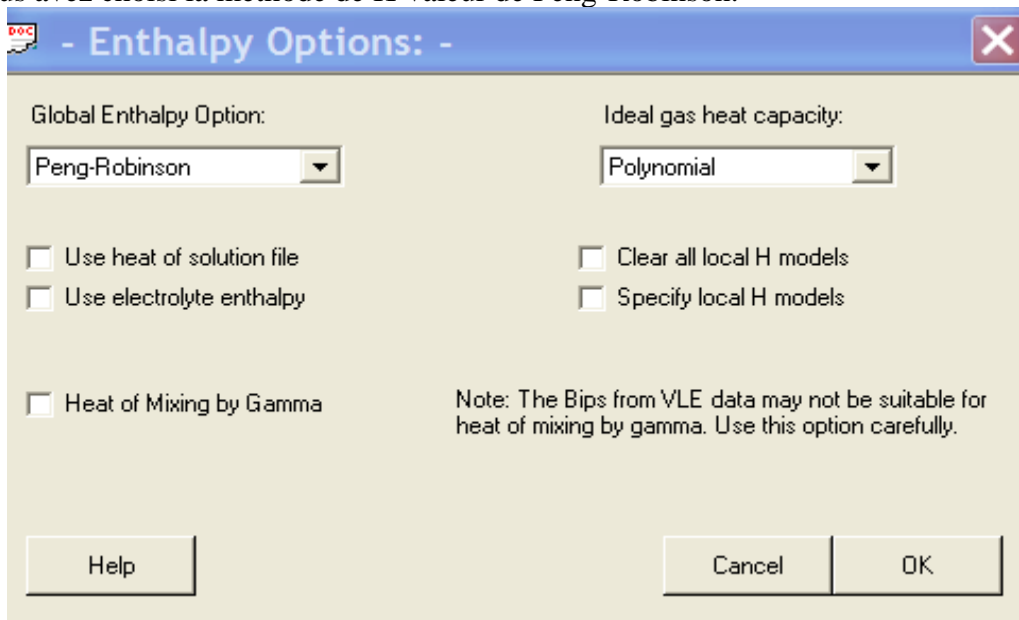


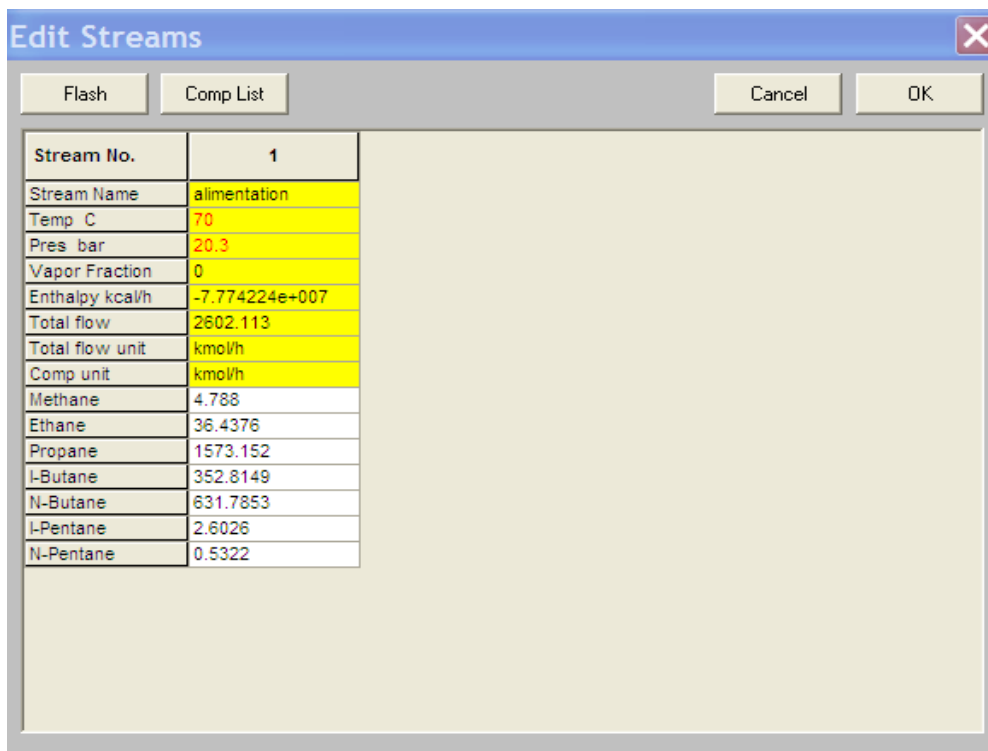
Figure VIII.30 : Choix du modèle d'enthalpie

7) Créer un Flux d'alimentation "alim" :

Nous sommes maintenant en mesure de définir le stream d'alimentation. Ceci peut être fait en employant la commande des spécifications sur la barre de menu ou par une double clique directement sur le stream.

Taper alim, le nom du nouveau flux, dans la case *Stream Name*, Il reste ensuite à remplir les cases avec les propriétés qu'on connaisse.

Une fois que les cases sont remplis, presser le bouton **OK**. Le flux est maintenant complètement défini.



Stream No.	1
Stream Name	alimentation
Temp C	70
Pres bar	20.3
Vapor Fraction	0
Enthalpy kcal/h	-7.774224e+007
Total flow	2602.113
Total flow unit	kmol/h
Comp unit	kmol/h
Methane	4.788
Ethane	36.4376
Propane	1573.152
I-Butane	352.8149
N-Butane	631.7853
I-Pentane	2.6026
N-Pentane	0.5322

Figure VIII.31 : Création du flux d'alimentation

8) Entrée les paramètres d'équipement

- Spécification de la colonne :

Double clic sur la colonne. à la première page, nous devons écrire la pression supérieure qui est 20.5 bar ; la chute de pression, qui est de 0.3 bar le nombre d'étages qui est 18 et le plateau d'alimentation, qui est le numéro 13

Ensuite on passe à la page suivante pour spécifier le condenseur et le rebouilleur

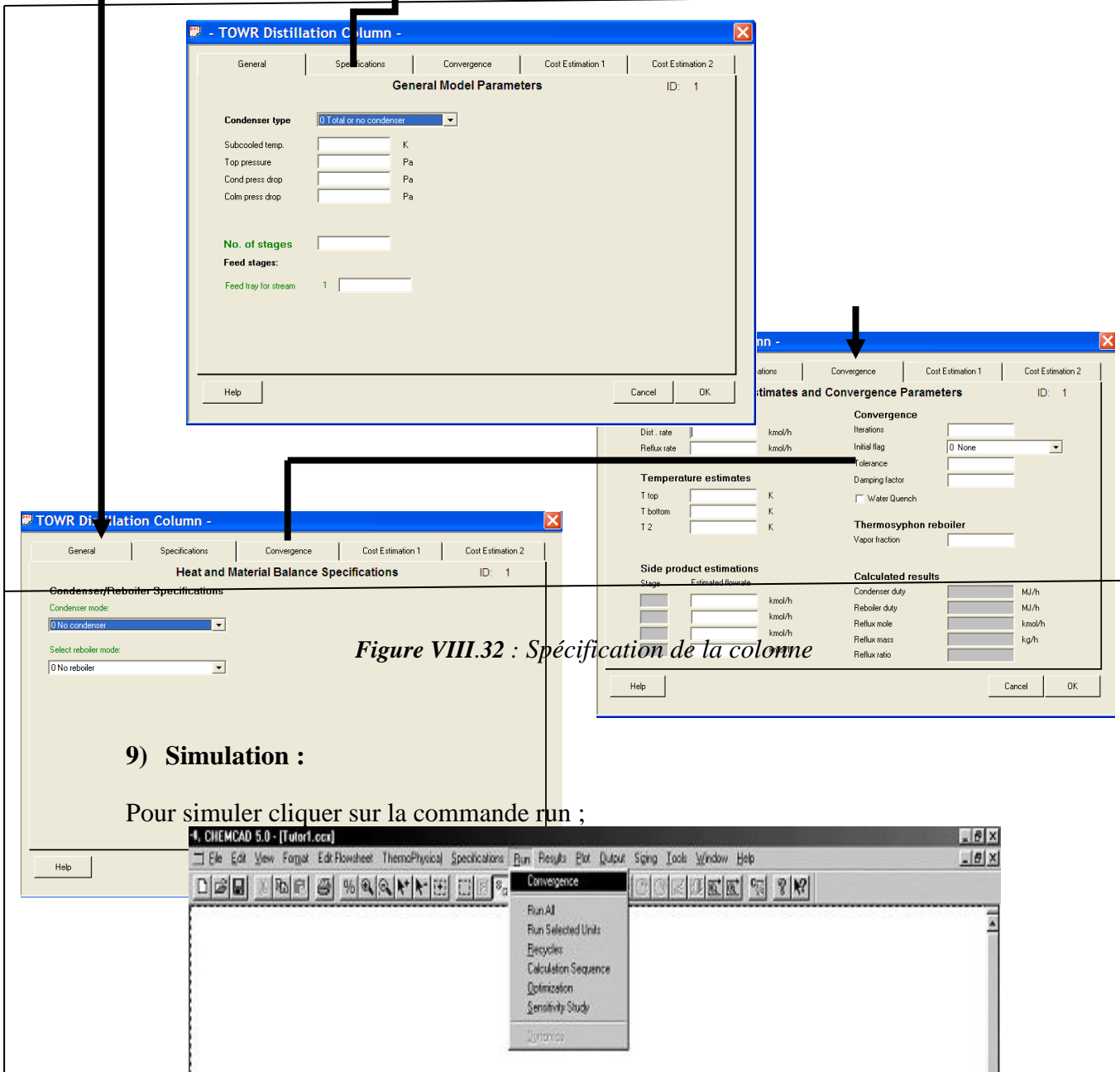


Figure VIII.32 : Spécification de la colonne

9) Simulation :

Pour simuler cliquer sur la commande run ;

Figure VIII.32 : Simulation de la colonne

Nous voulons une analyse équilibrée, donc un clique sur *run all* option ;

Le programme d'abord vérifiera les données et énumérera tous les erreurs et/ou avertissements sur l'écran. Dans ce cas-ci, nous devrions avoir aucune erreur, bien que nous ayons des avertissements disant que nous n'avons pas donné certaines évaluations. nous pouvons ignorer ces avertissements et procéder en cliquant [yes]. Alors le calcul procédera.

