



UNIVERSITE
ABDELHAMID IBN BADIS
DE MOSTAGANEM

UNIVERSITE ABDELHAMID IBN BADIS DE MOSTAGANEM

Faculté des Sciences et Technologie

Département de Génie des Procédés

N° D'ORDRE : M.../2010

Mémoire

Présenté pour obtenir le
DIPLOME DE MAGISTER

SPECIALITE : GENIE DES PROCEDES

OPTION : TRAITEMENT DE PETROLE ET DE GAZ

Par

MANSOURI Fatima

**REDIMENSIONNEMENT D'UNE COLONNE DE DISTILLATION
D'UNE UNITE DE LA ZONE INDUSTRIELLE D'ARZEW
SONATRACH (ENIP)**

Soutenue le 08/12/2010 devant le jury composé de :

Président : Mr.AEK. BENEDDRA

Examineur : Mr. A.BELHAKEM

Examineur : Mr. Z.AZZIZ

Rapporteur : Mr. A.FEDDAG

M.C.A à L'université de Mostaganem

M.C.A à L'université de Mostaganem

M.C.A à L'université de Mostaganem

M.C.A à l'Université de Mostaganem

Dédicace

Je dédie ce modeste travail à :

*Mes chers parents pour m'avoir soutenu et encouragé dans ce tournant de ma vie.
J'espère bien qu'ils sont satisfaits de moi.*

Mon grand père et ma grande mère.

*Mon cher frère : Mohamed et mes chères sœurs : Linda, Maghnia, Fayza et Hadjira,
pour leurs présences.*

*Mon cher ami Mohamed BENARBLA, pour l'aide et ses précieux conseils qu'il
m'apportée durant la période de la recherche et sans oublier son adorable famille.*

Mes oncles et mes tantes et leurs enfants chacun par son prénom et toute ma famille.

Mes amis ainsi qu'à la promotion de magistère en génie des procédés.

A tous ceux que j'aime.

Remerciements

Avant tout je dois remercier le bon DIEU le tout puissant de m'avoir donné le courage et la patience de mener à bien ce modeste travail.

Je tiens à exprimer mes sincères remerciements à mes parents qui ont toujours été là pour moi.

Je remercie mon encadreur Monsieur A. FADDEG Maître de conférences à l'université d'Abdelhamid Ibn Badis qui a accepté d'être mon conseil, mon soutien, et pour ses précieux conseils pendant la durée de la recherche.

Je remercie également Monsieur AËK, BENEDDRÀ Maître de conférences à l'université d'Abdelhamid Ibn Badis, pour son aide et ses précieux conseils et pour l'honneur qu'il me fait d'avoir accepté de présider le jury de ce mémoire.

J'adresse mes sincères remerciements à Monsieur A. BELHAKEM et Monsieur Z. AZZIZ Maîtres de Conférence à l'université de Mostaganem pour l'honneur qu'ils me font en acceptant d'examiner et de jury ce travail.

Je remercie aussi tout le personnel, le service de la production et le service de la sécurité de l'entreprise nationale de la pétrochimie (ENIP) de m'avoir guidé durant la période de mon stage pour réaliser ce mémoire.

Et ainsi que tous nos professeurs qui ont participé à notre formation de l'université d'Abdelhamid Ibn Badis.

A tous les étudiants de ma promotion de poste de graduation Option traitement de Pétrole et de Gaz.

Résumé :

Le méthanol est synthétisé à partir du gaz de synthèse ($\text{CO} + \text{H}_2 + \text{CO}_2$), ce dernier est obtenu à partir de méthane CH_4 et de la vapeur d'eau. Le méthanol brut produit contient certains composés indésirables; c'est pourquoi la dernière étape du procédé est la purification par distillation.

Deux colonnes sont consacrées pour la distillation dans la société nationale de la pétrochimie CP1Z, nous sommes intéressés à la deuxième colonne la V602.

La tendance actuelle des responsables du CP1/Z(ENIP) est d'augmenter la charge d'unité méthanol, pour travailler à son extrême.

L'ajout de CO_2 dans le circuit du gaz de synthèse augmente la capacité de production et donc la charge au niveau des colonnes de distillation.

Mon thème consiste, au calcul dimensionnel de la colonne de distillation V602.

- ✦ Une vérification de la capacité de la colonne où l'on doit prendre en considération le taux de rebouillage et la capacité de condenseur.
- ✦ Simulation de la colonne avec le simulateur HYSYS 3.2.
- ✦ Comparaison des résultats de HYSYS 3.2 avec les paramètres techniques de rebouilleur et de la colonne.

Abstract:

Methanol is synthesized starting from the synthesis gas ($\text{CO} + \text{H}_2 + \text{CO}_2$), this last is obtained starting from methane CH_4 and from the water vapor. Rough methanol product contains some undesirable compounds; this is why the last stage of the process is the purification by distillation.

Two columns are devoted for distillation in the national company of petrochemistry CP1Z, we are interested in the second column V602.

The current tendency of the persons in charge for CP1/Z(ENIP) is to increase the load of unit methanol, to work to its extreme.

The CO_2 addition in the circuit of gas of synthesis increases the output and thus the load on the level of the fractionating columns.

My topic consists, with the dimensional calculation of column V602 the fractionating.

- ✦ A checking of the capacity of the column where one must take into account the rate of rebouillage and the capacity of condenser.
- ✦ Simulation of the column with simulator HYSYS 3.2.
- ✦ Comparison of the results of HYSYS 3.2 with the technical parameters of rebouillor and of the column.

المخلص:

الميثانول يصنع من غاز التركيب (غاز أكسيد الكربون وغاز ثاني أكسيد الكربون و غاز الهيدروجين) و هذا الأخير يمكن الحصول عليه من الميثان و بخار الماء.

الميثانول الخام المنتج يحتوي على بعض المحتويات غير المرغوب فيها لذلك آخر مرحلة من الأسلوب هي التصفية بالتقطير.

هناك برجان مخصصان للتقطير في المؤسسة الوطنية للبتروكيمياة لكن نحن سنسلط اهتمامنا بالبرج الثاني و التفكير

الحالي للمسؤولين بالمؤسسة هو الزيادة في التدفق (الشحن) للوحدة الميثانول من أجل العمل في أقصى حدها.

وبالتالي الزيادة في غاز ثاني أكسيد الكربون في دارة الغاز الاصطناع يرفع من سعة الإنتاج و هذا ما يؤدي إلى زيادة في

الشحنة على مستوى الأبراج التقطير؛ و محتوى مذكرتي هو حساب الأبعاد للبرج التقطير.

- التحقيق من سعة البرج مع أخذ بعين الاعتبار بنسبة رجوع السائل من أسفل البرج و سعة المكثف.

- التصنع البرج بالمصنع الهيسيس.

- مقارنة النتائج بالهيسيس مع المعايير التقنية للغليون و البرج.

Nomenclature des symboles utilisés dans les calculs de la colonne :
Mm : masse moléculaire moyenne.

M_i : masse moléculaire de chaque constituant dans la charge.
 X_{Fi}' : concentration molaire de chaque constituant dans la charge.
 X_{Fi} : concentration massique de chaque constituant dans la charge.
 X_i : concentration massique du constituant.
 F_i : débit massique du constituant i .
 $\sum F_i$: débit massique total de constituant (charge).
 F_i' : débit molaire du constituant i .
 F_i : débit massique du constituant i .
 P_s : Pression au sommet de la colonne
 ΔP_1 : Perte de charge
 P_F : Pression au fond de la colonne
 ΔP_2 : Perte de charge due aux résistances des plateaux
 np : nombre de plateaux
 Δ_D : chaleur latente de vaporisation du distillat.
 r_F : taux de reflux.
 r_b : taux de rebouillage.
 N_{min} : nombre de plateaux minimal.
 L : Débit molaire de la charge (KJ/h).
 D : Débit molaire de Distillat (KJ/h).
 R : Débit molaire de Résidu (KJ/h).
 V : Débit pondéral de vapeur traversant un sectionnement entre deux plateaux de la colonne (kmole/h).
 H : Enthalpie de la phase vapeur au sommet de la colonne (KJ/Kmole).
 h_D : Enthalpie du distillat à l'état liquide (KJ/Kmole).
 Q_c : charge thermique du condenseur (KJ/h).
 h_F : Enthalpie de la charge à l'état liquide (KJ/Kmole).
 Q_B : charge thermique du rebouilleur (KJ/h).
 h_W : Enthalpie du résidu à l'état liquide (KJ/Kmole).
 T_D : Température de distillat (°C).
 T_W : Température de résidu (°C).
 T_F : Température d'alimentation (°C).
 $C_{p,D}$: chaleur spécifique du distillat (KJ/°C.Kmole).
 $C_{p,W}$: chaleur spécifique du résidu (KJ/°C.Kmole).
 $C_{p,F}$: chaleur spécifique de la charge (KJ/°C.Kmole).
 H_d : largeur des déversoirs.
 A_a : aire active du plateau.
 A_d : somme des aires de descente.
 A_t : section totale de la colonne.
 D : diamètre de la colonne.
 ρ_v : masse volumique de la phase vapeur.
 ρ_l : masse volumique de la phase liquide.
 C_{vo} : coefficient de débit de vapeur.
 N : est le nombre de passe sur le plateau.
 F_e : facteur d'engorgement.
 P_i° : tension de vapeur.
 τ : Temps de séjour du liquide (*min*).
 $N_{rectification}$: Nombre de plateaux de rectification.
 $N_{épauement}$: Nombre de plateaux d'épuisement.

G_L : Débit totale liquide (*Kg/h*).

H : La hauteur de la colonne (*m*).

Introduction Générale

Le gaz et le pétrole sont des matières premières et des sources d'énergie indispensables pour l'économie et le développement de n'importe quel pays. C'est pour cela que dans le programme d'industrialisation, la plus grande attention fut apportée aux industries des hydrocarbures.

*L'*Algérie a commencée par la construction des raffineries, des usines de GNL et des complexes pétrochimiques afin d'épuiser de ces deux sources le maximum des produits de consommation directe ou présentant une matière première pour l'industrie pétrochimique.

La pétrochimie appelée également pétrochimique est une branche de l'industrie chimique qui connaît un développement grandissant, dicté par les besoins en produits de première nécessité et à prix de revient relativement bas.

On définit la pétrochimie comme un ensemble d'activités de transformations qui, à partir des produits issus des hydrocarbures (essences, naphta, GPL, gaz, etc.) permettent d'obtenir des produits synthétiques, les caoutchoucs, les détergents et également des matières premières pour fabriquer des produits utilisés en pharmacie, en médecine et dans d'autres domaines.

Les matières premières utilisées en pétrochimie englobent pratiquement tous les produits obtenus lors du traitement du pétrole et du gaz mais également le charbon, le bois et les déchets agricoles ; les pays pauvres en hydrocarbures peuvent espérer trouver, à travers lui, une certaine indépendance énergétique.

Les produits obtenus dans cette branche sont les matériaux synthétiques à partir de polymères et on peut citer tous les monomères essentiels (les alcools, les cétones, les acides, les oxydes d'oléfine, les esters et les détergents synthétiques).

Parmi ces alcools, on a le méthanol ou alcool méthylique, premier de la série, a connu et connaît toujours de nombreux développements. La découverte du méthanol et sa production industrielle ont constitué la base d'une chimie forte ancienne ; ses utilisations restent bien vivantes et son avenir pourrait être lié à de nouvelles formes de carburants comme à la substitution de produits pétroliers pour la fourniture d'énergie.

Le méthanol est synthétisé à partir du gaz de synthèse ($\text{CO} + \text{H}_2 + \text{CO}_2$), ce dernier est obtenu à partir de méthane CH_4 et de la vapeur d'eau. Le méthanol brut produit contient certains composés indésirables ; c'est pourquoi la dernière étape du procédé est la purification par distillation.

*L'*usine méthanol est parmi les importantes usines dans la zone industrielle d'ARZEW.

En général, et surtout l'Entreprise Nationale de l'Industrie Pétrochimique (ENIP). Cette importance réside dans la production du méthanol qui représente la matière première pour la production des Résines (Usine des Résines). Cette production de méthanol est basée sur différentes opérations de traitement du gaz naturel venant de HASSI R'MEL, ainsi que différents procédés, et enfin des opérations de séparation du méthanol raffiné du lourd et léger.

Deux colonnes sont consacrées pour la distillation dans la société nationale de la pétrochimie CP1Z, nous sommes intéressés à la deuxième colonne la V602.

La tendance actuelle des responsables du CP1/Z est d'augmenter la charge d'unité méthanol, pour travailler à son extrême. Une charge de 500 t/j est proposée comme un débit d'alimentation de la colonne V602, alors que la charge actuelle est de 435t/j.

Dans le cadre de l'élaboration de notre projet, il nous a été confié par les exploitants de la société nationale de la pétrochimie CP1Z :

- De vérifier la flexibilité de la colonne V602 pour une augmentation de la charge et de voir si les dimensions de cette dernière supportent une telle augmentation et est ce que le rebouilleur H606 est capable de fournir la chaleur nécessaire pour la distillation.

- D'étudier dans l'avenir de l'impact de l'augmentation de la charge sur la qualité de produit soutiré.
- D'étudier le dimensionnement de la colonne.

Pour mener à bien cette étude, nous avons structuré notre mémoire comme suit :

Une partie théorique qui regroupe cinq chapitres où nous allons d'abord dans le chapitre I présenté l'entreprise de la pétrochimie « ENIP » et leur plan de production du complexe.

Une brève généralité sur le méthanol, quelques propriétés physicochimiques et quelques applications dans le chapitre II.

Le chapitre III représente la description du procédé de fabrication du méthanol.

Le chapitre IV concerne une étude théorique sur la distillation et le dernier chapitre représente la description du simulateur HYSYS 3.2.

Une partie calcul constituée d'un chapitre présentant les paramètres de fonctionnement et le dimensionnement de la colonne V602 dans le chapitre II et deux chapitres de redimensionnement et simulation de la colonne V602 et le dernier chapitre représente la comparaison des résultats et les analyses.

En conclusion notre rapport représentera les différents résultats que nous avons obtenus, ainsi une discussion sur la possibilité d'augmenter la charge avec les différents changements qu'il faudrait apporter à la colonne.

I.1. INTRODUCTION :

L'entreprise nationale des industries pétrochimie dénommée « **ENIP** » exploite actuellement deux complexes, le complexe Ethylène et ses dérivés CP1K à SKIKDA et le complexe Méthanol et les résine synthétiques CP1Z à l'ouest d'Arzew.

Le complexe CP1Z « société nationale de la pétrochimie » est implantée sur la côte ouest à 2Km d'Arzew et 40 Km d'Oran, occupe une superficie de 27 hectares, son siège est situé à SKIKDA, il est destiné à la production de Méthanol, de Formaldéhyde, de Formurée UF80 et, de Résine Synthétiques (colles uréiques, liquides et atomisées).

l'ENIP a aussi pour métier la commercialisation des produits pétrochimiques à travers une activité importante de revente en l'état pour satisfaire les besoins de ses clients et dispose pour cela de quatre districts de distribution « Oran, Alger, Bejaïa, Skikda ». [1]

1.2. HISTORIQUE :

1968 : Création d'une convention chargée de définir les statuts de la future société mixte SONATRACH- Société Italienne des Résines SIR.

1970 : Signature du contrat méthanol –HUMPHREY et GLASGOW

1972 : Signature du contrat utilités avec ITALCONSULT

1973 : Signature du contrat résines avec ITALCONSULT

1975 : Démarrage des utilités.

1976 : Démarrage du méthanol et mise en exploitation

1978 : Mise en exploitation des résines.