VIII.6. RESULTATS DE LA SIMULATION:

Maintenant que la simulation est complète, nous voudrions réexaminer les résultats,

➤ **Stream 1 : (charge) alimentation**

Stream No.	1
Stream Name	alimentation
Temp C	70.0000*
Pres bar	20.3000*
Enth kcal/h	-7.7742E+007
Vapor mole fraction	0.00000
Total kmol/h	2602.1126
Total kg/h	127996.2967
Total std L m3/h	239.6199
Total std V m3/h	58322.83
Component mole %	
Methane	0.184004
Ethane	1.400308
Propane	60.456723
I-Butane	13.558787
N-Butane	24.279706
I-Pentane	0.100019
N-Pentane	0.020453

➤ **Stream 2 distillat :(propane produit)**

Stream No.	2
Stream Name	distillat
Temp C	54.6506
Pres bar	20.2000
Enth kcal/h	-4.3799E+007
Vapor mole fraction	0.00000
Total kmol/h	1572.4600
Total kg/h	68998.3593
Total std L m3/h	136.6880
Total std V m3/h	35244.56
Component mole %	
Methane	0.304490
Ethane	2.316016
Propane	95.999962
I-Butane	1.144403
N-Butane	0.235125
I-Pentane	0.000001
N-Pentane	0.000000

➤ Stream 3 : résidu (produit de fond de la colonne)

Stream No.	3
Stream Name	résidu
Temp C	106.4672
Pres bar	20.5000
Enth kcal/h	-3.3091E+007
Vapor mole fraction	0.00000
Total kmol/h	1029.6525
Total kg/h	58998.0000
Total std L m3/h	102.9319
Total std V m3/h	23078.27
Component mole %	
Methane	0.000001
Ethane	0.001861
Propane	6.175885
I-Butane	32.517767
N-Butane	61.000025
I-Pentane	0.252764
N-Pentane	0.051687

VIII.7. INTERPRETATION DES COURBES CHEM CAD :

Figure VIII.33 : la courbe reflète la composition molaire des constituants sur chaque plateau. la plus grande concentration du propane se trouve localisée au sommet de la colonne (plateau n 1) et la plus faible concentration au fond de la colonne.

L'effet inverse se réalise pour le nbutane autrement dit la plus grande concentration s'y trouve au fond de la colonne.

D'après les courbes en voit qu'il ya légère variation de la concentration de l'isobutane le long des plateaux de la colonne.

Les courbes de concentration du méthane, du l'éthane et du pentane sont linéaire parce qu'ils ne participent pas au transfert (inerte, du point de vue transfert)

En voit qu'entre le onzième et le treizième plateau les courbes varient linéairement et ceci est due au fait qu'on est dans la zone d'alimentation et le processus de transfert de matière ne s'est pas encore intensifié.

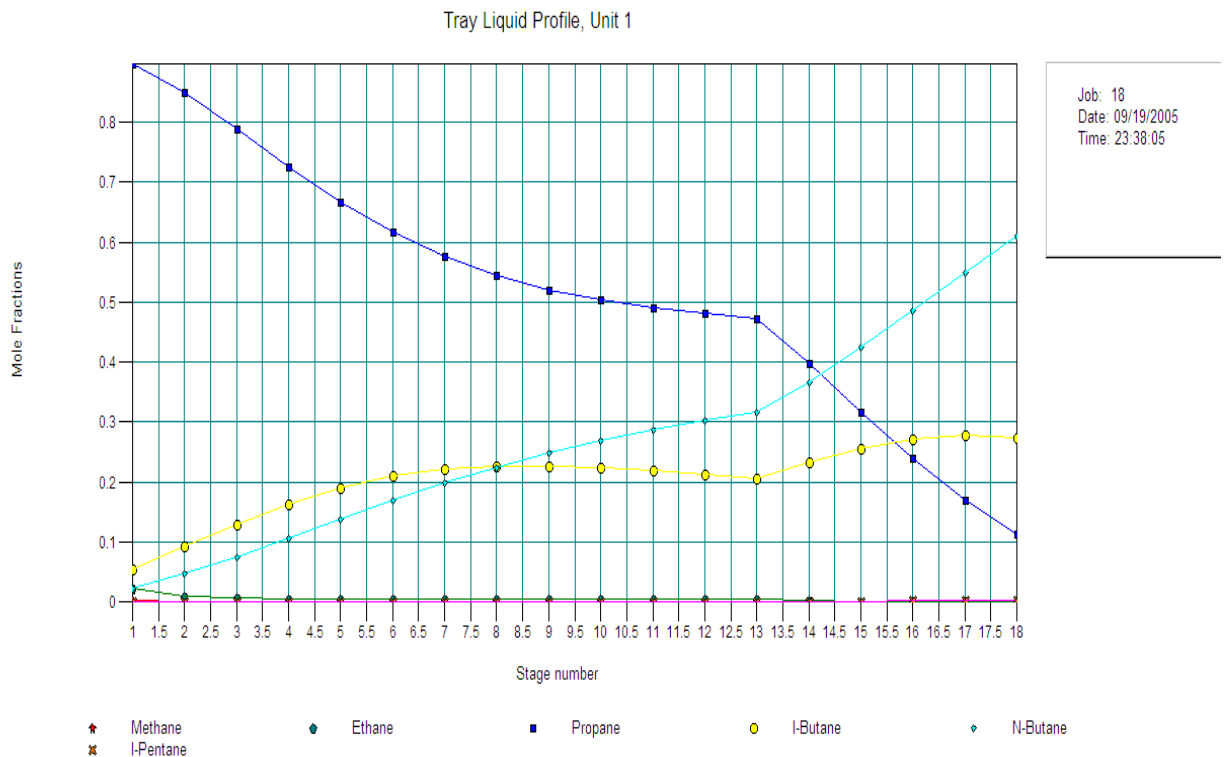


Figure VIII.33 : la composition molaire des constituants on fonction de la position du plateau

Figure VIII.34 : la courbe reflète la distribution de la température sur les plateaux dans la colonne.

La température est maximale au fond de la colonne ce qui est normale par ce que nous sommes dans le domaine de rebouillage, et minimale au sommet de la colonne par ce que nous sommes dans le domaine de condenseur (reflux froid)

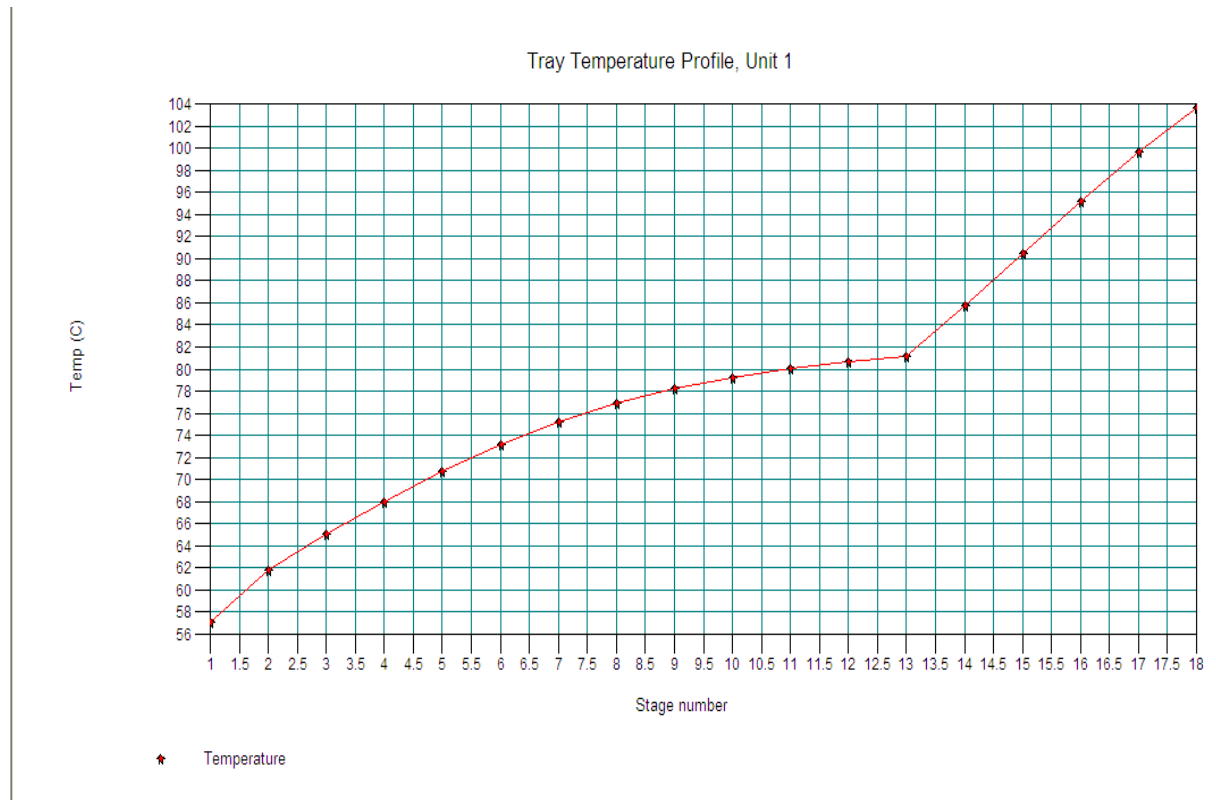


Figure VIII.34 : distribution de la température en fonction de la position du plateau

VIII.8 EFFICACITE DU PROCEDE DE RECTIFICATION :

Du point de vue théorique, nous avons opté pour une efficacité égale à l'unité ($\varepsilon = 1$) autrement dit pour un fonctionnement idéal du plateau (la phase vapeur et la phase liquide qui quittent le plateau sont en équilibre). Le nombre de plateau correspondant à cette efficacité est égale à 18.

Le nombre de plateau réel dans la colonne est de l'ordre de 55.

Le logiciel Hysis nous a donné pour chaque cas les résultats qui sont présentés sur le tableau VIII.8 et VIII.9.

La comparaison entre la composition du gaz dans le condenseur et dans le rebouilleur nous permet de tirer les conclusions suivantes :

Les résultats différents dans les deux cas ;

Dans le condenseur pour le cas réel le pourcentage du propane est supérieur de 4% de celui du cas idéal et ceci est expliqué par le fait que l'augmentation du nombre de plateau fait augmenter la surface de contact entre les phases ce qui mène à l'intensification du transfert de matière et la bonne distribution du soluté d'où l'augmentation de la composition du propane au sommet de la colonne.

En remarque aussi que les compositions de méthane et de l'éthane ne changent pas, il constitue la phase porteuse qui ne participe pas au transfert.

On voit que dans le cas réel la composition du butane est de 3% moins grande que celle du cas idéal ce qui explique que pour le premier cas le transfert du butane de la phase vapeur vers la phase liquide est meilleur.

Le pentane ne se trouve pas dans le condenseur, lui aussi est considéré comme une phase porteuse dans la phase liquide qui ne participe pas au transfert.

Dans le rebouilleur l'effet inverse s'y produit au fond de la colonne les constituants les plus légers (méthane, éthane) sont absents. Le pentane ne participe pas au transfert.

La rectification du propane pour le ca réel est meilleure ;

Pour le cas du butane, sa composition dans le cas réel et dans le cas idéal diffère légèrement.

Tableau VIII.8 : La composition des constituants pour le cas idéal

Methane	0.0018	0.0030	0.0000
Ethane	0.0140	0.0234	0.0000
Propane	0.6046	0.9285	0.1209
i-Butane	0.1356	0.0363	0.2838
n-Butane	0.2428	0.0088	0.5922
i-Pentane	0.0010	0.0000	0.0025
n-Pentane	0.0002	0.0000	0.0005

Tableau VIII.9 : La composition des constituants pour le cas réel

	1	2	3
Methane			Rebouilleur
Ethane	0.0140	0.0234	0.0000
Propane	0.6046	0.9613	0.0720
i-Butane	0.1356	0.0087	0.3251
n-Butane	0.2428	0.0036	0.5999
i-Pentane	0.0010	0.0000	0.0025
n-Pentane	0.0002	0.0000	0.0005

CONCLUSION

L'utilisation des simulateurs tels que hysys et chem cad, offre de nombreuses possibilités pour définir les spécifications déterminant le fonctionnement des colonnes à distiller. Il est à signaler que la manipulation du logiciel hysys est plus perfectionnée que le logiciel chem cad par ce qu'il nous permet de simuler pour n'importe quelle efficacité des plateaux

Les résultats obtenus concordent d'une façon significative avec ceux obtenus à l'échelle industrielle.

La simulation d'une colonne de séparation de gaz appliquée à la méthode plateau par plateau est très importante par ce qu'elle nous permet de connaître les compositions des phases, la température, la pression sur chaque plateau, ce qui nous permet d'avoir des produits de bonne qualité en agissant sur ses paramètres traiter des problèmes d'automatisation, des études de sécurité ou améliorer la conception des procédés.

RÉFÉRENCES BIBLIOGRAPHIQUES

- [1] Vastly Simanzhenkov « crude oil chemistry », university duisburg-essen,germany ;2003.
- [2] James G. Speight « handbook of petroleum analysis » wileyinter science ,2001.
- [3] James G. Speight « handbook of petroleum product analysis »2002.
- [4] Ll. K. Clbdel-Clal et Mohamed Eggour(king fahd university of petroleum & minerals dhahran, saudi arabia) ; M. Fl. Fahim, (kuwait university safat, kuwait) « petroleum and gas field processing » marcel dekker,irn, 2003.
- [5] Chang S. Hsu Et Paul R. Robinson « Practical Advances In Petroleum Processing », Volume 1,2006.
- [6] David S. J. Et peter r. « handbook of petroleum processing » 2006.
- [7] J.-P.Wauquier « crude oil petroleum products » editions technip ,1995.
- [8] « modern petroleum refining processes »
- [9] James H. Gary, Glenn E. Handwerk « petroleum refining technology and economics » fourth edition, marcel dekker, inc.2001.
- [10] Surinder Parkash « refining processes handbook »2003.
- [11] Semch Eddine Chitour « raffinage du pétrole: les propriétés physiques des hydrocarbures et des fractions pétrolières» office publication universitaires Algérie 1983.tome 1.
- [12]Manuel opératoire du complex GP1Z
- [13] Association nationale pour la formation automobile « le GPLC »2000
- [14] Encana corporation, fiche signalétique gaz de pétrole liquéfié.2008
- [15] Carl L. Yaws « thermophysical properties of chemicals and hydrocarbons »2008
- [16] S.A. shell gas (lpg) belgium n.v.2009
- [17] P.Wuithier « pétrole : raffinage et génie chimique », tome 1.édition technip, paris, 1972.
- [18] P. Wuithier « raffinage et génie chimique », tome 2, paris, 1972.
- [19] J.P.Wauquier « procédés de séparation », éditions technip paris ; 1998.
- [20] P.Tambouze « raffinage du pétrole "Matériels et équipement" »Tome 4.

- [21] S.Skobolo « méthode et appareils de l'industrie du pétrole ». moscou 1971.
- [22] formation spécifique ,presentation du complexe ,travail de l'opérateur,lecture des plans,2008
- [23] F.B.Petlyuk « distillation theory and its application to optimal design of séparation units »2004.
- [24] Edgar, T. F. and Himmelblau, D. M. « Optimization of Chemical Processes. »McGraw-Hill: Singapore (1989).
- [25]Un article « gaz de pétrole liquéfié » Ékopédia, l'encyclopédie pratique.
- [26] Wang, J. C. and Wang, Y. L. « A Review on the Modeling and Simulation of Multi-staged Separation Processes »; In Mah, R. S. H. and Seider, W. D. (Eds.), Foundations of Computer-aided Chemical Process Design, pp 121–170, (1981).
- [27] I.M. MUJTABA « batch distillation design and operation » university of bradford, uk series on chemical engineering - vol. 3 ,2004.
- [28] chemcad dynamic column calculation ,user's guide distillation continuous and batch technologies
- [29] Henry Z.Kister « distillation opération »
- [30]Gheorghe Bumbac,Grigore Bozga,Valentine Plesu et Corneliu Dan Popescu « catalytic distillation modeling and simulation using HYSYS.process environment.2000
- [31] Douani Mustapha, Ouadjenia Fatima et Terkhi Sabria « distillation of a complex mixture. part i: high pressure distillation column analysis: modeling and simulation » entropy, 2007, 9, 58-72.
- [32] CARL L.YAWS « thermophysical properties of chemicals and hydrocarbons »2008
- [33] Bruce E .Poling,John M.Prausnitz,John P.Oconnell « the properties of gases and liquids »,2004.
- [34] Charles D.Holland « fundamentals of multicomponent distillation »
- [35] J.P.Moulin « génie des procédés, génie chimique, opérations unitaires idéales, école centrale paris, 2004-2005.
- [36] article « gaz de pétrole liquéfié » wékipédia.
- [37] M. Fellah Jahromi, S. Domenech et C. Guiglion « modelisation d'une colonne de rectification discontinue a garnissage » chemical engineering journal, 25 (1982) 125 – 135.