1984 : Intégration du complexe méthanol et résines synthétique à ENIP

18/04/1998 : ENIP est devenu SPA détenu à 100% par le groupe SONATRACH

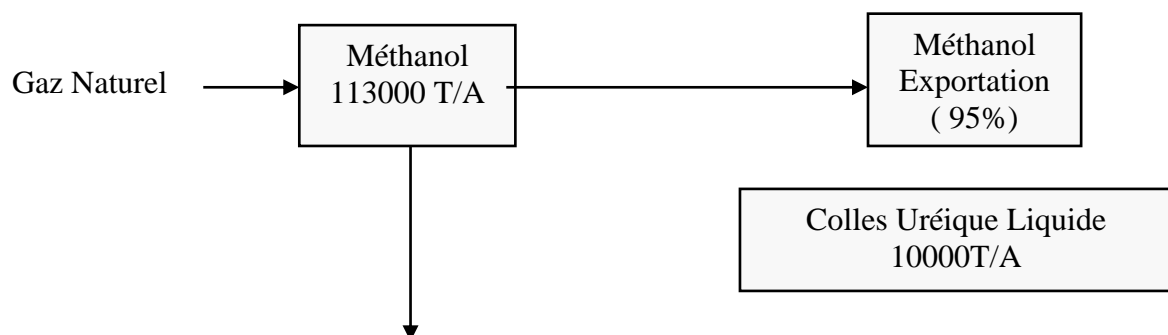
01/01/2010 : Réintégration de l'ENIP à SONATRACH

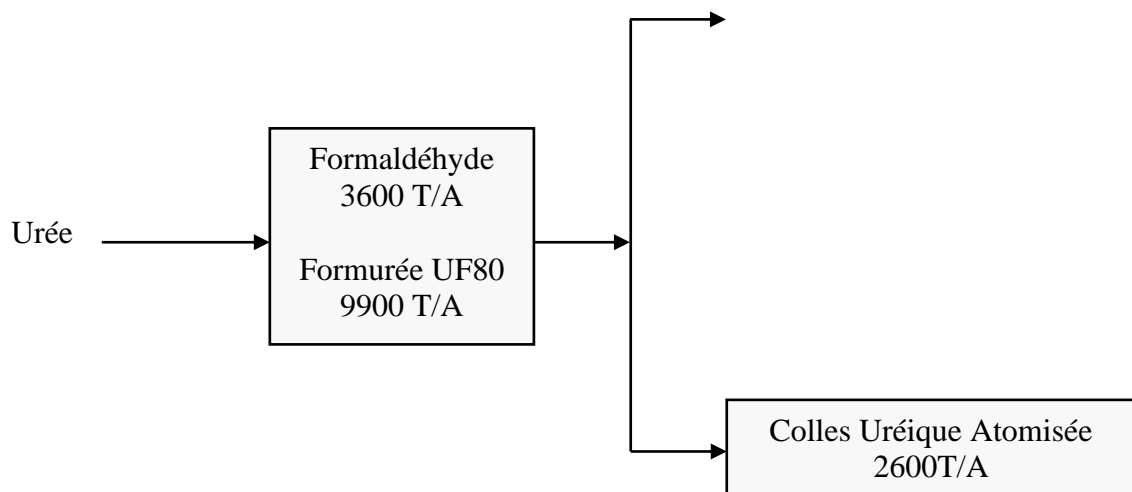
1.3. LES FILIALES DE L'ENIP :

1) MEDCO SKIKDA SPA 100% , (Mediterranean Services Company)

2) ACTIM SKIKDA SPA 100%, (Société des Activités Immobilières et Services)

1.4. PLAN DE PRODUCTION DU COMPLEXE :

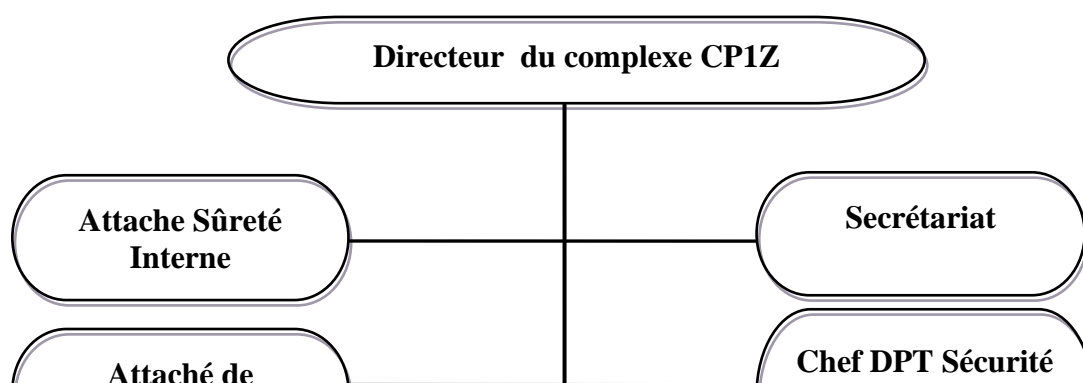




Le complexe comprend les unités suivantes :[2]

Désignation des produits	Application abrégé	Capacité (tonne /an)
Méthanol	MeOH	100.000
Formaldehyde/Formurée	F36 +F80	20.000
Résines phénoliques liquides (pour mousse et lamifiés)	RPHL et RPM	6.000
Résines phénoliques poudres A moulé	RPHPM	2.600
Résines mélaminiques	RM	1.000
Résines uréiques liquides	RUL	10.000
Résines uréiques atomisées	RUA	2.600
Résines uréiques poudres à Mouler	RUPM	2.500

1.5. ORGANIGRAMME D'ENSEMBLE DE CP1Z :



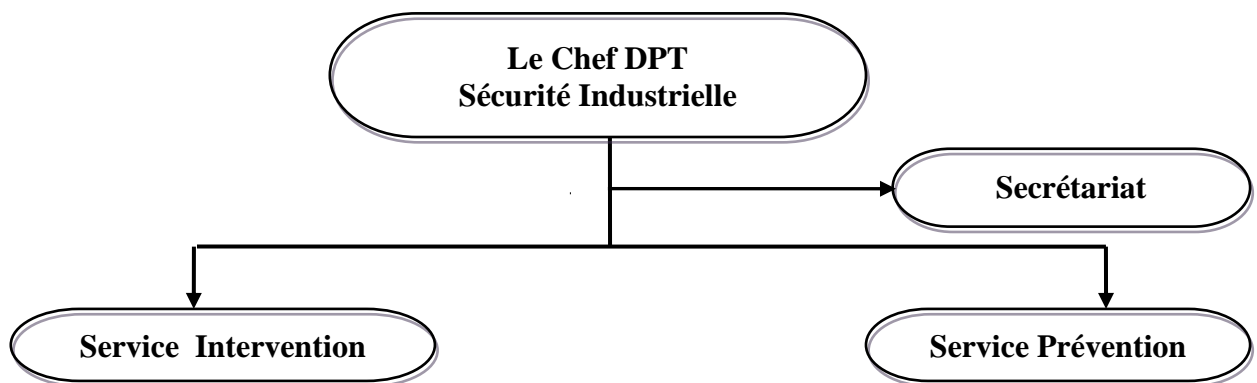
I.6. LES DEPARTEMENTS DE CPIZ :

I.6.1. Département de Sécurité:

Assure la sécurité du personnel et des installations du complexe, il comprend deux services.

- **Service prévention** : Eliminer et réduire par la prévention les risques pour la vie, la santé et la sécurité des installations, hygiène (risque d'explosion, incendie, électrique, chimique, thermique et mécanique),
- **Service intervention** : intervention rapide, il est muni des moyens matériels et humains pour lutter contre les dangers et les accidents.[1]

Organigramme Département Sécurité :

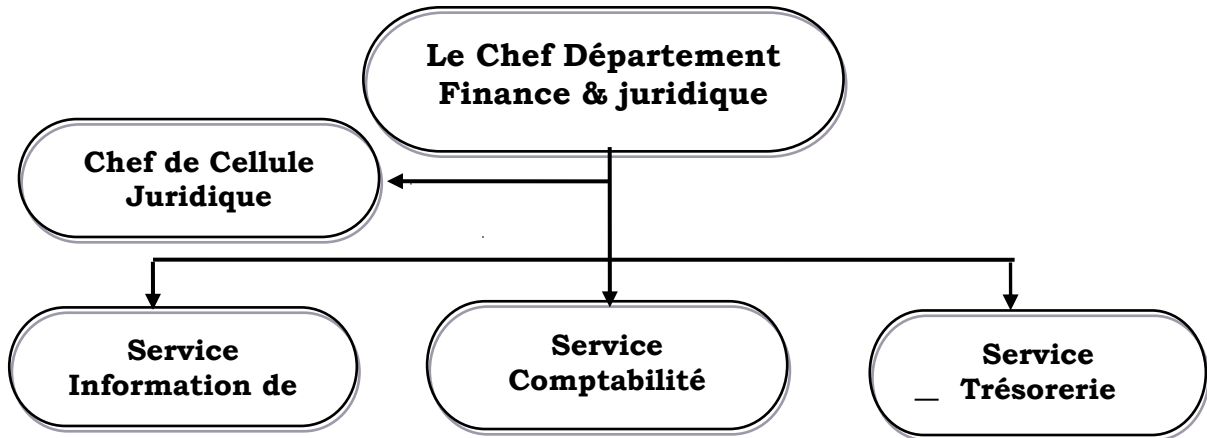


I.6.2. Département Finance & Juridique F:

Est chargé de suivre les opérations financières et juridiques du complexe, il comprend trois (03) services.

- **Service Comptabilité Générale** : est chargé de la comptabilisation de toutes les opérations ainsi que l'établissement du bilan comptable.
- **Service Information de Gestion** : est chargé du contrôle budgétaire qui accomplit toutes dépenses suivies des réalisations comptables.
- **Service Trésorerie** : Il s'occupe de la gestion courante de la trésorerie du complexe et veille à ce que les moyens de paiement soient utilisés respectivement.
- **Cellule Juridique** : La cellule prend en charge tous les dossiers en contentieux ou litigieux dans le domaine commercial, pénal et social, cette structure travaille en collaboration avec un avocat conseil désigné par l'entreprise.[1]

Organigramme Département Finance :

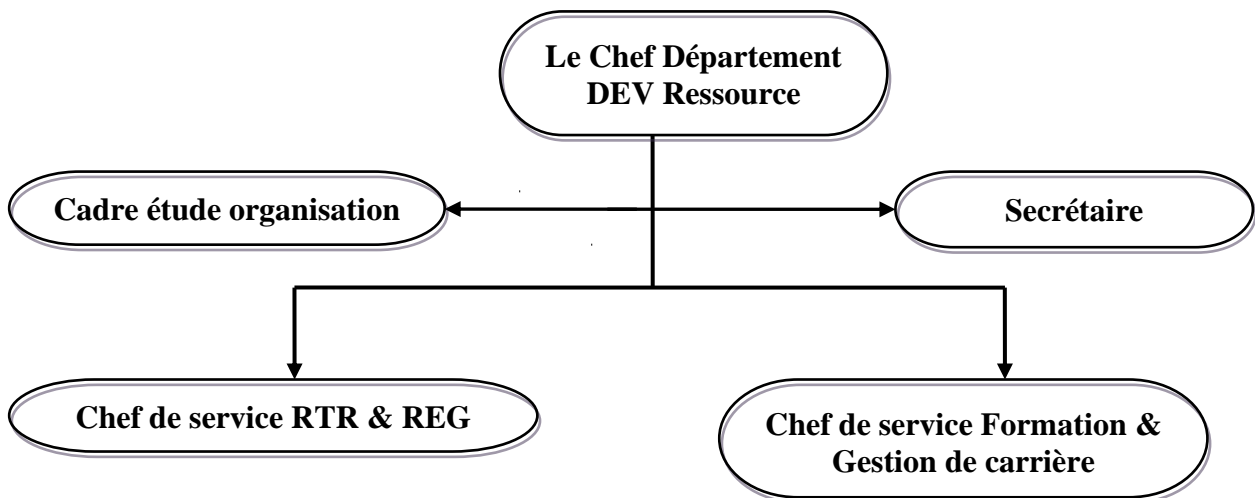


1.6.3. Département Développement et Ressource Humaine DRH:

L'objectif du département est de mettre en place tout les moyens humains et matériels fondamentaux pour élever le niveau de qualifications des travailleurs par des formations généralisées et appropriées. Il dispose de deux services :

- **Service relation de travail RTR & REG** : Le service a pour responsabilité de veiller à la conformité des procédures de gestions et la réglementation en vigueur dans l'établissement des divers décisions et contrats.
- **Service formation & gestion de carrière** : Il suit la carrière du personnel depuis leur recrutement jusqu'à leur départ (retraite, décès...), son objectif est de mettre en place une politique qui prévoit leur remplacement et assure la relève. Il peut suggérer des formations de mise à niveau ou de perfectionnement pour élever le niveau de qualification professionnelle des agents.

Organigramme Département Développement et Ressource Humaine DRH :



1.6.4. Département administration social ADM/SOC:

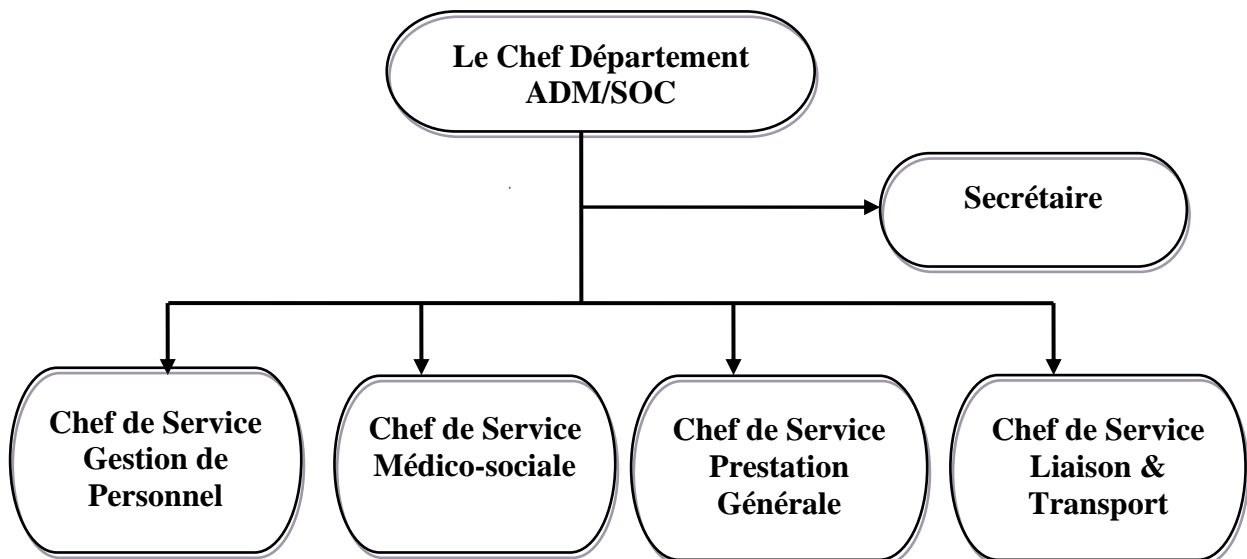
1) Service gestion personnel : il dispose d' un chef de service, un cadre d'étude , un chef de section gestion et après paie qui a un gestionnaire, un chef de section prestation sociales qui a un correspondant social, un chef de section gestion paie qui a un gestionnaire ADM (paie).

2) Service médico-sociale : il dispose d'un chef de service, un chef de section social et loisir qui a une assistante sociale, un chef de centre médical qui dispose d'un infirmier de quart.

3) Service prestation générales : il dispose d'un chef de service, un chargé d'étude, un chef de section hygiène et entretien qui a un agent hygiène et entretien.

4) Service liaison & transport : il dispose d'un chef de service, un chef de section de relex et BOG qui a un agent de relex et un chef BOG, un chef de section transport qui a un chef d'équipe de transport et un chauffeur TC.[1]

Organigramme Département ADM/SOC :



I.6.5. S/ Direction exploitation :

- **Département Méthanol/ Utilité P1:**

1) Service méthanol : chargé de la production du méthanol, il a un chef de service, un chef de section exploitation avec quatre quarts, et un ingénieur process.

2) **Service utilité:** Cette unité produit ou traite les matières premières dont les autres unités de production ont besoin. Il a un chef de service, un chef de section exploitation avec quatre quarts, et un ingénieur process et un ouvrier de production.[1]

- **Département Résines P2:**

1) **Service de production phénolique PR1 :** il a un chef de service un chef de section exploitation de l'unité 100 et quatre quart, et un cadre technique conservation des unités 300 et 400.

2) **Service de production uréïque PR2 :** il s'occupe de la production des colles, Uréïque liquide (L10) et la colle en poudre (S30).

il a un chef de service, un chef de section exploitation avec quatre quart, ingénieur process, et un cadre technique conservation des unités 800 et 500.

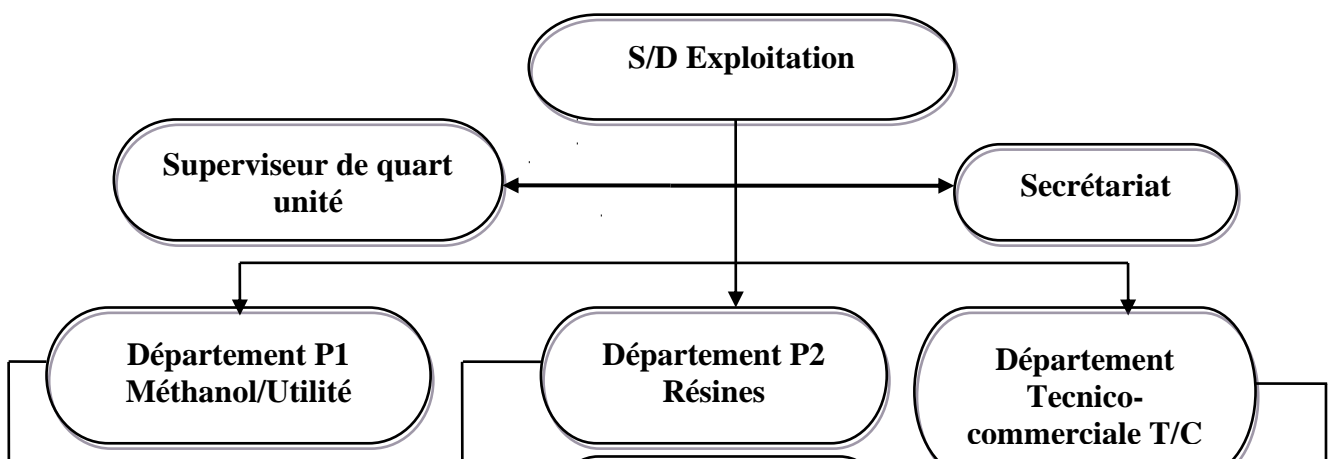
- **Département Technico-Commerciale T/C :** Ce département est chargé de l'élaboration des plans annuels de production en fonctions des besoins du marché national et international, de la promotion, de la vente et de la distribution des produits finis, il est composé de trois services.