- [38] JVu Trieu Minh et Ahmad Majdi Abdul Rani ,Articl « Modeling and Control of Distillation Column in a Petroleum Process » Mechanical Engineering Department, Universiti Teknologi PETRONAS, Bandar Seri Iskandar,31750 Tronoh, Perak Darul Ridzuan, Malaysia,2009.
- [39] Aziz, K. and Settari, A., « Petroleum Engineering Simulation », Applied Science Publishers, London (1979). [70]
- [40] Franks, R.G.E., « Modeling, and Simulation in Chemical Engineering », John Wiley & Sons,New York, 1972. .[51]
- [41] Rey G. Montemayor « distillation and vapor pressure measurement in petroleum products » West Conshohocken, PA 19428–29592008.
- [43] Gregor Fernholz, Sebastian Engell, Lars-Ulrich Kreul, Et Andrzej Gorak. « optimal operation of a semi-batch rective distillation column ». computers and chemical engineering, 24 :1569–1575, 2000.
- [44] Andr`Es Collazos « modelisation et simulation d'une colonne de distillation reactive semi-batch avec gproms » projet de semestre, 2004.
- [45] Gas Processors Supply Association _GPSA_ Engineering Data Book and Gas Processors Association _GPA_ Technical Standards and Research Reports, available, 2002
- [46] Falkiner, R. J., « Liquefied Petroleum Gas, Fuels and Lubricant's Handbook: Technology, Properties, Performance, and Testing ., ASTM International,West Conshohocken, PA, 2003, p. 37.
- [47] Koji Koyamada Shinsuke ,et Tamura Osamu Ono « systems modeling and simulation theory and applications », asia simulation conference 2006.
- [48] Tanase G. Dobre And Jos_ G. Sanchez Marcano « modelling, simulation and similitude » chemical engineering, 2007.
- [49] Chow A. W., Foo C. Y., R. M. Yunus, R. A. Aziz, Z. A. Manan « pilot scale rectification column modeling and design for the separation of fatty acid mixture »
- [50] Stéger Csaba « distillation discontinue extractive et reactive dans une colonne avec un bac intermediaire » these en co-tutelle, 2006.
- [51] Haitao Huang, B.E., M.S.Ch.E. «Simulation and control of complex distillation processes » a dissertation in chemical engineering ,2000.
- [52] Sigurd Skogestad « dynamics and control of distillation columns » Chemical Engineering, Norwegian University of Science and Technology (NTNU),Trondheim, Norway, Trans. IChemE, Vol. 75, Part A, Sept. 1997.

- [53] Zhigang Lei, Biaohua Chen, Zhongwei Ding « special distillation processes »2005
- [54] Varga Viktória « distillation extractive discontinue dans une colonne de rectification et dans une colonne inverse » these en co-tutelle, 2006.
- [55] Article « chemcad process simulation software under windows 95/98/2000/nt demonstrated on an example of a continuous distillation as well as a batch distillation »2000 Dipl.-Ing. Wolfgang Schmidt
- [56] Ronald W. Rousseau « handbook of separation process technology »1987.
- [57] Pierre Rouchon « simulation dynamique et commande non linéaire des colonnes à distiller »thèse de doctorat, 1990.
- [59] William L. Luyben « distillation design and control using aspen tm simulation » 2006.
- [60] Q. Smejkal A, M Soos « comparison of computer simulation of reactive distillation using aspen plus and hysys software » chemical engineering and processing 41 (2002) 413–418.
- [61] ASPEN PLUS Simulator, ASPEN TECH, Boston, Massachusetts.
- [63] Technique d'ingénieur traité Genie des procédés – Article J – Bibliothèque de L'institut centrale.
- [64] AIDE Mémoire Emilian Kaller (Génie chimique).
- [65] article « gaz de pétrole liquéfié »,wikipedia.
- [66] R.ABDOULLAEV, V.KOSSIAKOV « théorie et calcul de rectification des mélanges complexes (boumerdes 1977)
- [67] Yadolah Dodge Et Giuseppe Melfi « Premiers pas en simulation » Springer-Verlag France, 2008
- [68] Article « introduction au logiciel de simulation HYSYS : calcul d'une colonne de distillation »2005
- [69] Michaela Tapp, Shehzaad Kauchali, Brendon Hausberger, Craig Mcgregor, Diane Hildebrandt Et David Glasser « An experimental simulation of distillation column concentration profiles using a batch apparatus », Chemical Engineering Science 58 (2003) 479 – 486
- [70] W. Fred Ramirez « Computational Methods in Process Simulation », Elsevier Science & Technology Books ,1998.

- [71] Gross, F.; E. Baumann; A. Geser; D.W.T. Rippin et L. Lang, « Modeling, Simulation and Controllability Analysis of an Industrial Heat-Integrated Distillation Process » *Computers Chem. Eng.* Vol.22, No. 1-2, pp. 223-237, 1998. . [51]
- [72] Mohd.Kamaruddine Abd Hamid « hysys : an introduction to chemical engineering simulation »for UTM degree ++ program, 2007.
- [73] U. M. Diwekar, R. K. Malik and K. P. Madhavan « optimal reflux rate policy determination for multicomponent batch distillation columns » *compur. them. engng*, vol. 11, no. 6, pp. 629-637, 1987 oo98-1354/87 \$3.00 + 0.00
- [74] Operations guide Aspen Tech HYSYS 2004.2 ;
- [75] R. K. Sinnott « Chemical Engineering Design» VOLUME 6 FOURTH EDITION, Coulson & Richardson's Chemical Engineering, 2005.
- [76] M. Barolo Et G. B. Guarise « batch distillation of multicomponent systems with constant relative volatilities » *institution of chemical engineers*, 0263±8762/96.
- [77] Cicile, J.C. Distillation-Absorption, *Techniques de l'Ingénieur*; Ed. Technip: Paris, 1994; Sections J-2610, J-2611, J-2621, J-2622, J-2623
- [78] Warren L. McCabe, Julian C. Smith et Peter Harriott « unit opérations of chemical engineering »international editions 1993.
- [79] Robert E. Treybal « mass transfert operations »1981.
- [80] Da-Wei Gu « robust control of a distillation column »
- [81] Hoffman, E.J « azéotropic and extractive distillation »,interscience,new york,1969.
- [82] Zakia Nasri, Housam Binous « rigorous distillation dynamics simulations using a computer algebra » bp 676 centre urbain nord, 1080 tunis, tunisia,2009.
- [83] Anglaret – Kazmierczak « Technologie Génie Chimique » Tomes 2 et 3
- [84] Jiménez, M.S.Basualdo, Et J.C.Gómez « nonlinear dynamic modeling of multicomponent batch distillation: a case study » *brazilian journal of chemical engineering*, vol. 19, no. 03, pp. 307 - 317, july - september 2002
- [85] Kiochi Asano « mass transfer,from fundamentals to modern industrial applications,2006.
- [86] Pierre Rouchon « simulation dynamique et commande non linéaire des colonnes a distiller » Thèse présentée a l'école nationale supérieure des mines de paris,1990.
- [87] Andrés Collazos « Modélisation et simulation d'une colonne de distillation réactive semi batch avec gPROMS » Projet de semestre, 2005.

[88] Fouad M .Khoury « predicting the performance of multistage separation processes »1995



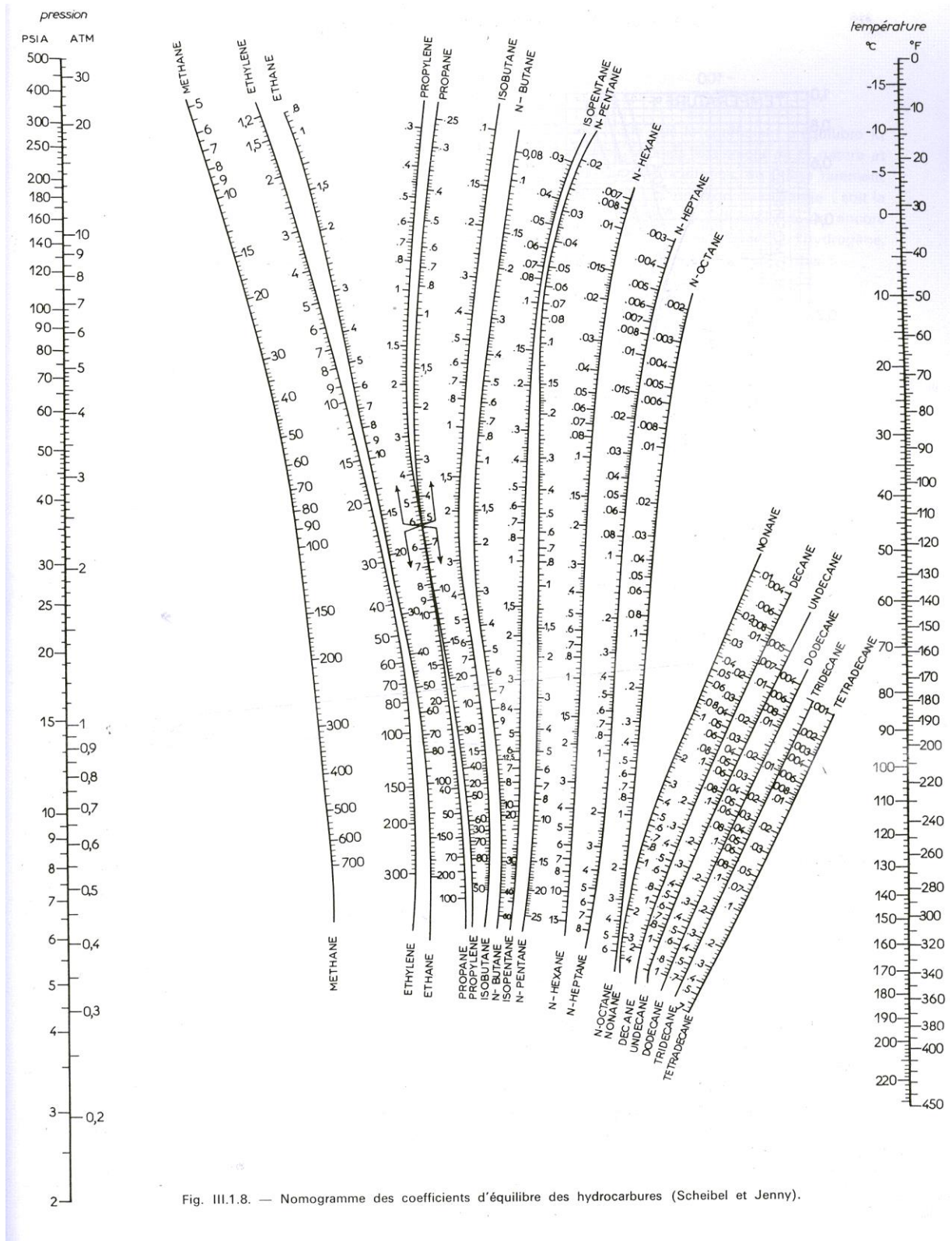


Fig. III.1.8. — Nomogramme des coefficients d'équilibre des hydrocarbures (Scheibel et Jenny).

TABLEAU II.1.6
COORDONNÉES CRITIQUES (suite)

SUBSTANCE	TEMPÉRATURE CRITIQUE (°K)	PRESSION CRITIQUE (atm.)	VOLUME CRITIQUE (cm ³ /mole)	Z _c	ω
<i>Paraffines</i>					
Méthane	191,1	45,8	99	0,289	0,013
Ethane	305,5	48,2	148	0,285	0,105
Propane	370	42	200	0,276	0,152
<i>n</i> -Butane	425,2	37,5	255	0,274	0,200
Isobutane	408,1	36	263	0,283	0,192
<i>n</i> -Pentane	469,8	33,3	311	0,268	0,252
Isopentane	461	32,9	308	0,268	0,206
Néopentane	433,8	31,6	303	0,269	0,195
<i>n</i> -Hexane	507,9	29,9	368	0,264	0,298
<i>n</i> -Heptane	540,2	27	426	0,259	0,349
<i>n</i> -Octane	569,4	24,6	490	0,258	0,392
<i>Oléfines</i>					
Ethylène	282,4	50	124	0,267	0,097
Propène	365	45,6	181	0,275	0,140
1-Butène	419,6	39,7	240	0,277	0,203
2-Butène trans	430	41	236	0,274	0,273
Isobutène	417,9	39,5	239	0,275	0,234
1-Pentène	474	40			
2-Pentène	475,6	40,4			
3-Méthylbutène-1	464,8	33,9			
2-Méthyl-2-butène	470	34			
Hexène	516,7				
Octène	578				
<i>Dioléfines</i>					
Propadiène	393				
1-3-Butadiène	425	42,7	221	0,271	0,195
<i>Acétyléniques</i>					
Acétylène	309	61,6	113	0,275	0,186
Propyne	401	52,8			
1-Butyne	463,7				
2-Butyne	488,7				
1-Pentyne	493,5				
<i>Cycloparaffines</i>					
Cyclopentane	511,8	44,6	260	0,276	0,195
Méthylcyclopentane	532,8	37,4	319	0,273	0,235
Ethylcyclopentane	569,5	33,5	375	0,269	0,271
Cyclohexane	553	40	308	0,272	0,213
Méthylcyclohexane	572,3	34,3	344	0,251	0,257
<i>Aromatiques</i>					
Benzène	562	48,6	260	0,274	0,211
Toluène	594	41,6	320	0,273	0,241
<i>o</i> -Xylène	631,6	36,9			0,302
<i>m</i> -Xylène	619	36			0,328
<i>p</i> -Xylène	618	35			0,314
Ethylbenzène	619,6	38			0,317
<i>n</i> -Propylbenzène	638,8	32	430	0,262	0,346
Isopropylbenzène	635,9	32	430	0,264	0,286
<i>Alcools</i>					
Méthanol	513,2	78,5	118	0,220	
Ethanol	516	63	167	0,249	
<i>n</i> -Propanol	537	50,2	220	0,251	
Isopropanol	508,8	53	219	0,278	
<i>n</i> -Butanol	561	49			
<i>sec</i> -Butylalcool	538				
<i>tert</i> -Butylalcool	508				
Phénol	692,4	60,5			
<i>o</i> -Crésol	695	49,4			
<i>m</i> -Crésol	705	45	310	0,241	
<i>p</i> -Crésol	699	50,8			

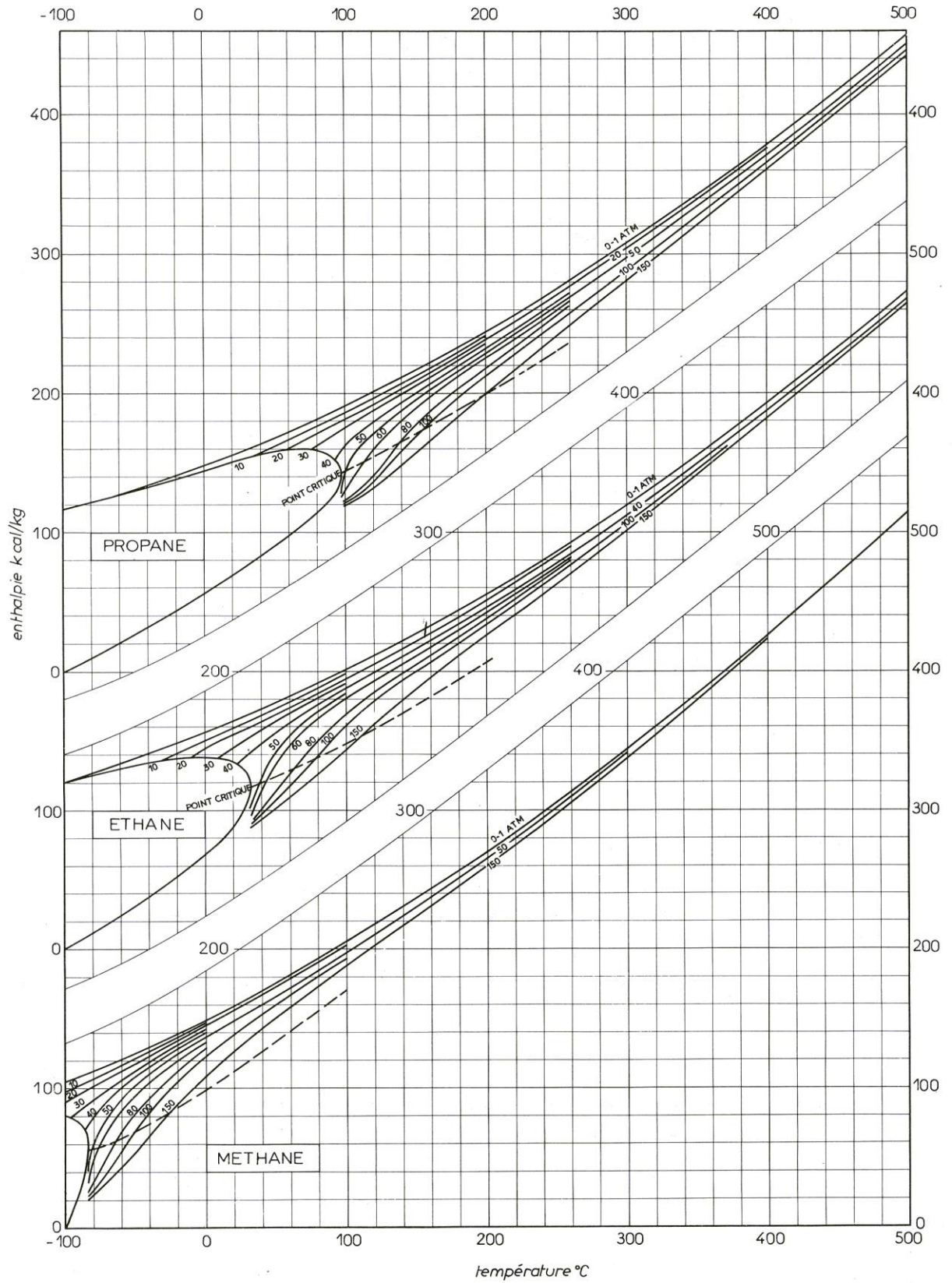


Fig. I.57. — Enthalpie du méthane, de l'éthane et du propane (pour les gaz en solution au-dessus de leur point critique, lire l'enthalpie sur la courbe en tirets).