1) **chef de centre distribution:** il a un chef de service, un technicien de distribution

2) **Service Vente :** il a un chef de service, un cadre d'étude vente. Ce service est chargé d'étude vente sa mission essentielle est de vendre le méthanol sur le marché extérieur, les résines synthétiques ainsi que la facturation, l'accueil et l'enregistrement de nouveaux clients.

3) **Service Planning Programmation et Expédition « PPE » :** Il a un chef de service, un cadre technicien, un ingénieur (Eco pétrolier), un chef de section de mouvement produit complexe avec un technicien distribution, un chef de section stockage et expédition avec un technicien stockage et expédition. Il est chargé en premier lieu de stocker le produit fini dans et de l'expédier en suite vers le client.[1]

Organigramme S/D Exploitation :



1.6.6. S/ Direction technique & projets :

- **Département Etude & Contrôle T** : Sa mission est la vérification réglementaire technique des équipements et du contrôle routinier de la qualité des produits, il est composé de trois (03) services :

1) Service engineering TE: Ce service est chargé de l'élaboration des cahiers de charges de générer des demande d'études dès qu'il y a nécessité et à la demande des autres départements, pour des besoins de modification ou vérification de paramètres ou correction des anomalies dans les équipements.

2) Service inspection TI: il est composé de deux section

- ✓ **Section Suivi Machines Tournantes** : Est chargée de l'inspection et du suivi de toutes machines tournante, il dispose des inspecteurs équipements
- ✓ **Section Suivie Machines Statiques** : Est chargée de l'inspection et du suivi des équipements statiques, il dispose des inspecteurs équipements

3) Service laboratoire contrôle TL :

- ✓ **Section Labo Contrôle** : Cette section est chargée de réaliser des analyses de contrôle à partir des échantillons de tous les produits circulants dans le circuit de la production du méthanol et des produits chimiques.
- ✓ **Section Analyse** : Cette section est chargée de réaliser des analyses de contrôle à partir des échantillons de tous les produits circulants dans le circuit de la production des Résines, et des matières premières.

1.6.7. S/ Direction logistique :

- **Département Approvisionnement A** :A pour mission de mettre à la disposition des utilisateurs les pièces de rechange, les équipements et tous autres produits consommables nécessaires au bon fonctionnement du complexe, il gère deux services.

1) **Service achat** : Il s'occupe de l'approvisionnement du complexe en matière de produit, équipement et la fourniture nécessaire.

2) **Service gestion de stocke** : gérer le niveau de stock entre les limites minimales et maximales ainsi la réception des matières livrés par le fournisseur et de les distribuer aux services demandeurs.[1]

- **Département Maintenance G**: Occupe de la prévention systématique des installations, il a un chef département, un cadre technique de suivi des travaux, et cinq services:

1) **Service Planning & Méthode**: C'est le plus important service du département car il gère et contrôle toutes les activités du département, se charge de la planification, préparations pour la réalisation des travaux de maintenance à travers tout le complexe.

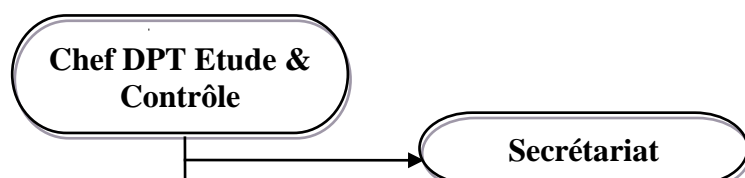
2) **Service mécanique**: chargé de la maintenance des machine tournante et statique.

3) **Service instrumentation**: chargé de tous les travaux d'instrumentation.

4) **Service électricité** : chargé de tous les travaux d'électricité.

5) **Service chaudronnerie**: chargé des travaux de génie civil et des travaux de chaudronnerie.[1]

Organigramme Département Etude & Contrôle :



II.1. INTRODUCTION :

Le méthanol est un alcool. C'est un liquide incolore, neutre, polaire et inflammable.[3] Il est miscible à l'eau, aux alcools, aux esters et à la plupart des autres solvants organiques. Il n'est que peu soluble dans les graisses et les huiles.[4]

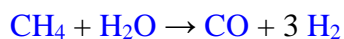
Le méthanol est connu sous d'autres appellations parmi lesquelles : alcool méthylique, hydrate de méthyle, esprit de bois, alcool de bois et hydroxyde de méthyle.[5]

L'alcool méthylique (méthanol) est le premier membre de la famille aliphatique d'alcools, est un composé chimique de formule CH₃OH. Il se range parmi les vingt produits chimiques organiques principaux consommés aux États-Unis.[6]

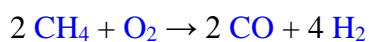
Le méthanol a été à l'origine produit par la distillation destructive de bois (alcool en bois) pour la production de charbon de bois. Actuellement, il est principalement produit du gaz de synthèse.[7]

La synthèse du gaz est le plus souvent réalisée à partir du [méthane](#) composant du [gaz naturel](#) plutôt que du charbon.

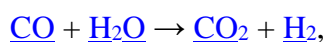
Le méthane [réagit](#) avec la [vapeur](#) en présence d'un catalyseur, le nickel, pour produire un gaz de synthèse, selon l'[équation chimique](#): [8]



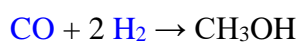
Cette réaction, connue sous le nom de reformage du méthane à la vapeur, est [endothermique](#). Le méthane peut aussi subir une oxydation partielle par l'oxygène moléculaire pour produire du gaz de synthèse, comme le montre l'équation suivante:



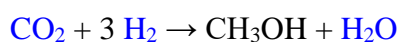
Cette réaction est [exothermique](#). Lorsque les deux processus sont combinés, on parle de reformage autothermique. Le rapport entre les quantités de CO et de H₂ peut être ajusté en utilisant la réaction à effet de glissement de vapeur d'eau, pour fournir la stœchiométrie voulue pour la synthèse du méthanol.[9]



Le monoxyde de carbone et l'hydrogène réagissent ensuite sur un second catalyseur pour produire du méthanol. Aujourd'hui, le catalyseur le plus largement utilisé est un mélange de [cuivre](#), d'[oxyde de zinc](#) et d'[alumine](#) utilisé pour la première fois par [ICI](#). [10]

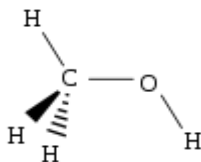


La production de gaz de synthèse à partir du méthane produit 3 [moles](#) d'hydrogène pour chaque mole de monoxyde de carbone, alors que la synthèse de méthanol consomme seulement 2 moles d'hydrogène pour chaque mole de monoxyde de carbone [11]. Une façon de pallier l'excès d'hydrogène consiste à injecter du [dioxyde de carbone](#) dans le réacteur de synthèse du méthanol, où il réagit lui aussi, pour former du méthanol selon l'[équation chimique](#) : [12]



II.2. STRUCTURE CHIMIQUE DU CH₃OH :

Formule développée et vue 3D du méthanol : [13],[14]



Généralités	
Nom IUPAC	Méthanol
D'autres noms	Hydroxyméthane Alcool méthylique Alcool de bois carbinol
Apparence	Liquide incolore Odeur caractéristique
Nombre de cas	[67 -56- 1]
Numéro CE	[200 – 659 – 6]
Numéro INDEX	[603 – 001 – 00 X]

II.3. LES PROPRIETES PHYSIQUES ET CHIMIQUES :

II.3.1. Les propriétés chimiques : [15]

Formule brut	CH ₄ O
Masse molaire	32,041905 g/mole C 37,48 %, H 12,58 %, O 49,93 %

II.3.2. Les propriétés physiques : [16]

Propriétés	
Masse molaire	32,04 g/mol
Point de fusion	- 97,8°C

Point d'ébullition	64,5°C
Densité (D_4^{20})	0,7915 Kg/m ³
Densité de vapeur (air=1)	1,11 Kg/m ³
Tensions de vapeur	
à 0°C	3,8 KPa
à 20°C	12,3 KPa
à 40°C	34,4 KPa
Point d'éclair	
12°C	en coupelle fermée
16°C	en coupelle ouverte
Limites d'explosivité en volume% dans l'air	
Limite inférieure	6,7
Limite supérieure	36,5
Température d'auto-inflammation	464°C
Indice d'évaporation (oxyde de diethyle = 1)	6,3

II.4. LES APPLICATIONS DU METHANOL :

Le principe emploi du méthanol dans le monde est lié à la fabrication du formol, lui même matière première de base pour plusieurs produits chimiques (Résine). [17]

Il est aussi utilisé comme solvant, combustible, intermédiaire chimique, produit pharmaceutique, et matière première pour la fabrication de l'acide acétique, et la fabrication du MTBE methyl tert-butyl ether. [18]

II.4.1. Matière première :

Le plus grand débouché du méthanol et de loin, est son utilisation comme matière première pour la synthèse d'autres produits chimiques [19]. Environ 40% du méthanol est converti en formaldéhyde, pour être transformé en produits aussi divers que des matières plastiques, des résines synthétiques (dont certaines entrent dans la fabrication du contre-plaqué) et des peintures. [20]

II.4.2. Carburant automobile :

Le méthanol est utilisé en quantité limitée comme combustible de moteur à combustion interne, principalement en raison du fait qu'il n'est pas aussi inflammable que l'essence. [21] L'utilisation de méthanol pur est imposée par le règlement pour certaines courses de voitures en champ car [22]. Le méthanol est également le carburant utilisé par les amateurs de Modélisme aérien pour les maquettes télécommandées d'avions. [23]

II.4.3. Autres applications :

- ✦ Dans certaines stations d'épurations, une petite quantité de méthanol est ajouté aux eaux usées pour leur fournir une source de carbone afin d'alimenter les bactéries, qui transforment les nitrates en azote. [24]
- ✦ Au cours de la seconde guerre mondiale, le méthanol a été utilisé comme combustible par l'armée allemande pour plusieurs modèles de fusées.
- ✦ Les piles à combustible fonctionnant au méthanol sont les seules qui soient utilisables à basse température, à pression atmosphérique, ce qui permet leur miniaturisation à un niveau jusqu'alors inconnu [25]. Cette caractéristique, associée à un stockage et une manipulation relativement simple et sûre du méthanol peut ouvrir la voie aux piles à combustible pour le fonctionnement des appareils électroniques, comme les ordinateurs portables.
- ✦ Cristallisation, précipitation et nettoyage des sels d'halogénures de métaux alcalins [26];
- ✦ Nettoyage et séchage des fractions de charbon pulvérisé ;
- ✦ Décapage des peintures ;
- ✦ Nettoyage en surface des métaux ;
- ✦ Nettoyage des résines échangeuses d'ions ;
- ✦ Suppression de l'humidité et des résines du bois ;
- ✦ Agent d'extraction dans les industries pétrolières, chimiques et agro-alimentaires ;
- ✦ Combustible pour réchauds à fondue ; [27]
- ✦ Combustible pour réchauds de camping et chalumeaux à gaz ;
- ✦ Antigel pour la déshydratation des pipelines.

II.5. TABLEAU D'UTILISATION DU METHANOL:

Utilisation du méthanol	1997	1998	1999	2008
Formaldéhyde	8.667	8.885	9.095	9.277
Acide acétique	1.861	1.989	2.009	2.101
Fuel	691.000	693.00	707.000	708.000
Solvants	1.001	1.036	1.063	1.087

Autres utilisations	4.819	4.934	5.064	5.160
---------------------	-------	-------	-------	-------

Consommation en millions de t.

II.6. SPECIFICATION DE LA QUALITE ET D'ANALYSE :

Chaque complexe industriel possède un laboratoire de contrôle où ils ont effectués sur les différents produits finis un certain nombre de tests classique qui ont un double but :

- ✦ Vérifier rapidement que le réglage des unités de produit est correct et assurer leur protection.
- ✦ S'assurer que la qualité des produits finis correspond bien aux normes.

L'appareillage et les modes opératoires des analyses sont normalisés de sorte que les résultats sont aisément reproductibles, comparables et permettent de caractériser un produit avec précision et qu'il est délivrée avec un certificat de qualité. [Annexe] [28]

II.7. LE FUTURE DU METHANOL :

Il est devenu un des principaux intermédiaires de la grande chimie Les caractéristiques physiques chimiques de cet alcool, ont comme conséquence plusieurs avantages inhérents comme carburants, c'est pourquoi ce ne sont pas que des chimistes qui s'y intéressent mais également les producteurs d'énergie. [29]
Le nom de méthanol est effet devenu un symbole, en espoir dans la masse de potentiel énergétique de demain.

L'utilisation du méthanol comme carburant a suscité beaucoup d'intérêt pendant les crises pétrolières des années 1970 en raison de sa disponibilité et de son faible coût. Les problèmes sont survenus très rapidement dans l'élaboration des mélanges essence-méthanol. [30] En raison de son faible prix, certains ont commercialisé du carburant contenant trop de méthanol. D'autres ont utilisé des techniques de manipulation et de mélange inappropriées.

Il est considéré comme énergie dans la fin du 21ème siècle à cette époque, il était particulièrement apprécié en France, notamment dans l'éclairage.

Aujourd'hui, le méthanol réapparaît comme une source de carburant quand l'approvisionnement pétrolier est menacé ou partiellement interrompu. [31]

Il est distribué et vendu aux consommateurs aux prix concurrentiels avec l'essence et son utilisation diversifierait, l'approvisionnement en carburant du pays et réduirait sa dépendance à l'égard du pétrole produit.

On peut dire que le 20^{ème} siècle c'était le siècle du pétrole, le 21^{ème} siècle sera celui du méthanol.

III.1. INTRODUCTION:

On fait la synthèse du méthanol par réaction de l'hydrogène sur l'oxyde de carbone et le dioxyde de carbone.

Ces gaz peuvent être obtenus par le reforming à la vapeur du gaz naturel ou par oxydation partielle des hydrocarbures lourds tels que : le fuel-oil lourd les résidus de distillation.

Le procédé de reforming consiste à mélanger le gaz naturel d'alimentation désulfuré et chaud avec de la vapeur; et on faisant réagir le mélange au dessus d'un catalyseur convenable dans le four de reforming pour produire de l'hydrogène, du méthane, de l'oxyde de carbone et de gaz carbonique.

Le gaz connu sous le nom de gaz de synthèse, est refroidi et comprimé jusqu'à la pression requise pour la synthèse du méthanol, puis on fait circuler le gaz dans la boucle de synthèse du méthanol, où l'on fait ensuite réagir au dessus du catalyseur chaud de synthèse du méthanol, puis refroidir afin de condenser le méthanol brut.

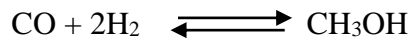
Le méthanol brut est purifié par distillation afin d'enlever l'eau et les impuretés qui se reforment comme sous produits de réaction de synthèse.[1]



Figure N°III-1: unité méthanol du complexe CP1/Z

III.2. LES PROCÉDES DE FABRICATION DU METHANOL:

Industriellement les procédés de synthèse du méthanol sont basés sur la réaction suivante :



Il existe deux procédés d'obtention du méthanol:

III.2.1. Procédé à haute pression:

Jusqu'à 1965 on n'utilisait que le procédé le plus ancien opérant sous pression élevée, entre 25 et 30.10⁶ Pa à des températures de 350 à 400 °C sur des catalyseurs à base d'oxyde des métaux ZnO/CrO₃ dans des réacteurs qui sont:

- Adiabatique: à lits catalytiques superposées avec refroidissement intermédiaire par injection de fluide de trempe.
- Isotherme : à tube des catalyseurs, refroidit extérieurement par une circulation de gaz.

L'inconvénient de ces procédés est que l'emploi de hautes températures diminue la stabilité et la sélectivité des catalyseurs ce qui conduit à une durée de vie réduite et à des coûts opératoires élevés.

III.2.2. Procédé à basse pression :

Actuellement 80% de production mondiale est obtenue sur des installations fonctionnant avec des procédés plus récents, opérant à basse pression entre 5 et 10. 10⁶ Pa et des températures de 240 à 270 °C sur des catalyseurs Cu-ZnO-Al₂O₃ dans des réacteurs verticaux dont la conception varie selon la société.

- **Procédé I.C.I.:** Il opère 70 bars vers 250 ÷ 270°C dans un réacteur adiabatique avec refroidissement par injection de gaz de synthèse froid entre les couches de catalyseur. Les pertes de charges sont faibles, les parois du réacteur sont en acier. Le gaz est comprimé avant qu'il rentre dans le réacteur où il se trouve des losanges situés en parallèle pour le refroidissement, à la sortie, les produits obtenus sont refroidis et subissent une épuration pour éliminer les produits indésirables et obtenir le méthanol pur.

- **Procédé Lurgi:** Ce procédé est plus récent que le procédé I.C.I. Les conditions de fonctionnement sont identiques à celles du procédé I.C.I.

Le procédé opère entre 240 et 265°C sous 40 à 55 bars dans un réacteur isotherme tubulaire. L'eau entre dans les tubes de réaction se vaporise et élimine la chaleur dégagée par la synthèse.