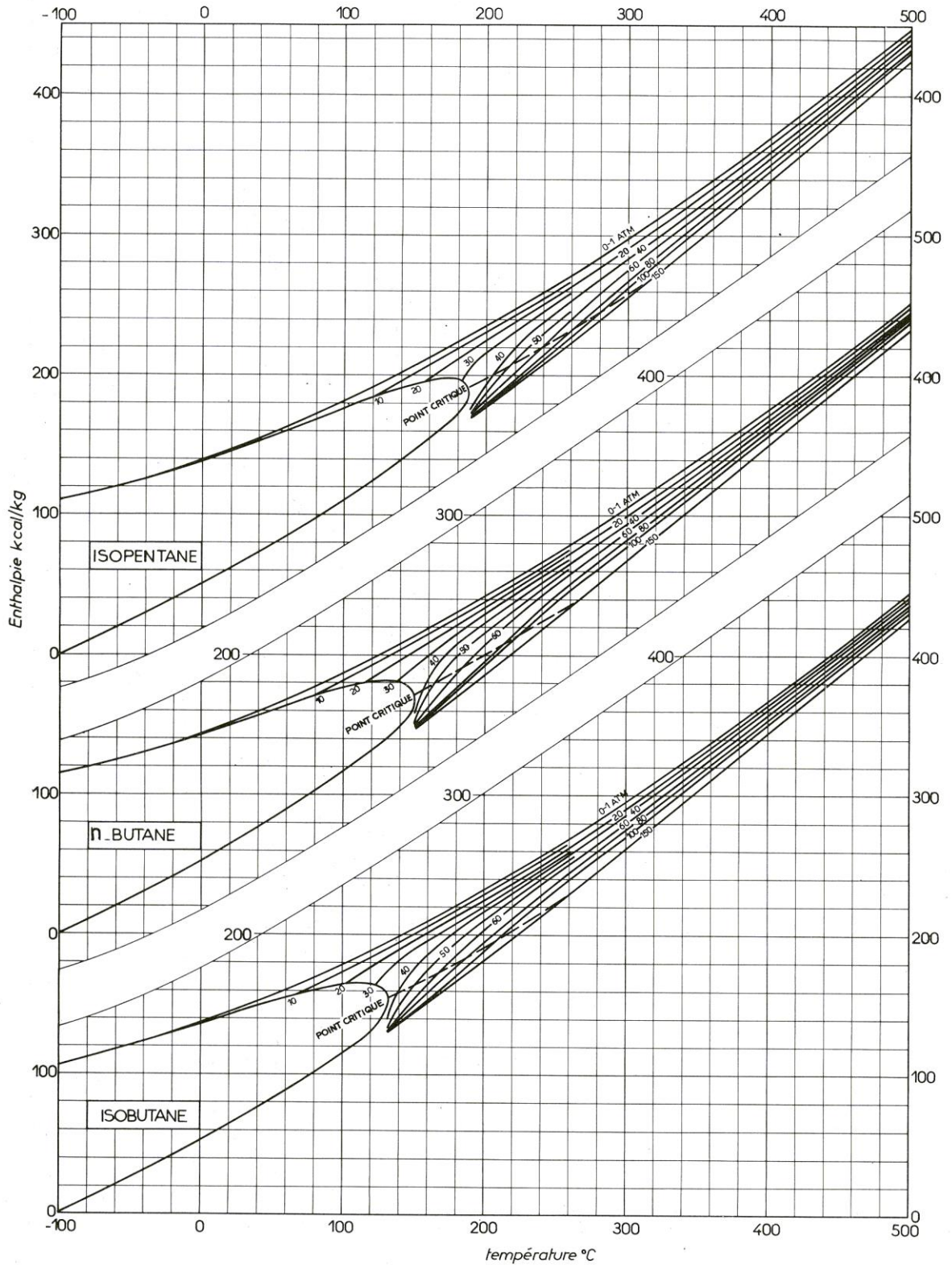


Fig. 1.58. — Enthalpie de l'iso-butane, du n-butane et de l'isopentane (pour les gaz en solution au-dessus de leur point critique, lire l'enthalpie sur la courbe en tirets).

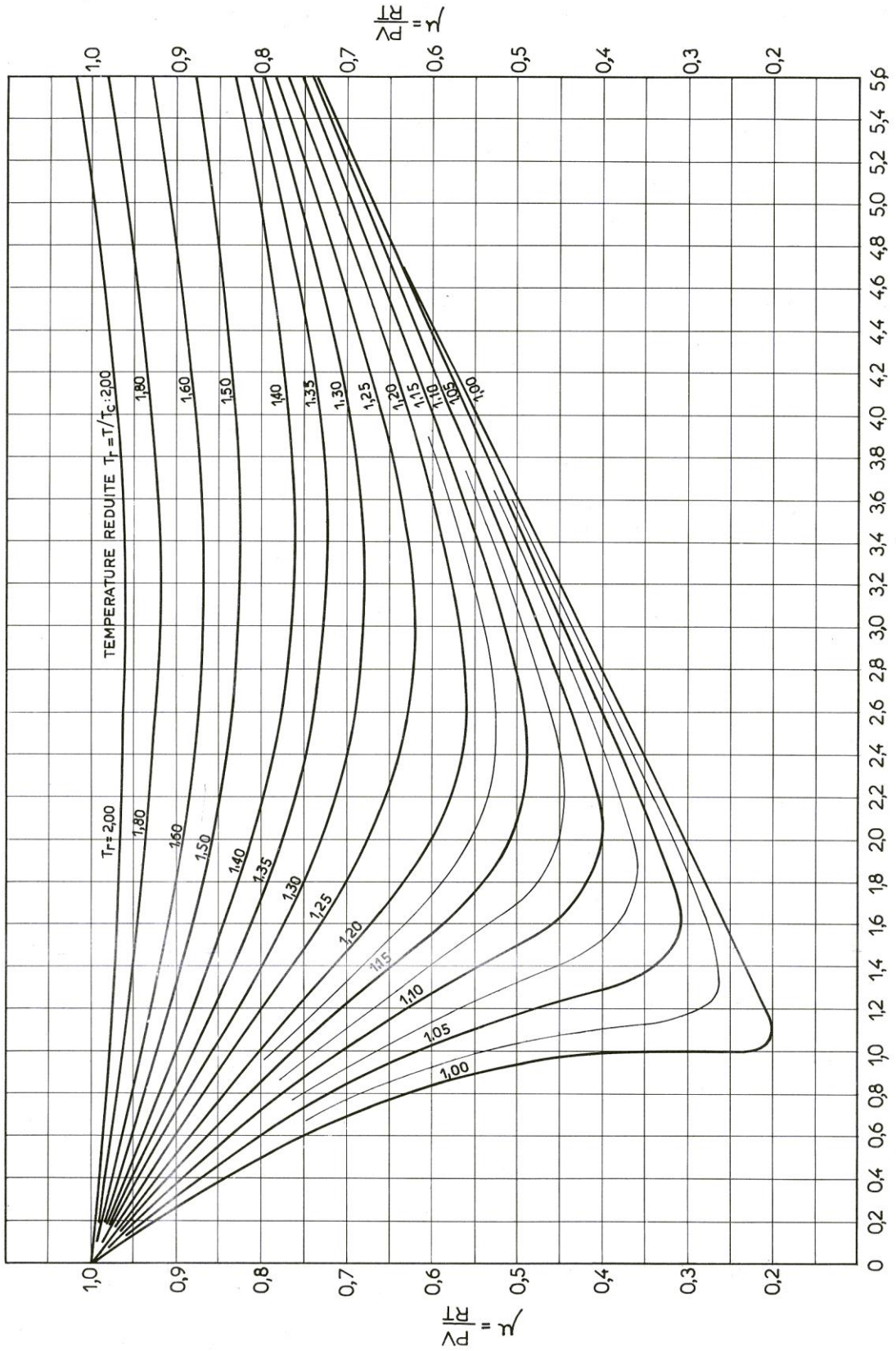


Fig. 1.50. — Abaque universel de compressibilité des gaz.