Les gaz de synthèse sont préchauffés avant d'entrer dans les tubes du réacteur remplis de catalyseur, un réacteur de Lurgi est optimisé pour la production de vapeur et s'intègre bien avec celles des fours de reforming.

- **Procédé MGC:** Le réacteur est de type tubulaire aux lits multiples. La chaleur produite au cours de la réaction peut être éliminée de deux façons:

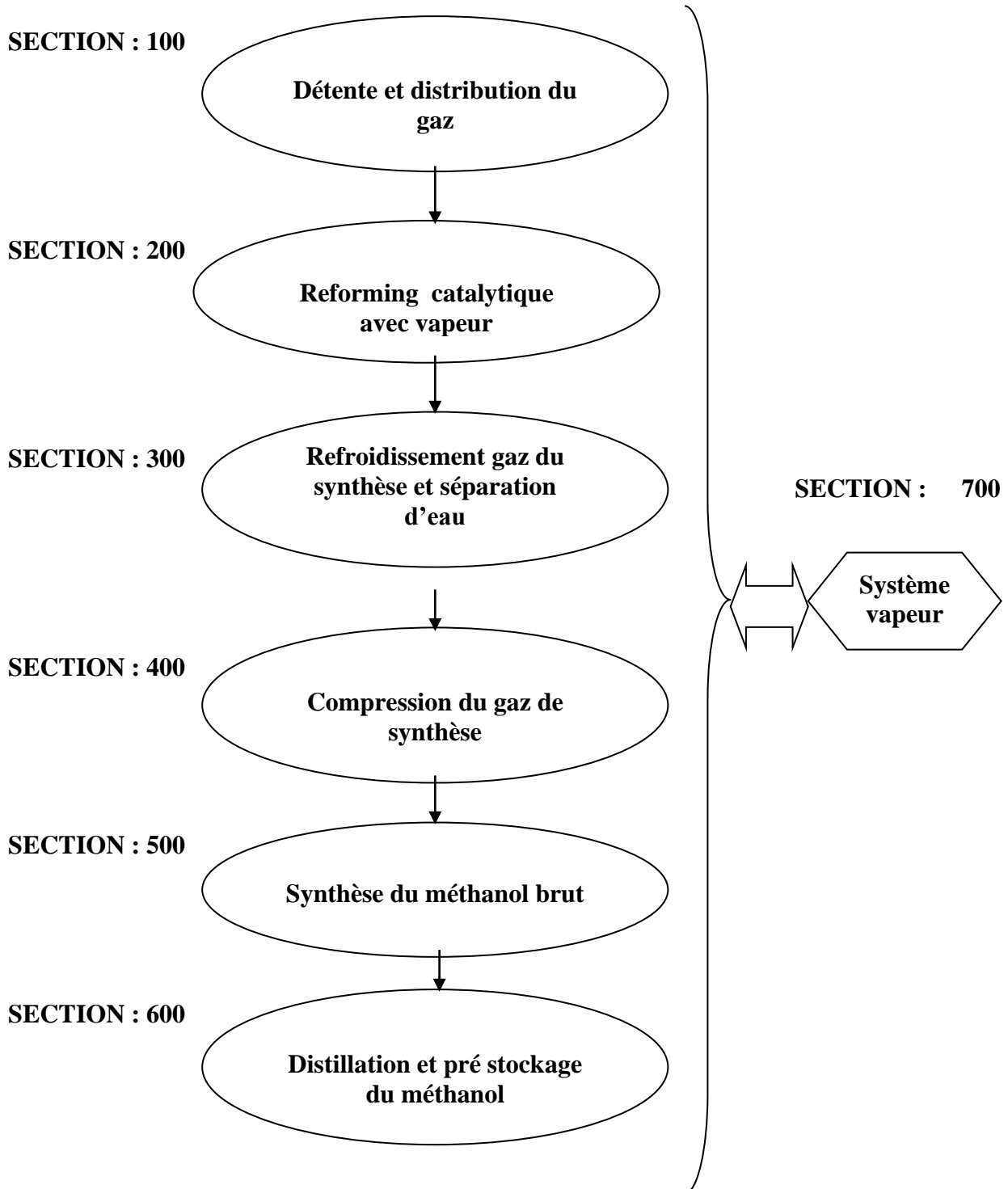
Soit par injection des gaz froids directement entre les lits catalytiques.

Soit par circulation d'eau bouillante dans un réseau de tubes situés également entre les lits catalytiques pour produire de la vapeur.

III.3. DESCRIPTION DU PROCESS :

L'unité méthanol a une capacité de production de 300T /J, avec apport de CO₂ 340 T/J.
La synthèse du méthanol dans cette unité passe par sept sections successives :
100, 200, 300, 400, 500,600 et 700

- *Organigramme général de processus méthanol :*



III.3.1. Les étapes de fabrications :

III. 3.1.a. La section 100 (Distribution du gaz naturel):

D'abord, le gaz naturel qui provient de RTO avec une pression 32 bars s'écoule vers le séparateur V106 à une pression 28 bars pour que toutes les traces des hydrocarbures liquides soient éliminées.

Le gaz naturel sortant du V106 est réparti et utilisé comme suit :

- gaz combustible dans le four de reforming.
- gaz combustible pour les brûleurs auxiliaires.
- gaz combustible vers cantine.
- gaz de processus.
- gaz de blinking.

Le gaz du processus doit passer par un désulfureur, pour éviter l'empoisonnement du catalyseur du four de reforming.

Le catalyseur dans désulfureur est à base de zinc, la réaction de la désulfuration est la suivante :[2]

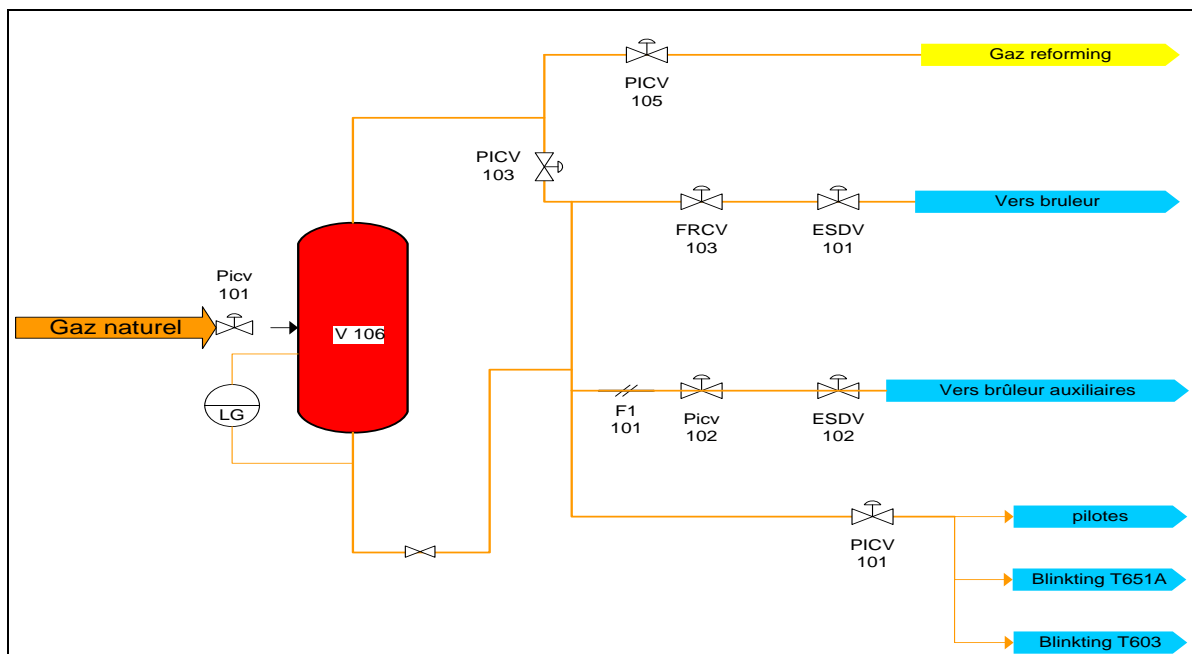
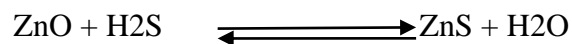


Figure N°III-2: Utilisation du gaz naturel

III.3.1.b. La section 200 (Reforming catalytique):

Le gaz naturel désulfuré qui sort du désulfureur (V105) est mélangé avec la vapeur surchauffée qui vient de la ligne de vapeur à une pression de 27 bars.

Le rapport vapeur/gaz a une valeur normale de 3/1 (03 moles de vapeur par l'atome de carbone). Ce rapport optimal est obtenu après avoir considéré le coût relatif du produit d'alimentation du combustible et de l'eau de refroidissement.

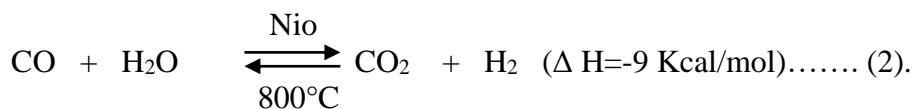
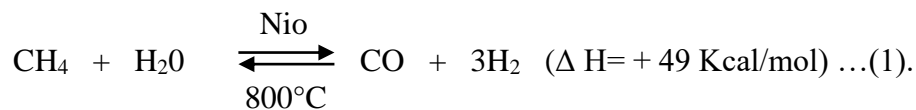
Le four de reforming est alimenté par le mélange gaz/vapeur à 360°C ce dernier passe à l'intérieur des 168 tubes verticaux où la réaction est faite au dessus d'un catalyseur à base de l'oxyde de nickel NiO. Ce catalyseur existe dans les 168 tubes.

Pour prendre en considération le temps nécessaire pour surchauffer le gaz entrant c'est pour ça on laisse 1m vide à l'entrée de tube.

La chaleur nécessaire à la réaction endothermique est fournie par les 60 brûleurs installés verticalement dans le four de reforming.

A la sortie du four de reforming à 800°C et 19bar on obtient un produit qui est un gaz de synthèse composé principalement de l'hydrogène (H₂), le monoxyde de carbone (CO), le dioxyde de carbone (CO₂), du méthane et de la vapeur d'eau.

Les réactions qui ont lieu dans le four de reforming sont :



Le four de reforming :

Le gaz de synthèse sortant du (V302) s'écoule vers le compresseur K401 à pression 17,5 bar et à température 40 °C, sera comprimé à 50 bars à deux corps BP et HP Ce compresseur est entraîné directement par une turbine Q401 à vapeur HP = 80 bar.

Le gaz sortant de compresseur (K401) est mélangé avec le gaz de purge. Sortant du séparateur (V502) de méthanol brut, à une température $T=40^{\circ}\text{C}$. Le mélange passe dans une recirculation (K402) où il est comprimé à une Pression de 52 bar et une température $T=77^{\circ}$

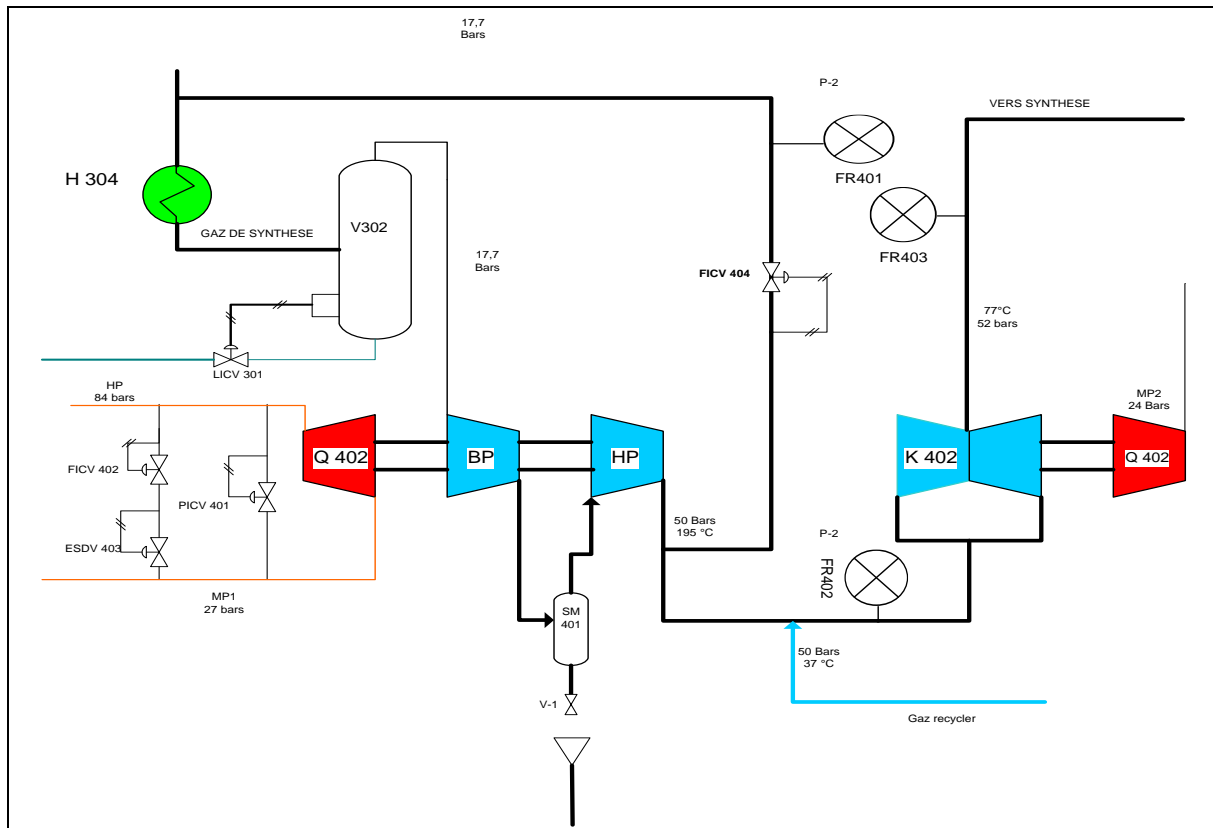
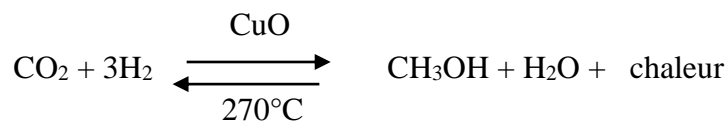
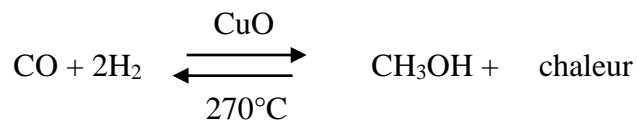


Figure N°III-5 : Compression du gaz du synthèse

III.3.e. La section 500 (Synthèse du méthanol):

La réaction de synthèse du méthanol s'effectue selon le procédé ICI dans un réacteur adiabatique catalytique, Sous forme d'un récipient cylindrique verticale contenant 4 lits de catalyseur à base d'oxyde de cuivre CuO, et des températures de l'ordre de 210 à 270C° et pression de 50 bar.

La production de méthanol à partir de mélange de CO et CO₂ et H₂ peut être représentée sous une forme simplifiée par les réactions globales suivantes



On obtient un taux de réaction suffisant pour donner environ 3% du méthanol dans l'influent du réacteur avec un volume raisonnable de catalyseur.

D'abord le gaz de synthèse qui vient de recirculation (K402) où il est comprimé à une Pression de 52 bar et une température T=77 C ° entre dans l'échangeur (H501) où il est réchauffé à 240°c par le gaz sortant du réacteur (V501) à 270°c ,le mélange passe au dessus du catalyseur ou' la températures est augmentée d'avantage (réaction exothermique) donc les températures de catalyseur sont maintenues à un maximum de 270° C par injection de gaz d'alimentation froid (gaz de quench).

Le gaz de synthèse sortant du (H501) à 130°c entre dans les aéros (H510) pour être refroidi à 50°c. Ce gaz entre dans un autre échangeur (H502) pour être refroidi à 35°c (refroidi par l'eau de refroidissement). Le gaz qui est refroidi entre dans les séparateurs (V502) et (V503) pour séparer le méthanol brut et le gaz qui n'a pas réagit. Le séparateur (V502) sépare le gaz qui n'a pas réagit et le méthanol converti en liquide.

Une quantité du gaz envoyée vers le recirculateur (K402) sous forme de gaz recyclé, une autre envoyée vers le compresseur (K401) sous forme de gaz d'étanchéité ,une autre se mélange avec le gaz de procédé et la quantité restante (gaz de purge) se mélange avec le gaz combustible.

Le séparateur (V503) reçoit le méthanol provenant du (V502) pour s'épurer du gaz (gaz de purge) qui se mélange avec le gaz combustible .le méthanol brut obtenu (contient 20% d'eau et 80% méthanol) s'écoule vers bac de pré stockage T 651c.[2]

Le réacteur V501 :

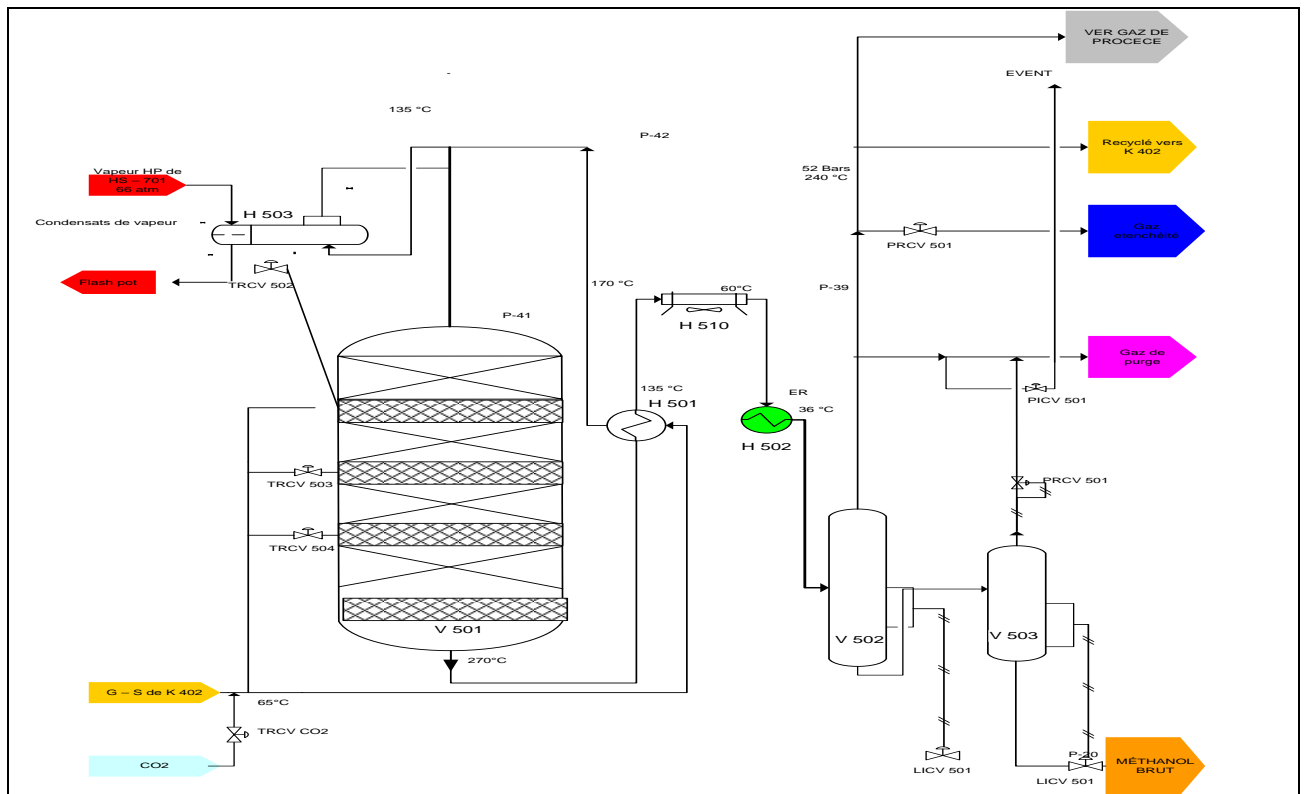


Figure N°III-6 : Boucle de synthèse

III.3.f. La section 600 (Distillation du méthanol brut):

La distillation du méthanol brut se passe dans deux colonnes :

1^{ère} colonne (Elimination des produits légers):V601

- ✓ La première colonne est destinée à l'alimentation des gaz résiduaux qui sont principalement des gaz permanents (dissous dans le méthanol brut) et éther méthylique et d'autres impuretés (aldéhydes, acétones et hydrocarbures, paraffinages inférieurs) qui se présentent relativement en petites quantités.
- ✓ La V601 munie des 48 plateaux du type clapets fixe, les pressions normales utiles au sommet et au fond sont de l'ordre de 1.46 et 1.88 bar respectivement.
- ✓ Le méthanol brut est pompé du réservoir de méthanol brut atmosphérique T651 par P651 au sommet de la tour de séparation des produits légers V601.
- ✓ Le courant d'alimentation est contrôlé par une vanne LIC602 et il est préchauffé à 53-78°C dans échangeur H601 produits d'alimentation / produits de tête H601 par condensation d'une partie de vapeur des produits de tête de la tour V601.
- ✓ La chaleur de rebouilleur nécessaire au fond de la colonne V601 est obtenue par le refroidissement du gaz de synthèse à une température de 98°C à travers l'échangeur H610.
- ✓ La distillation du méthanol donne de vapeur est retiré à tête de colonne ; il y a la présence des impuretés ; sont des gaz résiduaux libères par le méthanol pendant la distillation; cette vapeur de tête s'appelle reflux.
- ✓ Le reflux sortant de la tête de colonne de pression 1.46 bar et température 74°C et il ne contient qu'une proportion d'eau enlevée.

- ✓ Le reflux doit être condensé dans l'échangeur H601 ; et les aérocondenseurs H602 et H603 pour le refroidit jusqu' à une température de 30°C – 36°C et pour but d'enlever les gaz résiduaire.
- ✓ Le reflux et repompé par une pompe et renvoyé à la colonne comme reflux pour la correction de méthanol dans la colonne.

II^{ème} colonne (Elimination des produits lourds):V602

- ✓ La colonne V602 contient 63 plateaux de type clapets fixe pour but d'avoir un méthanol raffiné et les plateaux 14, 16, 18, 20 sont pourvus des points d'admission pour l'alimentation.
- ✓ Les pressions du sommet et du fond de la colonne doivent être respectivement de 1.53 et 1.95 bar durant le fonctionnement normal.
- ✓ La chaleur de rebouillage est fournie par la vapeur BP se condensat dans un rebouilleur à siphon thermique H606.
- ✓ Le méthanol final est retiré de la tour aux plateaux N° 59 et 55 pour diverses raisons, le produit est refroidi jusqu'à 50°C dans un réfrigérant de méthanol final H607 et passe aux réservoirs de méthanol raffiné T652 A/B.[32]

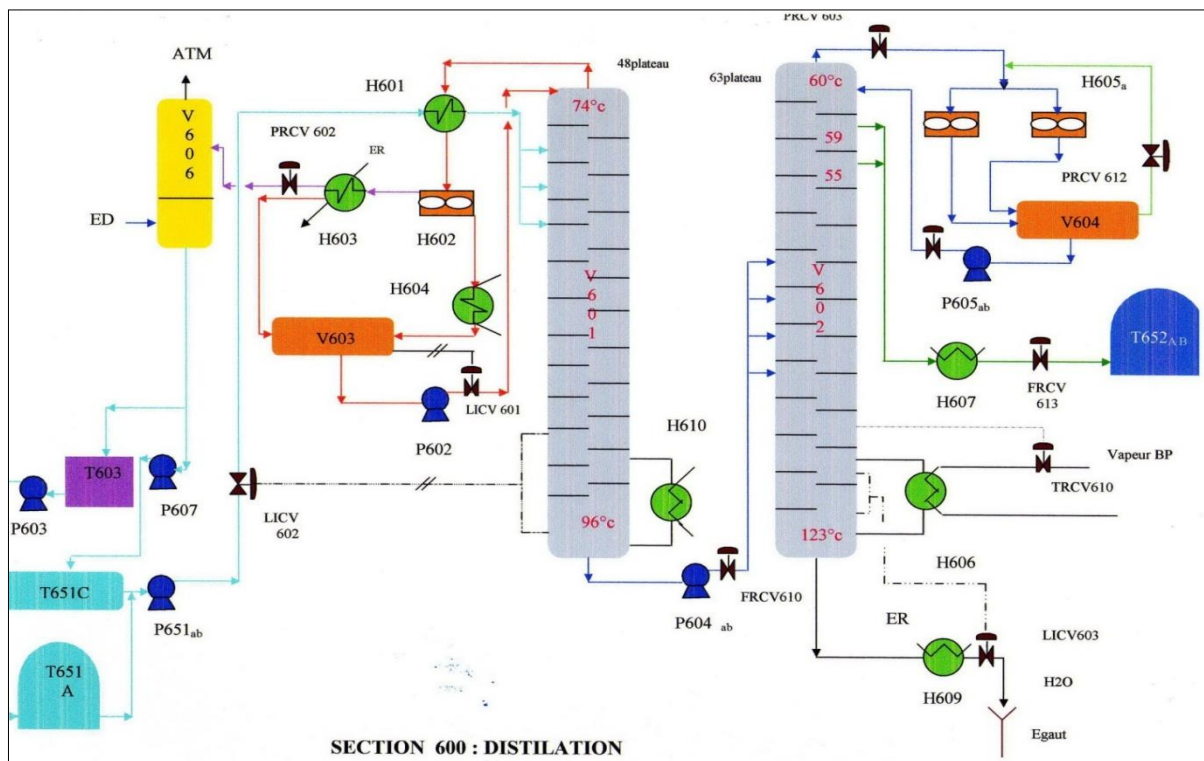


Figure N°III-7 : La colonne de distillation V602

III.3.g. La section 700 (Système de vapeur) :

Le système vapeur est un système qui fournit la force motrice de l'unité en passant par les turbines économisant l'énergie électrique du compresseur, recycleur, extracteur, turbopompe, alimentation F 208, turbopompes de lubrification de compresseur et son étanchéité et surtout pour fournir la vapeur de reforming.

L'unité est conçue de façon que la plupart de la chaleur soit récupéré en un système économique d'énergie.

Les vapeurs produites sans à BP MP et la HP.

- ❖ HP : haute pression = 88 bars.
- ❖ MP_{1et2} : moyenne pression. MP₁=30 bars, MP₂=24 bars.
- ❖ BP : basse pression = 4,2 bars.

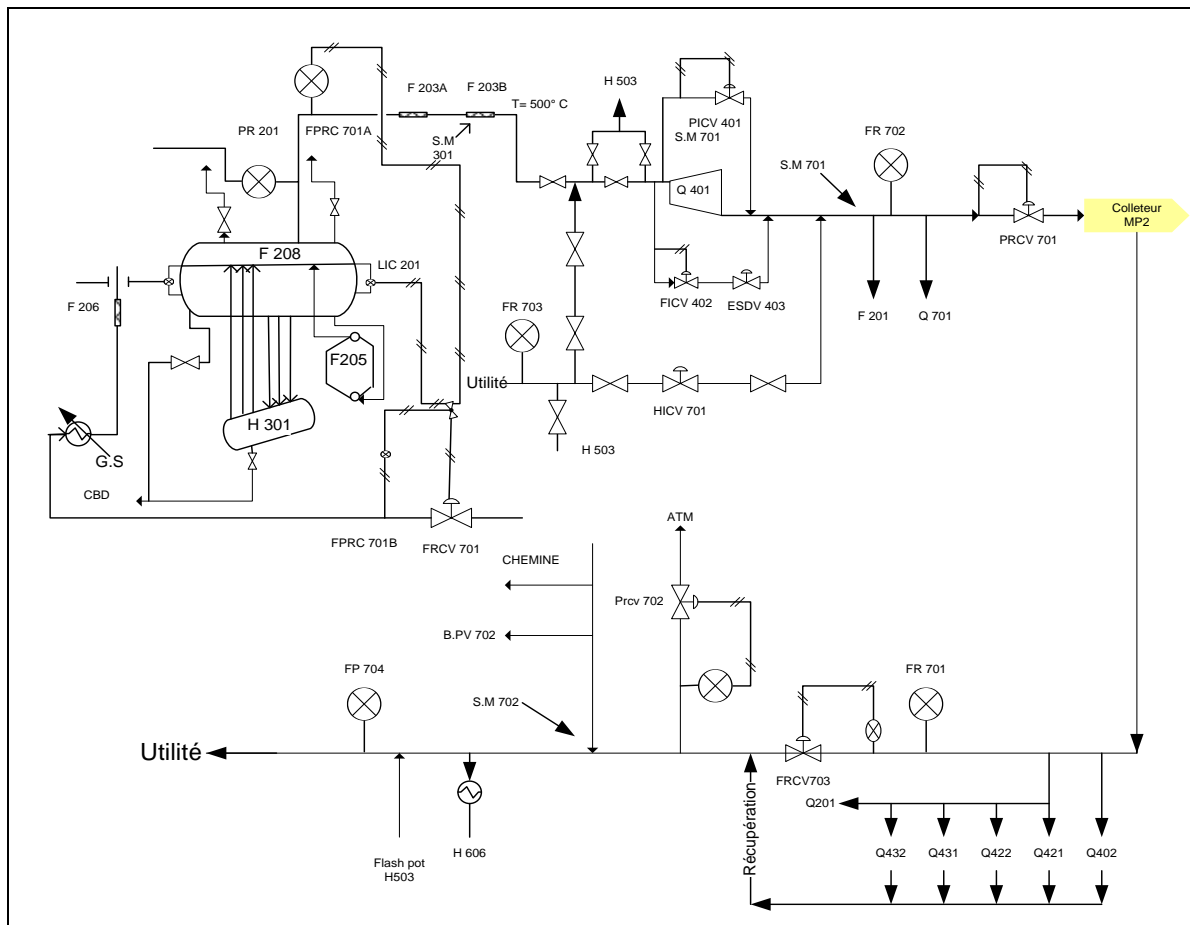


Figure N°III-8 : Production de vapeur

LEGENDE

- F201: FOUR DE REFORMING;
- F204 : RECHAUFFEUR DU GAZ NATUREL ;
- F205: CHAUDIERE FERMEE ;
- F208 : BALLON VAPEUR ;

H301 : CHAUDIERE GAZ ;
H302 : ECONOMISEUR GAZ ;
H303 : RECHAUFFEUR DE L'EAU DEMINERALISEE ;
H304 : REFREGERANT DE GAZ ;
H501 : ECHANGEUR D'ALIMENTATION ;
H502 : ECONOMISEUR METHANOL ;
H503 : RECHAUFFEUR DE DEMARRAGE ;
H610 : REBOUILLEUR DE LA COLONNE V601 ;
K201 : VENTILATEUR D'EXTRACTION DE FUMEE ;
K401: COMPRESSEUR à DEUX ETAGES ;
K402: RECIRCULATEUR;
Q401: TURBINE DE PREMIER COMPRESSEUR;
Q402: TURBINE DE DEUXIEME COMPRESSEUR;
S201: CHEMINEE;
SM401: SEPARATEUR D'HUILE;
V105: DESULFUREUR;
V106: SEPARATEUR DE GAZ;
V302: PREMIER SEPARATEUR DE CONDENSATS ;
V303: DEUXIEME SEPARATEUR DE CONDENSATS ;
V501: REACTEUR DE SYNTHESE DE METHANOL ;
V502: BALLON DE PURGE ;
V503: BALLON DE FALSH ;
V601: PREMIERE COLONNE DE DISTILLATION ;
V602: DEUXIEME COLONNE DE DISTILLATION.

V.1. INTRODUCTION :

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 physiques des particules, en astronomie et dans de nombreux autres domaines.

Dans beaucoup 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 problèmes 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.

Les techniques de simulation sont des techniques numériques : simuler un phénomène signifie essentiellement reconstituer d'une façon fictive son évolution. [55]

L'avantage majeur de la simulation est la fourniture d'un bon aperçu du comportement du système réel. 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.

Dès 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.

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.

Le logiciel HYSYS est l'un des logiciels de simulation des procédés de génie chimique. Il a été développé par la société canadienne HYPROTECH.

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.

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

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

V.2. PROCEDURE DE LA SIMULATION :

La procédure de la simulation est représenté par le schéma suivant : [56]

Données de départ : nombre d'étages, plateau d'alimentation, efficacité.

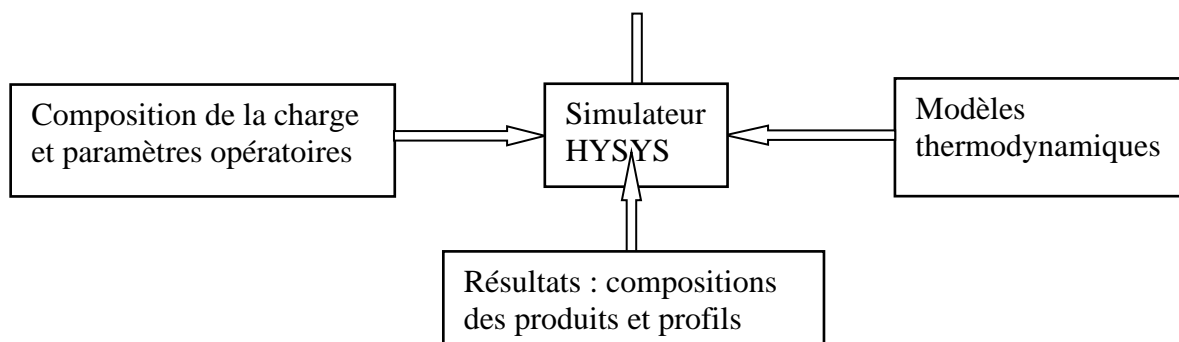


Figure N°V-1: Schéma nécessaire pour la modélisation et la simulation d'un processus.

L'analyse du système, la modélisation et la simulation constituent les trois étapes fondamentales de l'étude du comportement dynamiques 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 nécessaire : les paramètres chimiques (réactions, produit formés, cinétiques et mécanisme), 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.

V.3. 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).

V.3.1. Simulation statique :

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

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

V.3.2. Simulation dynamique :

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.