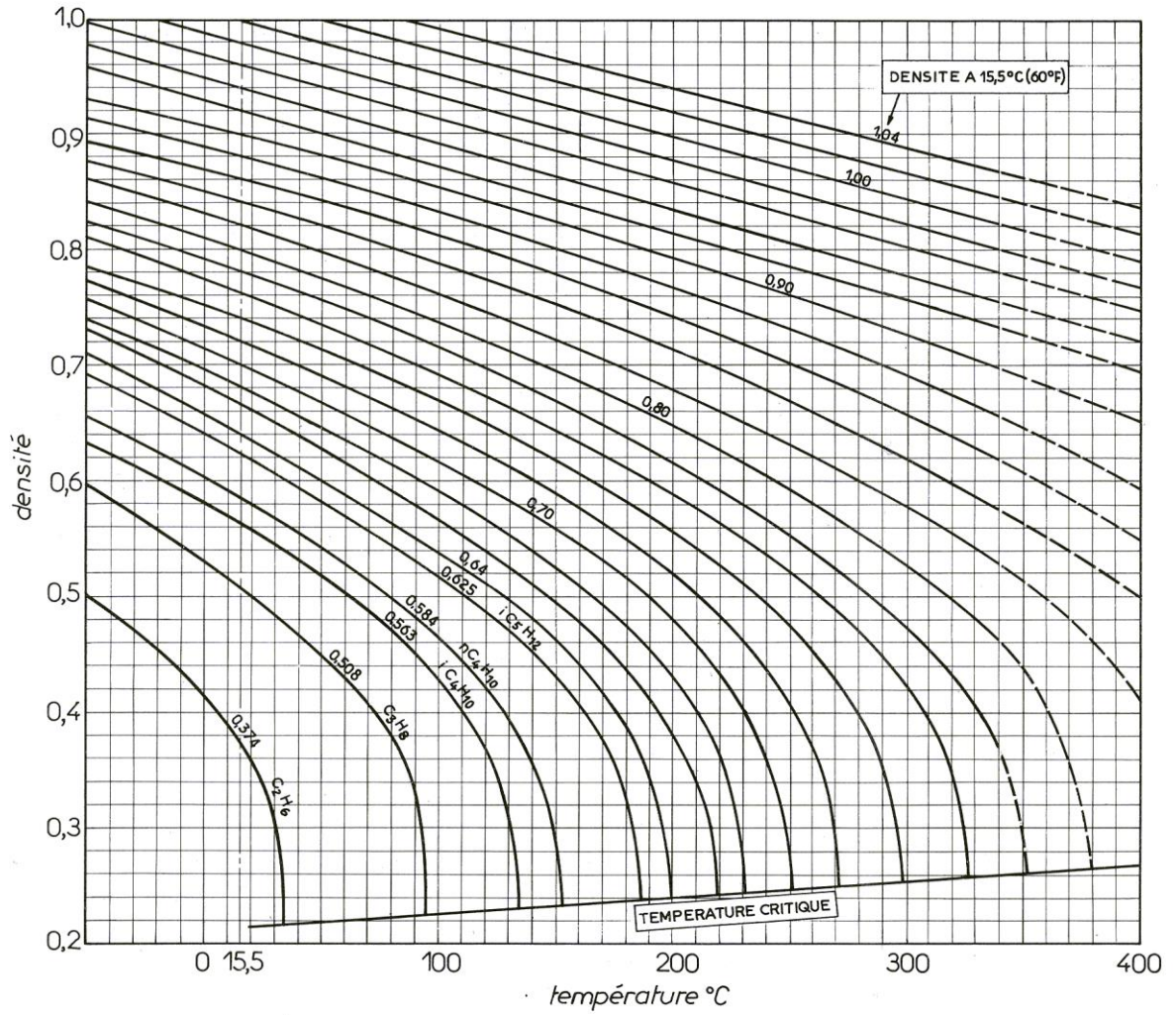


Fig. 1.48. — Variations de la densité des hydrocarbures ou fractions paraffiniques à l'état liquide, en fonction de la température.

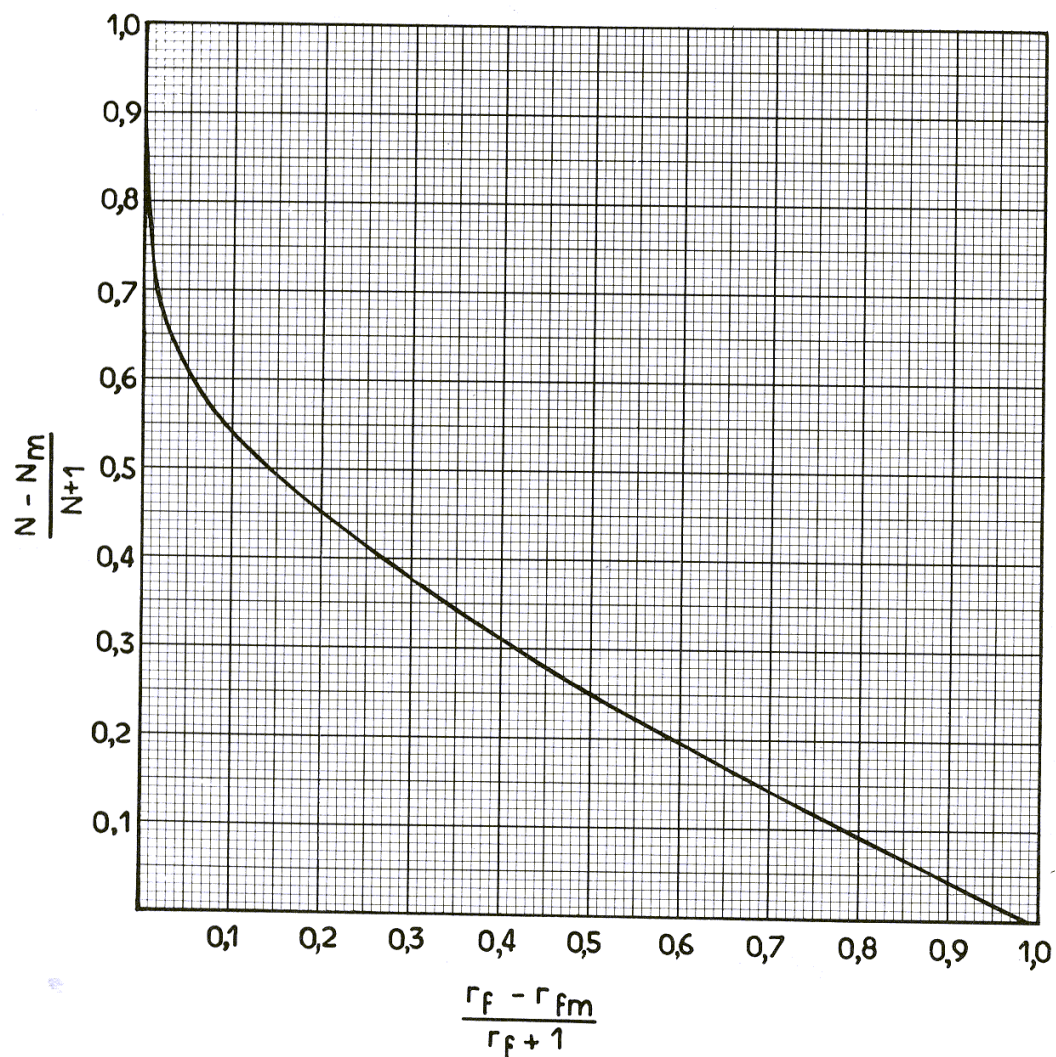
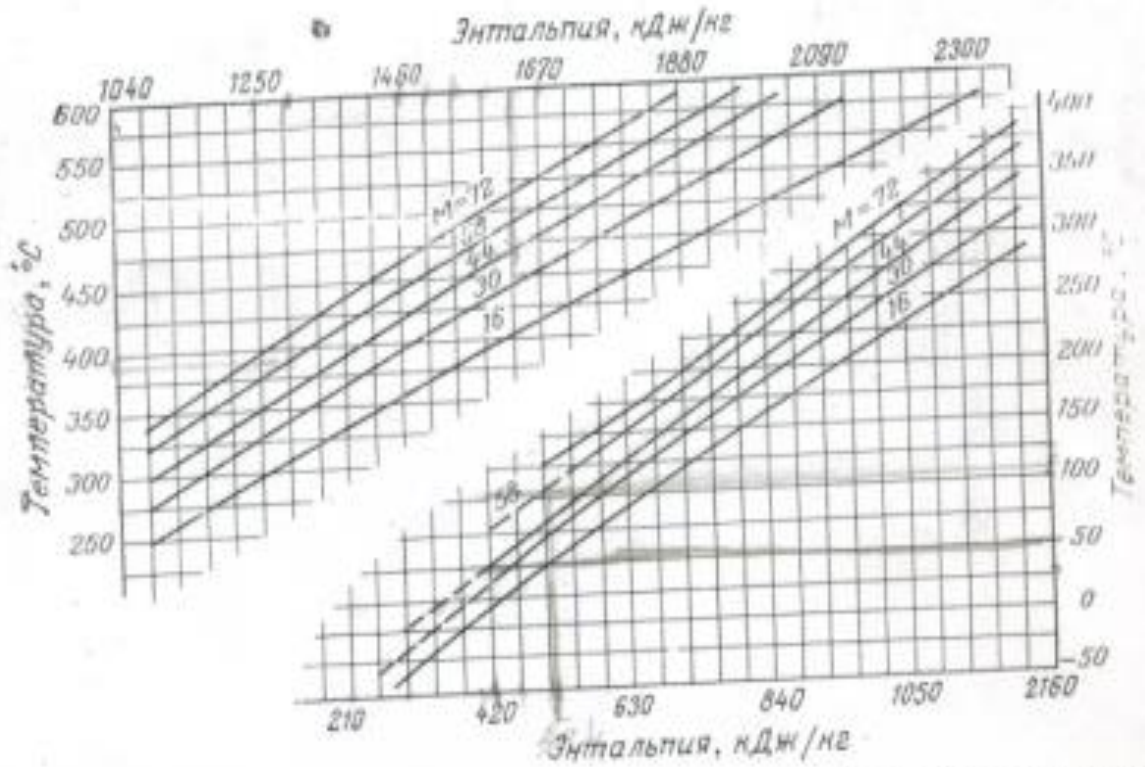


Fig. III.1.95. — Nombre d'étages théoriques N en fonction du taux de reflux r_f dans la distillation des mélanges complexes.