V.4. DEFINITION DE HYSYS 3.2 : [57]

HYSYS 3.2 est un logiciel très puissant pour la simulation et la modélisation des procédés soit en régime stationnaire ou en régime transitoire c-à-d dynamique des systèmes.

V.4.1. Choix 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 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.

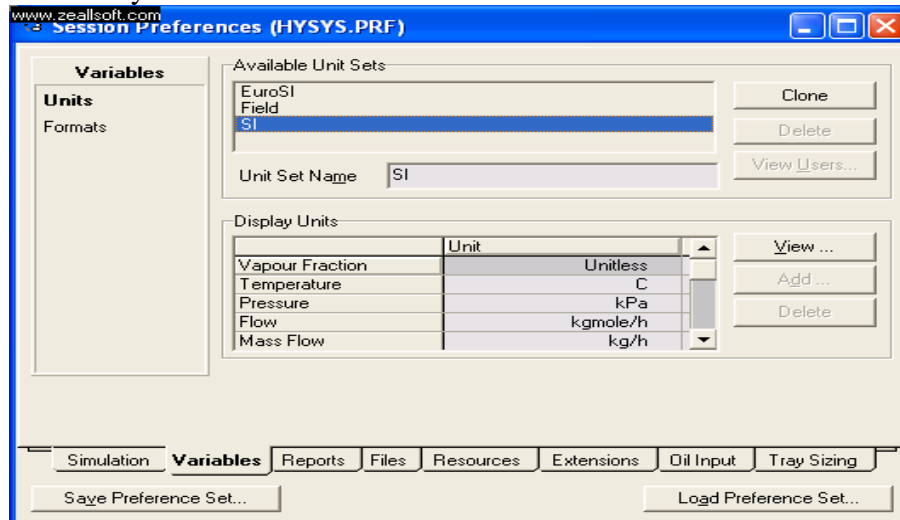


Figure N°V-2 : Section préférences HYSYS

Dans notre cas, nous allons choisir : *SI*. Si vous voulez le modifier (par exemple, vous préférez travailler en bar plutôt qu'en kPa) et par conséquent créer un nouveau système d'unités, il suffit d'appuyer sur le bouton *Clone* avoir positionné le curseur sur *EuroSI*. Un ensemble d'unités va apparaître automatiquement avec comme nom par défaut *NewUser* que l'on peut changer.

V.4.2. 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).

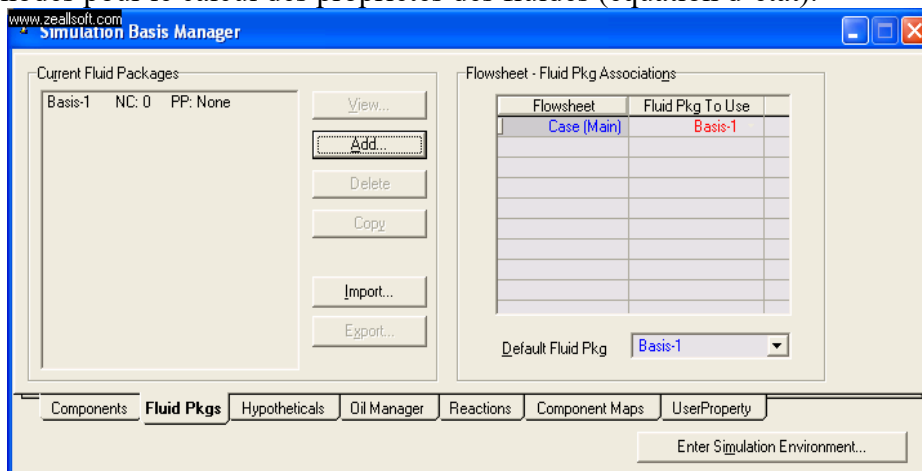


Figure N°V-3 : Création d'un nouveau cas

V.4.3. Créer un Fluid Package :

Presser la touche *Add* pour créer un *Fluid Package* : choisir l'équation d'état voulue. Dans notre cas, ce sera *Lee-kesler-Plocker*.

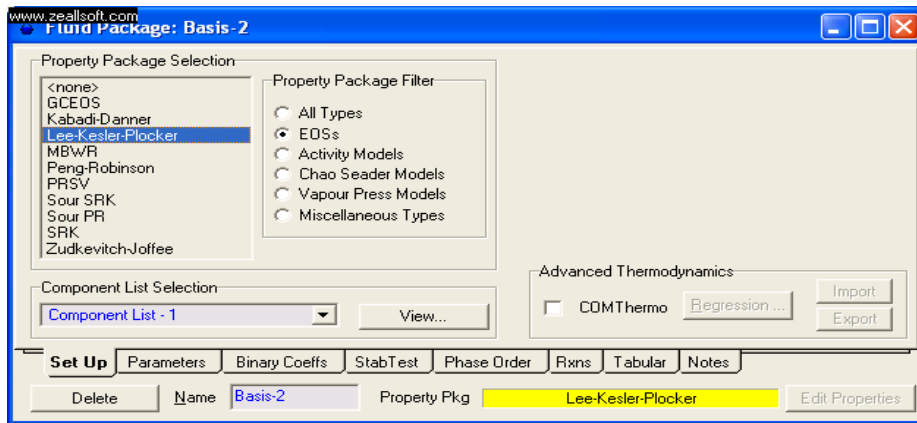


Figure N°V-4 : Création de Fluide Package 1

Sélectionner les composants du mélange.

L'étape suivante est l'introduction des composants. Sélectionner la page **Components** soit en cliquant sur son signet, Pour sélectionner les composants dans la liste, il est ainsi transférer directement dans la **Selected components**.

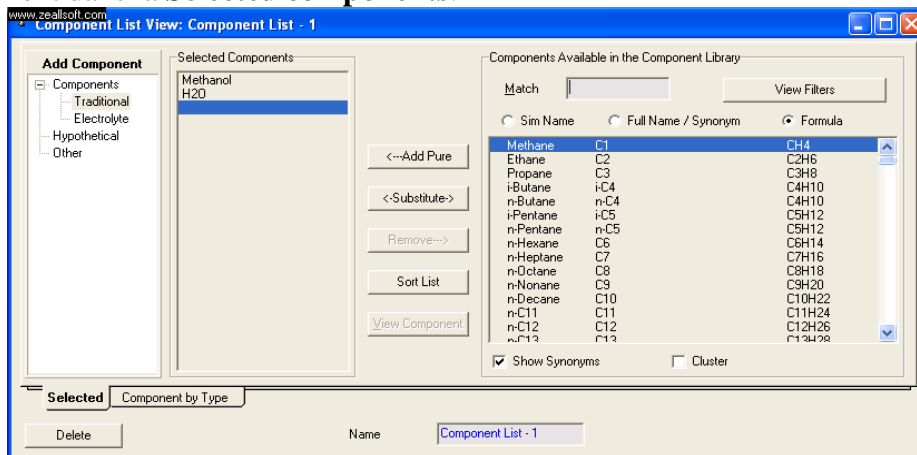
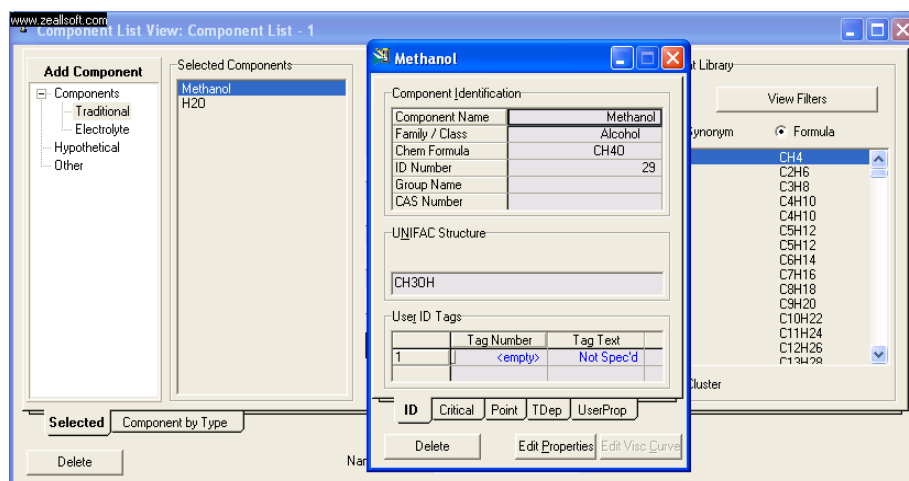


Figure N°V-5 : Création de Fluide Package 2

Il est possible de visualiser les propriétés des composants par la touche *View Component*.



que la

Current Fluid Package 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.

Fermer la fenêtre. Noter la liste des

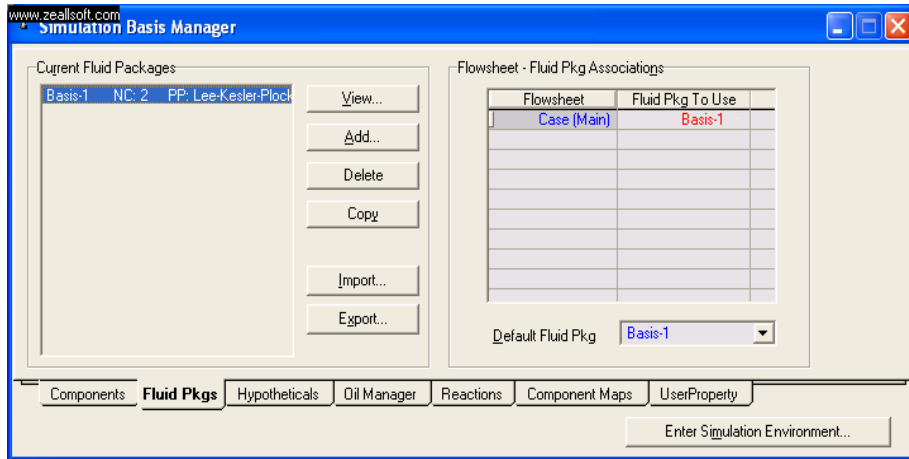


Figure N°V-7 : Création de Fluide Package 4

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 *Enter Simulation Environment*.

V.4.4. Espace simulation :

Dans l'environnement de simulation, il y a deux vues initiales :

1. Le PFD (Process Flow Diagrams) est une représentation graphique du flowsheet montrant les connections entre les différentes unités de ce dernier.
2. Le Workbook possède, quant à lui, quatre pages contenant des informations sur :

Material streams ; Compositions ; Energy streams ; Units Ops

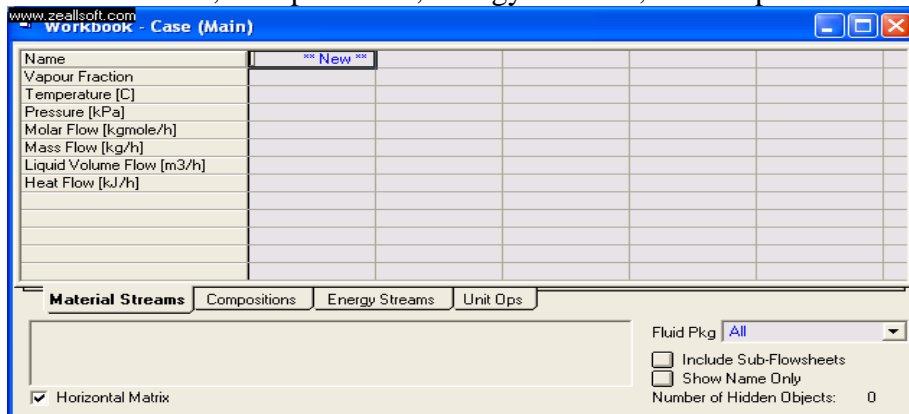


Figure N°V-8 : Espace simulation 1

- ✦ Penser à sauver de temps en temps.
- ✦ Créer un flux par l'intermédiaire du Workbook.
- ✦ Flux d'alimentation « alim » et taper alim, le nom du nouveau flux, dans la case New de la page Matériel 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.

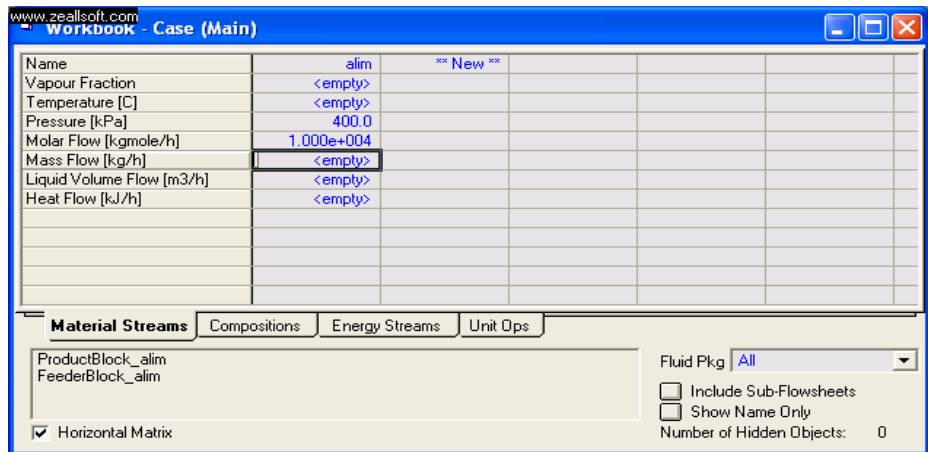


Figure N°V-9 : Espace simulation 2

- ✦ 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 fonctions molaires.

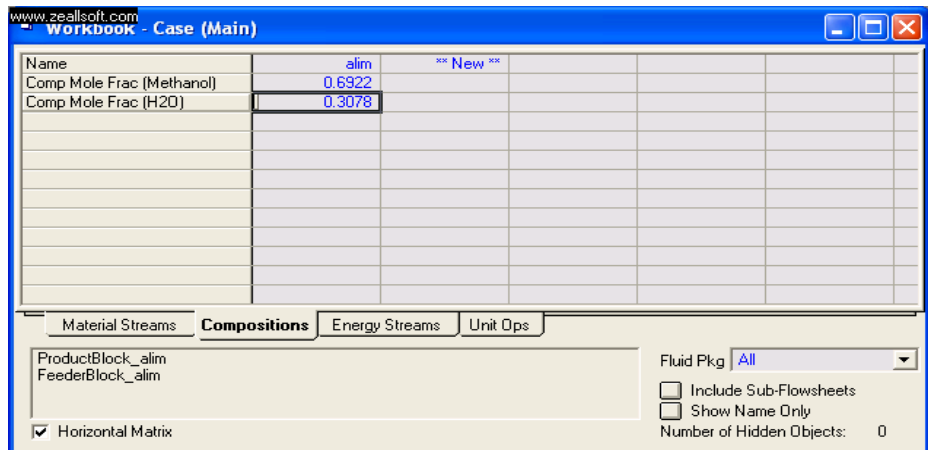


Figure N°V-10 : Espace simulation 3

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, cliquer sur le bouton vert GO. Pour retourner sur la page material Streams, presser <Ctrl><Shift><P> ou cliquer sur son signet.

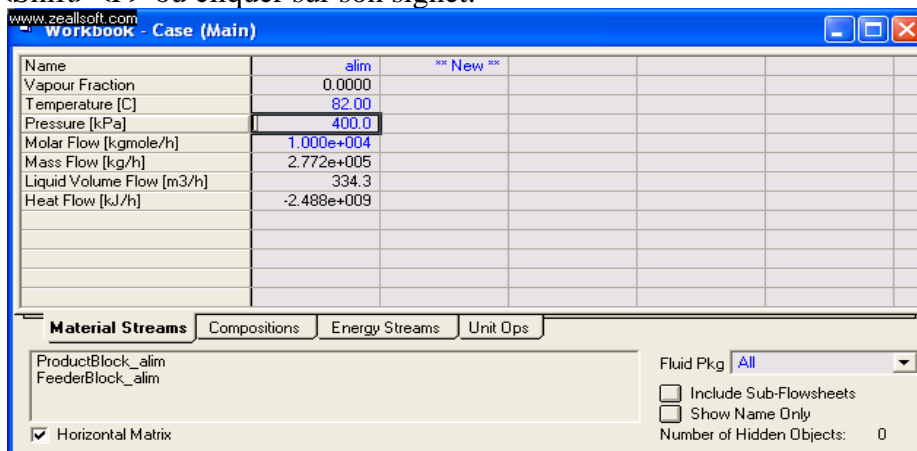


Figure N°V-11 : Espace simulation 4

NB : un double click sur la cellule alim permet de retrouver directement les compositions. Installer les unités opératoires pour cela, il faut dans le Workbook, entrer dans la page 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>.