ПРИЛОЖЕНИЕ 24



ЗАВИСИМОСТЬ ЭНТАЛЬПИИ ПАРОВ НЕФТЕПРОДУКТОВ ОТ ТЕМПЕРАТУРЫ ПРИ ДАВЛЕНИИ 1,858 МПа.

504

ПРИЛОЖЕНИЕ 25

TABLE DES MATIÈRES

LISTE DES TABLEAUX	i
LISTE DES FIGURES	iii
ABREVIATION	v
INTRODUCTION GÉNÉRALE	1
CHAPITRE I. PRÉSENTATION DU COMPLEXE GP1Z	
I.1. introduction	5
I.2. historique	5
I.3. les différentes caractéristiques du complexe gp1z	6
I.4. organisation du complexe	6
I.5. département production	9
I.5.1. La zone de fabrication	9
I.5.2. Le service stockage et expédition	15
I.5.3. Le service planning et programme	16
CHAPITRE II : GÉNÉRALITÉ SUR LE PÉTROLE	
II.1. Introduction	19
II.2. L'origine du pétrole	19
II.3. Le Pétrole en gisement	20
II.4. Nature et composition du pétrole brut	21
II.4.1. Nature	21
II.4.2. Composition	21
II.5. Classification du pétrole brut	25
II.5.1. Classification chimique	26
II.5.2. Classification industrielle	26
II.5.3. Classification technologique	27

CHAPITRE III : GÉNÉRALITÉ SUR LE GPL

III.1. Introduction	29
III.2. Définition	29
III.3. Les sources de GPL	29
III.4. Caractéristiques générales du GPL	30
III.5. Caractéristiques du GPL produit	31
III.6. Spécifications de GPL	32
III.7. Le GPL dans le monde	33
III.7.1. Production mondiale du GPL	33
III.7.2. Consommation mondiale en GPL	34
III.8. Le GPL en Algérie	34
III.8.1. La Production nationale du GPL	34
III.8.2. La consommation national du GPL	35
III.9. Utilisation du GPL	36
III.10. Stockage et distribution du GPL	41
III.11. Les risques des GPL	41

CHAPITRE IV : THÉORIE DE LA RECTIFICATION

IV.1. Introduction	43
IV.2. Définition	43
IV.3. La Rectification	43
IV.4. Généralités Sur La Théorie De La Rectification	44
IV.4.1. Cas d'un mélange binaire	44
IV.4.2. Cas d'un mélange ternaire	44
IV.4.3. Cas d'un mélange complexe	44
i) Fractionnement de première classe	45
ii) Fractionnement de deuxième classe	45
IV.5. L'équilibre liquide – vapeur	46

IV.6. Choix de la pression dans une colonne de rectification	47
IV.7. Les Moyens de reflux	48
i) Reflux liquide chaud	48
ii) Reflux liquide froid	49
iii) Reflux liquide circulant	49
IV.8. Aspects industriels du procédé de rectification	51
IV.8.1. Description d'une installation d'unité de distillation fractionnée	51
IV.8.2. Les colonnes de distillation	52
IV.8.2.1. Principe de fonctionnement d'une colonne de rectification	52
IV.8.2.2. Classification des colonnes de distillation	55
IV.8.2.2.1. Colonnes à plateaux	55
IV.8.2.2.2. Colonnes à pulvérisation	57
IV.8.2.2.3. Colonnes à Chicanes	57
IV.8.2.2.4. Colonne à disques rotatifs	57
IV.8.2.2.5. Colonnes à garnissages	57
IV.8.3 les plateaux	60
IV.3.1. Fonctionnement des plateaux	60
IV.3.2. Les types de plateaux	61
IV.9. Types de rectification	65
IV.9.1. Rectification en continu	65
IV.9.2. Rectification en discontinue	65
IV.9.3. Rectification extractive et azéotropique	66
IV.9.4. Rectification extractive	67
IV.9.5. Rectification azéotropique	68
IV.9.6. Rectification réactive	69
IV.10. Bilan de la colonne de rectification :	70
IV.10.1. Bilan de matière de la colonne	70
IV.10.2. Bilan thermique de la colonne	71
IV.10.3. Bilan matière dans la zone de rectification	71
IV.10.4. Bilan matière dans la zone d'épuisement	72
IV.11. Fonctionnement a reflux minimal	73

IV.12. Taux de reflux optimal	73
IV.13. Détermination du nombre de plateaux théoriques	74
IV.13.1. Détermination du nombre de plateaux par calcul	74
IV.13.1.1. Calcul du nombre de plateaux par la méthode de GILLILAND	75
IV.13.1.2. Calcul du nombre de plateaux par l'équation de FENSKE	76
IV.13.1.3. Méthode de calcul plateau par plateau	76
IV.13.1.4. Calculs du nombre de plateaux par l'équation d'Underwood	77
IV.13.2. Détermination graphique du nombre de plateau :	77
IV.13.2.1. Méthode de McCabe et thiel	78
IV.13.2.2. Construction de Ponchon-Savarit	79
IV.13.3 Nombre de plateaux réels	79

CHAPITRE V: DESCRIPTION DU PROCÉDÉ

V.1. Introduction	81
V.2. Fonctionnement du train	81
V.2.1. Section de déshydratation	81
V.2.2. Section de séparation	81
V.2.3. Section de réfrigération	82
V.2.4. Section de l'huile chaude	82
V.3. Description de la section de séparation	82
V. 3.1. Description générale	82
V.4. Description du fractionnateur	84

CHAPITRE VI: GÉNÉRALITÉ SUR LA SIMULATION

VI.1. Introduction	91
VI.2. Simulation	91
VI.3. Le choix du modèle thermodynamique	93

VI.4. Modèle et simulation	95
VI.5. Types de simulation et autres concepts	96
VI.6. Logiciels de simulation des procédés	97
VI.6.1. Description du simulateur HYSYS	97
VI.6.2. Description du simulateur CHEM CAD	99
VI.6.3. Remarques concernant l'utilisation des logiciels de simulation	100
VI.7. Les étapes nécessaires pour une simulation	101
VI.8. Remarques concernant l'utilisation des logiciels de simulation	102

CHAPITRE VII: CALCUL DE LA COLONNE

VII.1. Données de départ	106
VII.2. Composition et débit (massique et molaire) de la charge	107
VII.3. Bilan Matière de la colonne	109
VII.3.1. Composition et les débits (massiques et molaires) du distillat	110
VII.3.2. Composition et les débits (massiques et molaires) du résidu	110
VII.4 Pression et température dans la colonne	111
VII.4.1. Pression et température dans le ballon de reflux	111
VII.4.2. Pression et température au sommet	112
VII.4.3. Pression et température au fond	112
VII.4.4. Pression et température dans la zone d'alimentation	113
VII.5. Calcule de taux de reflux minimal	114
VII.6. Calcul de taux de reflux optimal	116
VII.7. Calcul du taux de rebouillage optimal	116
VII.8. Determination du nombre du plateau theorique dans la colonne :	116
VII.9. Méthode plateau par plateau	118
I. Calcul plateau par plateau dans la zone de rectification	120
II. Calcul plateau par plateau dans la zone d'épuisement	128
III. Calcul de la zone d'alimentation	132
VII.10. Bilan thermique	133

VII.11. Nombre de plateaux reel dans la colonne	139
VII.12. Dimensionnement de la colonne :	140
VII.12.1. Diamètre de la partie supérieur	140
VII.12.2. Diamètre de la partie inférieur	146
VII.12.3. La hauteur de la colonne	147

CHAPITRE VIII SIMULATION DE LA COLONNE

VIII.1. Introduction	150
VIII.2. Simulation de la rectification par le logiciel hysis	150
VIII.3. Les résultats de la simulation de la colonne	167
i) Stream d'alimentation	167
ii) Stream du (distillat) propane produit	168
iii) Stream du (résidu) produit de fond	169
VIII.4. Interprétation des courbes hysis	171
VIII.5. Simulation de la colonne par le logiciel chem cad	176
VIII.6. Resultats de la simulation par chemcad	185
VIII.7. Interpretation des courbes chem cad	186
VIII.8. Efficacité du procédé de rectification	189

CONCLUSION

RECOMMANDATIONS

RÉFÉRENCES BIBLIOGRAPHIQUES

ANNEXE