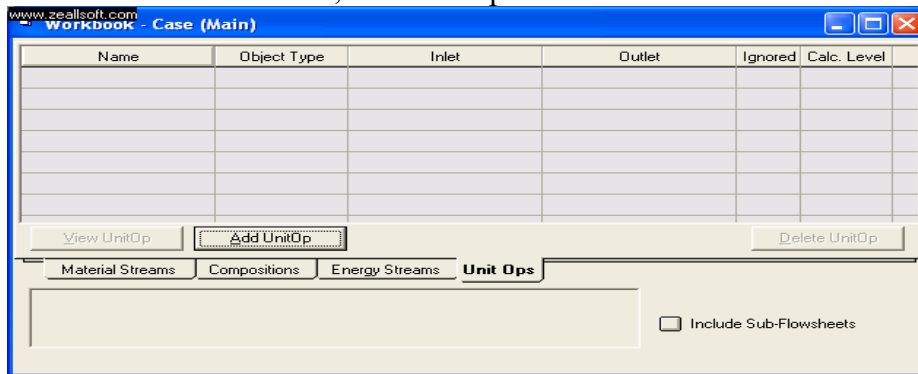


Figure N°V-12 : Espace simulation 5

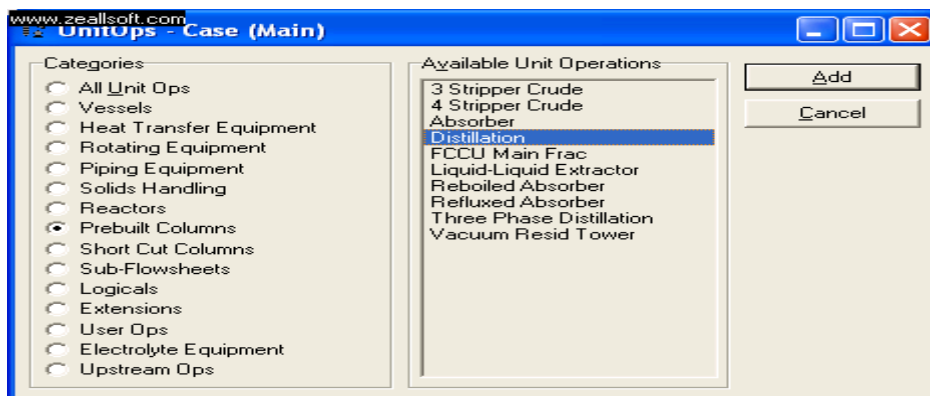


Figure N°V-13 : Espace simulation 6

- ✦ La première page de l'Input Expert apparaît. Lorsque vous installer 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. 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-à-d à l'étage 6 (indiqué par 6_ Main TS).
- ✦ On sait que le condenseur est total, d'où il vous faut le sélectionner dans le groupe condenseur : 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

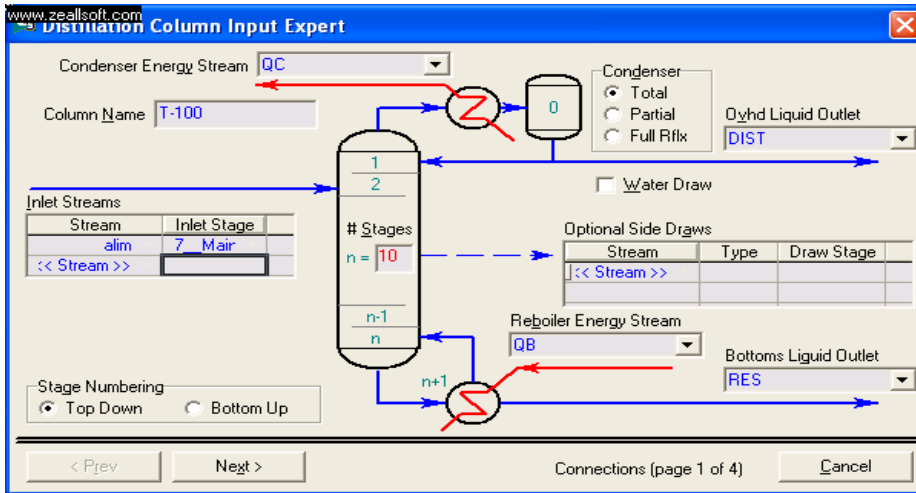


Figure N°V-14 : Espace simulation 7

- ✦ 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 et entrer les valeurs

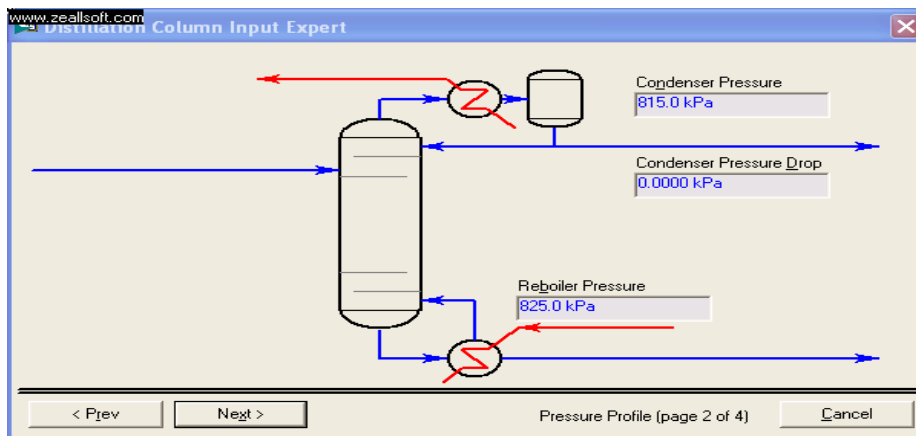


Figure N°V-15 : Espace simulation 8

- ✦ 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 et au bouilleur.

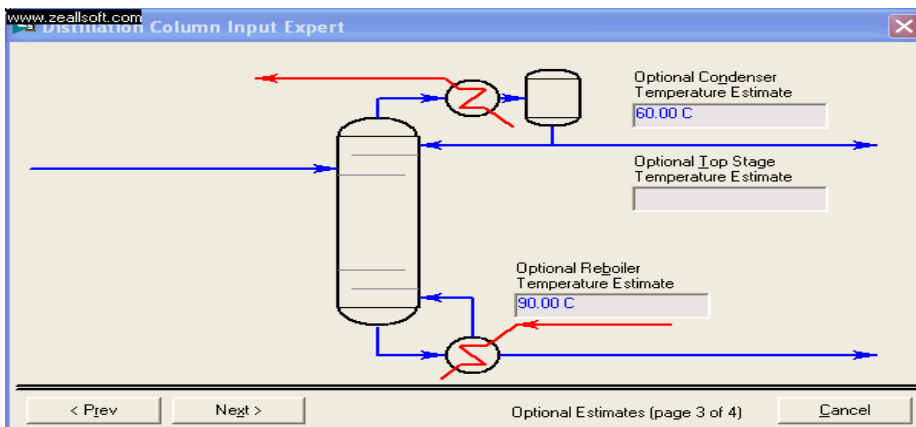


Figure N°V-16 : Espace simulation 9

- ✦ Presser le bouton Next pour avancer à la dernière page Liquid rate (Distillat). Reflux par approximation 2.5

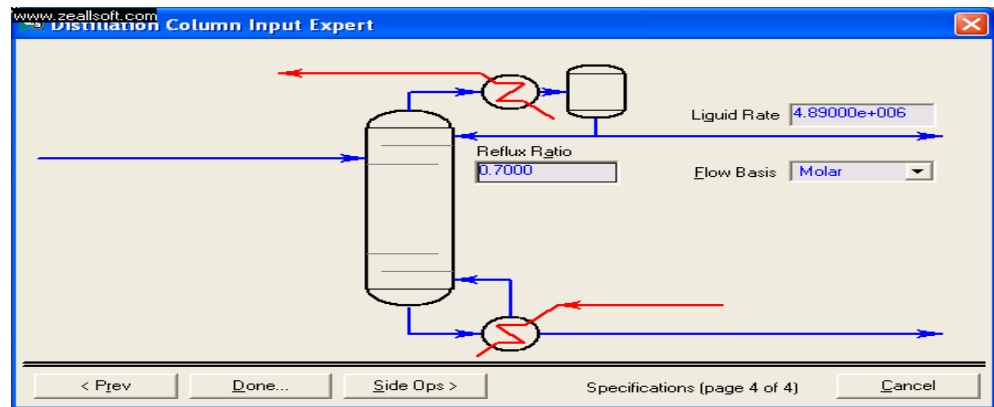


Figure N°V-17 : Espace simulation 10

- ✦ 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.

IV.1. INTRODUCTION :

La distillation est un procédé physique de séparation d'un mélange en constituants pratiquement purs de compositions dérivées, et cela par des échanges de matière et d'énergie entre deux phases circulant à contre-courant dans un appareil appelé « colonne de distillation ».[33]

La colonne de distillation est une capacité cylindrique de hauteur et de diamètre variable, formée d'une virole et de deux fonds. L'intérieur est divisé en compartiments horizontaux appelés les plateaux.

Les plateaux communiquent d'une part, côté liquide par des déversoirs et d'autre part côté vapeur par des orifices spéciaux à travers toute la surface du plateau.

La construction d'une colonne de distillation est soumise à des normes imposées par les conditions d'utilisations et de sécurité. Généralement, elle peut atteindre près de 50m de hauteur et 6m de diamètre. Elle est montée verticalement et repose sur des pieds ou une jupe. [34]

IV.2. DESCRIPTION D'UNE INSTALLATION D'UNITE DE DISTILLATION:

Généralement chaque installation de distillation contient les éléments suivants :

IV.2.a. Colonne de distillation :

La 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.[28]

IV.2. b. Le rebouilleur :

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

IV.2.c. Le condenseur :

C'est également échangeur de chaleur dans lequel la vapeur sortante en tête de colonne peut-être refroidie pour être enfin condensée.[35]

IV.2.d. 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.

IV.2.e. 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 fonctionnements, 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. [36]

IV.3. LES COLONNES DE DISTILLATION :

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.[37]

IV.3.1. Classification des colonnes de distillation :

Les colonnes utilisées pour la distillation des mélanges binaires ou d'ordre supérieur (complexe) se divisent en deux types distincts :

- ✓ Les colonnes à éléments séparés (plateaux, grilles, cascade).
- ✓ Les colonnes à garnissage.[38]

IV.3.2. Colonnes à plateaux :

Les colonnes à plateaux sont utilisées pour réaliser un contact entre une phase gazeuse et une phase liquide de façon à amener celles-ci plus près possible de l'état d'équilibre. Elles ont été mises au point pour la distillation.

Les plateaux sont conçus pour assurer une dispersion de la phase vapeur au sein du liquide. Dans l'immense majorité des cas, on utilise directement l'énergie de pression de vapeur pour disperser les phases l'une dans l'autre.

IV.3.3. Classification des plateaux :

On peut classer deux types de plateaux :

- ✓ Les plateaux à déversoirs.
- ✓ Les plateaux sans déversoirs [39]

IV.3.4. Les différents types de plateaux :

IV.3.4.1. Plateaux perforés à déversoirs :

Ces plateaux gèrent le flux liquide de manière tout à fait classique à l'aide de déversoirs par contre le passage de la vapeur est assuré de simples perforations dans les plaques formant l'aire active.[40]

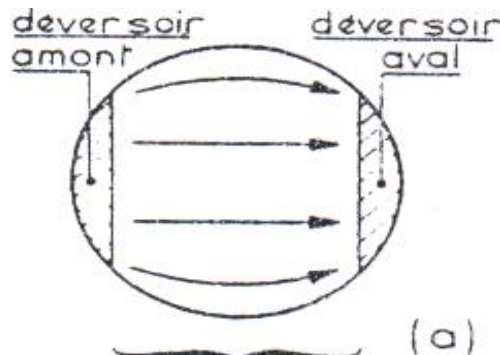


Figure N°IV-1 : Schéma simplifié Plateaux perforés à déversoirs

Ce type de plateaux, bien que leur manque de flexibilité. Un débit de vapeur trop faible laisse se développer un phénomène de pleurage important, alors qu'une élévation de débit provoque rapidement des phénomènes de l'entraînement favorisés par le fait que les jets de vapeurs ne sont pas brisés comme dans les autres technologies. Un autre intérêt des plateaux perforés est leur faible perte de charge.

Il est extrêmement important de déterminer les limites de fonctionnement entre lesquelles le plateau donne entière satisfaction.

Elles dépendent principalement du diamètre des perforations, celui-ci a été longtemps limité à 4,76 mm, mais actuellement on considère que des perforations de 1,25cm sont acceptables et permettent de repousser les limites de l'engorgement. Le rapport entre l'épaisseur du plateau et son diamètre est compris entre 0,1 et 0,7.

IV.3.4.2. Plateaux sans déversoirs :

Ces plateaux ne sont constitués que de simples plaques perforées et donc de construction peu onéreuse.

Le liquide et la vapeur s'écoulent à contre-courant par les mêmes orifices, qui peuvent être de simples trous ou des clapets fixes.

Les débits ne s'écartent pas beaucoup de ceux prévus par le calcul. Ces plateaux ont une efficacité acceptable, mais néanmoins faible car le temps de contact gaz – liquide est limité. Ils sont réservés aux systèmes pouvant donner lieu à des encrassements ou des dépôts solides.

Tous ces plateaux qui sont construits soit en acier au carbone, soit en acier allié selon l'agressivité des produits, doivent être démontables, donc les plaques sont décomposés en éléments pouvant être introduire par un trou d'homme.[40]

IV.3.4.3. Plateaux à calottes :

C'est le modèle le plus répondu encore aujourd'hui, il se rencontre encore dans les industries pétrolières ou chimiques. Construire en fonte moulée, 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.[40]

Une centaine de forme différente de calottes ont été imaginées et conduise à une efficacité de contact plus au moins bonnes. Une certaine de 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 calotte 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.

On doit aussi noter la difficulté à vidanger, lors d'un arrêt le liquide retenu, et ce malgré la présence de trous spécifiques

IV.3.4.4. Plateaux à clapets :

C'est un plateau perforé, dont les orifices sont équipés de clapets. La hauteur de soulèvement de ces derniers est fonction du débit de vapeur, qui s'échappe horizontalement dans le liquide.

Ils sont progressivement substitués aux plateaux à calotte, car leurs performances sont légèrement supérieures pour un prix de revient plus faible.[40]

Ils existent des clapets :

ronds, triangulaires ou allongés.

Les clapets correspondent aux orifices de 38,9mm ont un diamètre de 4,76cm et leur hauteur de soulèvement est de 1cm environ.

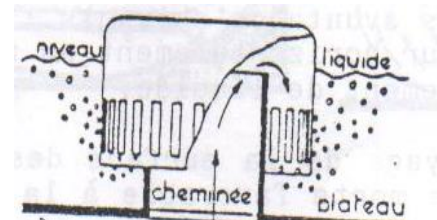


Figure N°IV-2 : Schéma de calotte



Figure N°IV-3 : Schéma de clapet

IV.3.4.5. Plateaux à jet dimensionnel :

C'est un plateau ou sa construction est inspirée de simplicité et faible prix de revient que les plateaux perforé et réduction du gradient liquide par échappement orienté de la vapeur sous les languets dans le modèle (Float valve tray), ces dernier sont mobiles et articulés au plateau par une charnière.

IV.4. COLONNES A GARNISSAGE :

Ce sont des colonnes remplies totalement ou partiellement d'éléments de garnissage (aux formes judicieusement choisies) améliorant le contact entre les phases ainsi que l'agitation et la turbulence.

Le garnissage est disposé sur toute la section de la colonne soit en vrac soit ordonné en une ou plusieurs couches (rangées) les phases liquide et vapeur circulent à contre courant, le

liquide ruisselle sur les éléments de garnissages formant un film qui est séché par la phase gazeuse.

Les garnissages présentent des pertes de charge moins élevées que les plateaux, par contre d'une faible souplesse de fonctionnement.

▪ **Utilisation :**

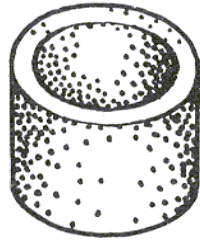
Ce type de colonnes est utilisé surtout dans les cas suivants :

- ✓ Produits très corrosifs
- ✓ Grande différence entre le débit liquide et vapeur
- ✓ Petites dimensions (Laboratoire, Unité pilote...).

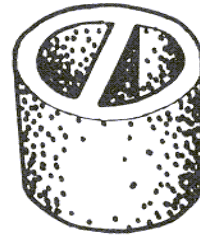
▪ **Type de garnissage :**

Il existe une gamme importante de garnissage qui diffèrent par la forme et les matériaux de constructions :

- Anneaux de RASHIG : petit manchon cylindrique de hauteur égale au diamètre, en céramique, en acier ou en porcelaine.
- Anneaux LESSING : manchon cylindrique avec cloison interne, en céramique.
- Anneaux PALL : en acier inoxydable.
- Selles de BERL ou INTALOX : de la forme d'une selle de cheval, en céramique.[41]



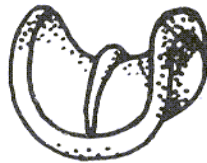
a. Anneau Raschig.



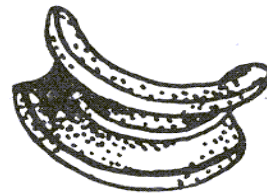
b. Anneau Lessing.



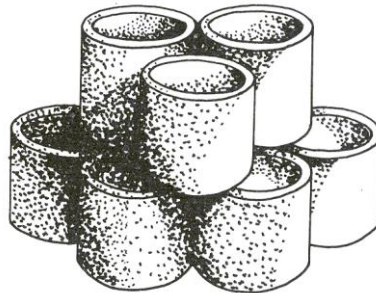
c. Anneau Pall.



d. Selle de Berl.



e. Selle Intalox.



f. Anneaux raschig empilés en couches successives ordonnées

Figure N° IV-4: Quelques types de garnissage [38]

IV.5. DESCRIPTION GENERALE D'UNE COLONNE:

Les colonnes de distillation sont formées de :

- i) **La virole** : grand cylindre en tête d'acier soudées d'une hauteur et diamètre variables.
- ii) **Les deux fonds** : ils sont soudés a la virole. Le métal du fond est le même que celui de la virole.

iii) **Les plateaux** : ils représentent la grande partie pour une colonne du point de vue poids et prix, c'est eux qui déterminent le fonctionnement de la colonne, d'une épaisseur variable selon le poids supporté (liquide et clapets) et le diamètre de la colonne.

iv) **La jupe** : elle est le châssis sur lequel repose la virole (colonne), soudée dans le prolongement de la virole, de hauteur variable selon le type de fondation, d'épaisseur relativement faible puisqu'elle n'est soumise à aucune pression.

v) **Accessoires** : afin de pouvoir assurer le bon fonctionnement et la sécurité, et suivre le contrôle des colonnes on aura besoin des accessoires, tels que :

1. Fonctionnement et contrôle :
 - manomètres, thermomètres.
 - indicateur de niveau.
2. Sécurité :
 - soupape de sécurité, injection de vapeur
 - évent, purge, protection cathodique
 - calorifugeage, isolement.
3. Intervention et travaux :
 - trou d'homme
 - échelle, plate forme.

IV.6. FONCTIONNEMENT D'UNE COLONNE :

Le liquide chauffé et vaporisé partiellement alimente la colonne, par circulation à contre courant entre le liquide (phase descendante) et la vapeur (phase ascendante) à travers les compartiments (étages) où aura transfert de matières et de chaleur entre les particules des deux phases.

Les constituants (coupes) seront séparés et récupérés à différents niveaux de la colonne en plus de la tête et le fond, avec des qualités bien différentes et voulues.[42]

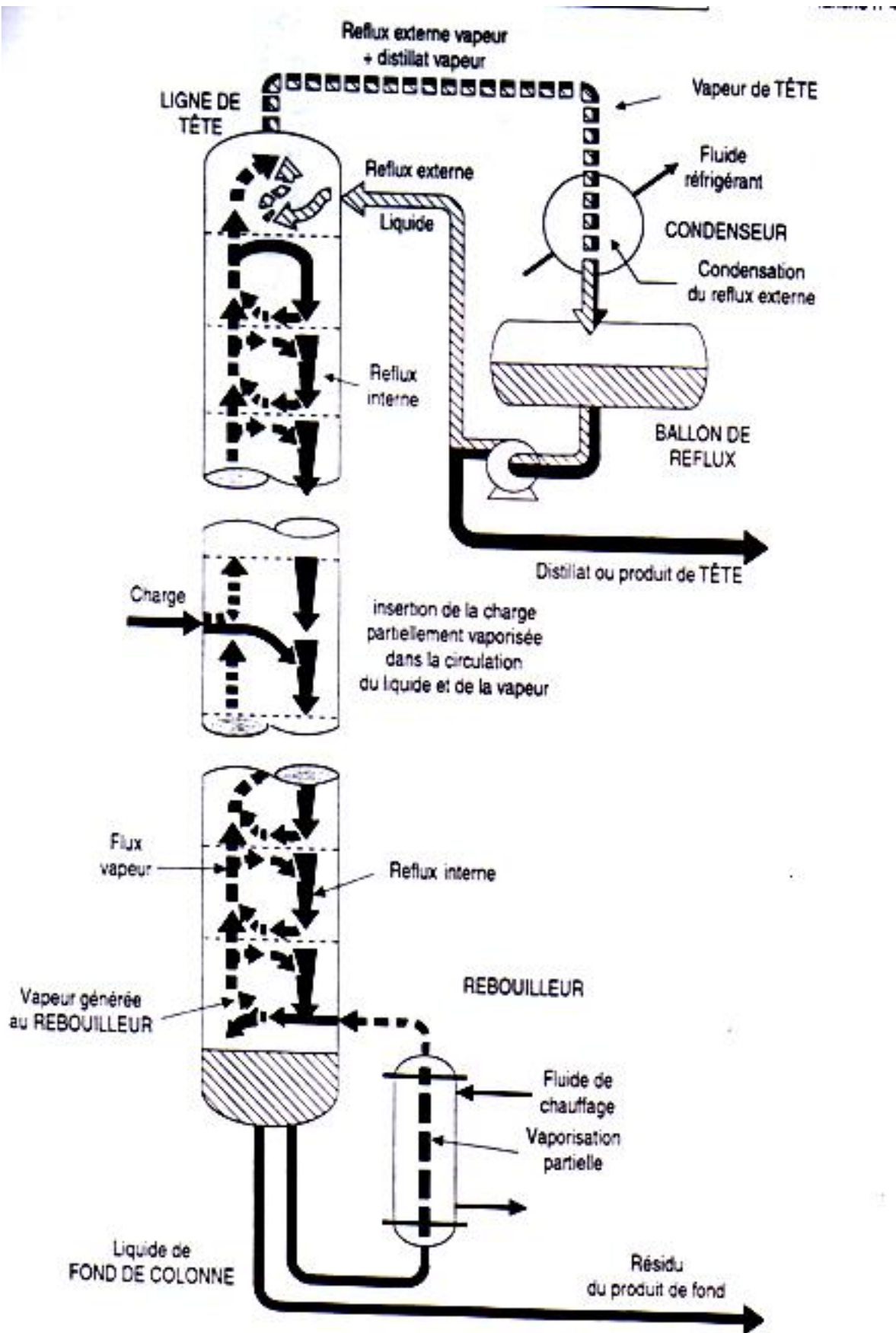


Figure N° IV-5 : Mise en forme de contact liquide – vapeur [38]

IV.7. DISTILLATION EN COLONNES BINAIRES :

On entend par colonne binaire une colonne qui sépare un mélange en deux produits qui sont soit des corps purs, soit des mélanges comportant moins de constituants que le mélange initial.

Une telle colonne est représentée sur la figure (III.25), avec les échangeurs qui lui sont associés.[37]

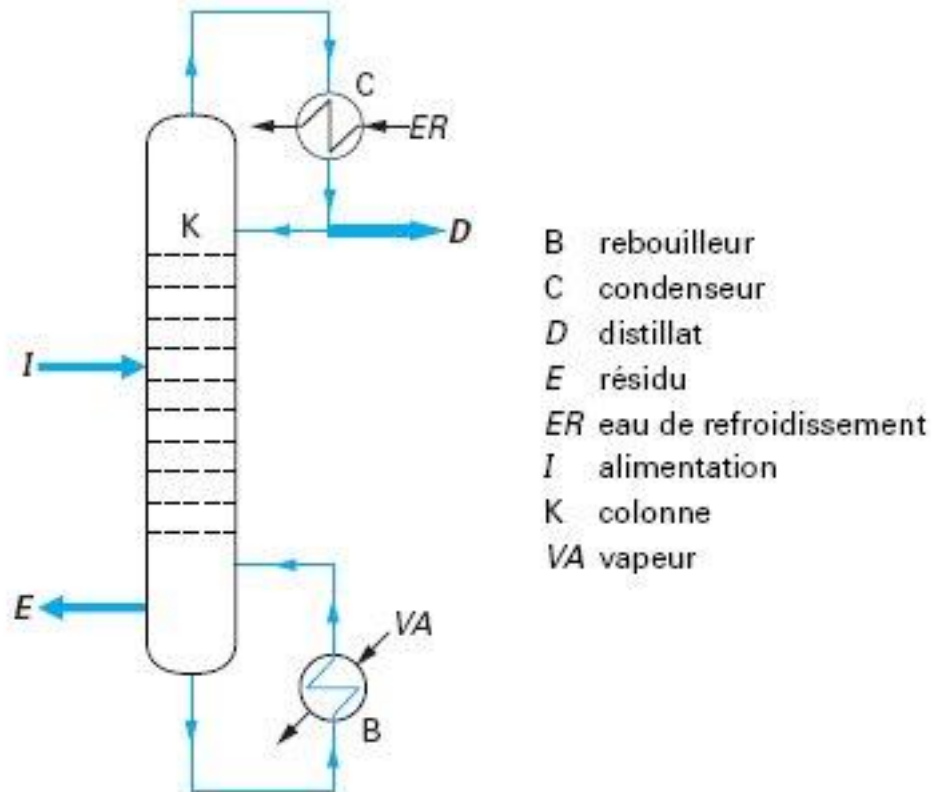


Figure N°IV-6: Schéma de colonne binaire.

Le mélange à distiller (alimentation ou charge) est introduit dans la colonne **K** à un niveau déterminé de façon à obtenir au mieux la séparation désirée. Dans la colonne, le liquide se déplace par gravité de haut en bas ; la vapeur se déplace de bas en haut grâce à l'énergie de pression qui est aussi utilisée pour la dispersion de la vapeur au sein du liquide dans le cas où la colonne est équipée de plateaux. Le liquide arrivant en fond de colonne est partiellement vaporisé dans le rebouilleur **B** qui crée la phase vapeur nécessaire à la distillation.

Le liquide non évaporé est extrait en fond de colonne et constitue le résidu **E** (raffiné). La vapeur arrivant en tête de colonne est condensée dans le condenseur **C**.

Une partie des condensats est renvoyée en tête de colonne et constitue la phase liquide dans la partie supérieure de la colonne, c'est le reflux. Le reste est soutiré et constitue le distillat **D** (extrait). Ce distillat peut être entièrement ou partiellement gazeux si la colonne est équipée d'un condenseur partiel.

IV.8. DISTILLATION EN COLONNES COMPLEXES :

Dans certains cas où l'on n'exige pas une très grande pureté des produits intermédiaires, il est possible d'obtenir plus de deux produits dans une même colonne. On effectue un certain nombre de soutirages latéraux le long de la colonne en phase liquide ou en phase vapeur.[37]

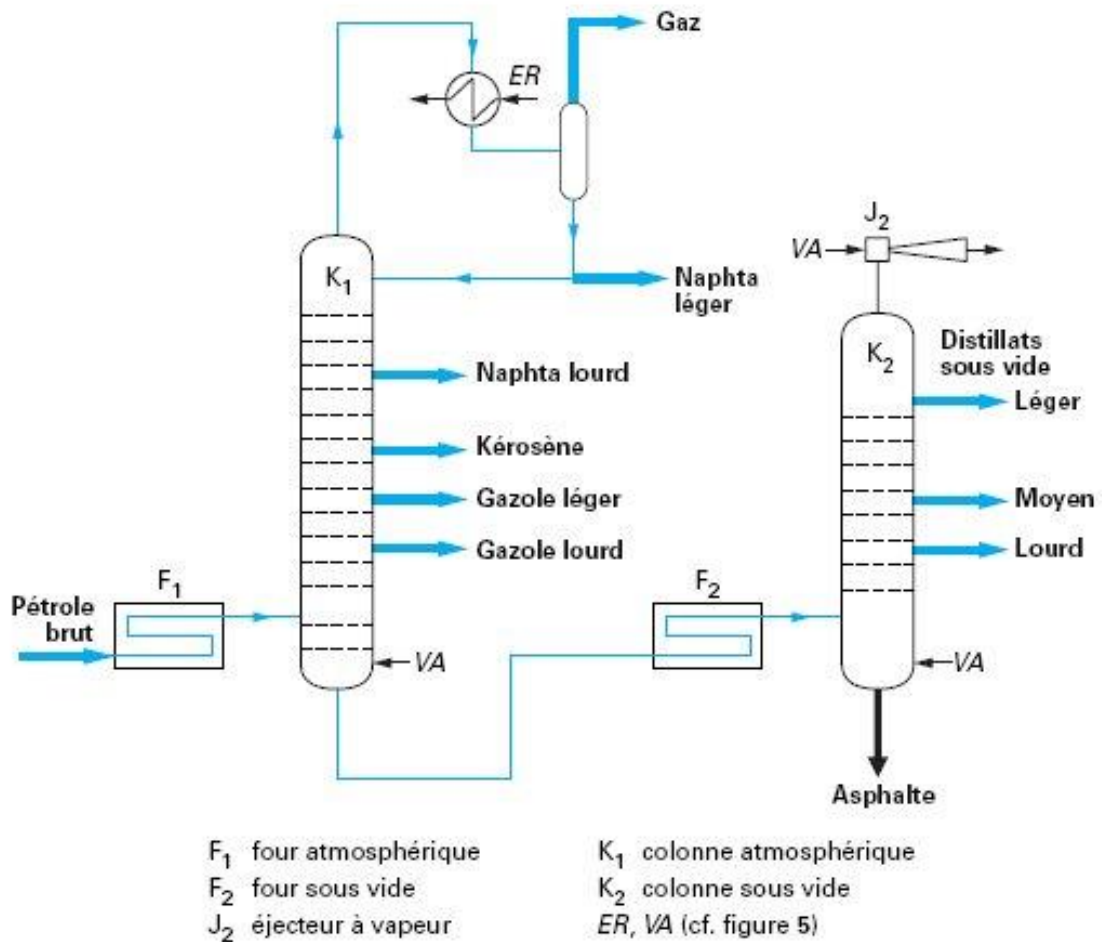


Figure N°IV-7 : Colonnes complexes utilisés dans le fractionnement du pétrole brut.

IV.9. LOIS FONDAMENTALES DE TRANSFERT DE MATIERE :

IV.9.1. Lois de DALTON :[40]

Considérons une phase vapeur composée de constituants auxquels on peut appliquer la loi des gaz parfaits, alors la pression partielle d'un constituant (p^v_i) est proportionnelle à la pression du système (P_T) et à sa concentration molaire (Y'_{in}) :

$$p^v_i = P_T Y'_{in} \dots \dots \dots (IV- 1)$$

Avec :

p_i^v : Pression partiel d'un constituant « i »

P_T : Pression du système.

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

IV.9.2. Lois de RAOULT et d'HENRY :

Les lois de Raoult et Henry ne sont applicables que pour les liquides. Considérons une phase liquide composée de constituants entièrement miscibles, On conçoit aisément que la tendance des molécules d'un constituant à s'échapper de la phase liquide soit proportionnelle à la concentration molaire de ce constituant à cette phase.

D'après la loi de RAOULT la pression partielle (p_i^L) d'un constituant est égale au produit de sa tension de vapeur (P_i) à l'état pur par sa concentration molaire en phase liquide : [40]

$$p_i^L = P_i \cdot X'_i \dots \dots \dots (IV- 2)$$

Avec :

p_i^L : Pression partiel d'un constituant « i »

P_i : Tension de vapeur du constituant « i »

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

Dans le cas des mélanges réels les constituants obéissent à la loi d'HENRY, d'après cette loi, la pression partielle d'un constituant, la température étant fixe, est proportionnelle à la concentration molaire du constituant dissout dans la phase liquide :

$$p_i^L = E_i \cdot X'_i \dots \dots \dots (IV- 3)$$

Avec:

E_i : constante d'Henry ; dépend de la nature du constituant et de la température à l'équilibre, les pressions partielles d'un même constituant dans les deux phases liquides et vapeur sont égales : [43]

$$p_i^L = p_i^V \dots \dots \dots (IV- 4)$$

Donc :

$$Y'_i = (P_i / P_T) \cdot X'_i \dots \dots \dots (IV- 5)$$

C'est l'équation d'équilibre

Avec :

$K_i = (P_i / P_T)$: Coefficient d'équilibre du constituant « i »

Pour un mélange de deux constituant A et B :

$$Y'_A = Y'_B = (K_A / K_B) \cdot (X'_A / X'_B) \dots \dots \dots (IV- 6)$$

$$\alpha = (K_A / K_B) \dots \dots \dots (IV- 7)$$

Avec :

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

IV.10. GENERALITE SUR LES EQUILIBRES LIQUIDE-VAPEUR :

IV.10.1. Notations :

x_i : fraction molaire du constituant i dans la phase liquide.

y_i : fraction molaire du constituant i dans la phase vapeur.

T : température absolue des phases vapeur et liquide en équilibre thermodynamique.

p : pression absolue totale de la phase vapeur.

p_i : pression partielle absolue du constituant i dans la phase vapeur.

Π_i : tension de vapeur du constituant i à la température T .

α_{ij} : volatilité relative des constituants i et j . [44]

IV.10.2. Lois de tension de vapeur :

IV.10.2.1. Loi de Clapeyron :

Π_0 : tension de vapeur à T_0

Π : tension de vapeur à T

Λ : chaleur molaire de vaporisation.

$$\ln \frac{\Pi}{\Pi_0} = \frac{1}{R} \times \left(\frac{1}{T_0} - \frac{1}{T} \right)$$

A partir des coordonnées critiques :

$$\ln \frac{\Pi}{\Pi_c} = \frac{1}{R} \times \left(\frac{1}{T_c} - \frac{1}{T} \right) = \frac{1}{R T_c} \times \left(1 - \frac{T_c}{T} \right)$$

IV.10.2.2. Loi d'Antoine :

$$\ln \Pi = A - \frac{B}{t+C}$$

IV.10.3. Expression à partir des coordonnées réduite :

T : température du constituant.

T_c : température critique du constituant.

T_r : température réduite du constituant.

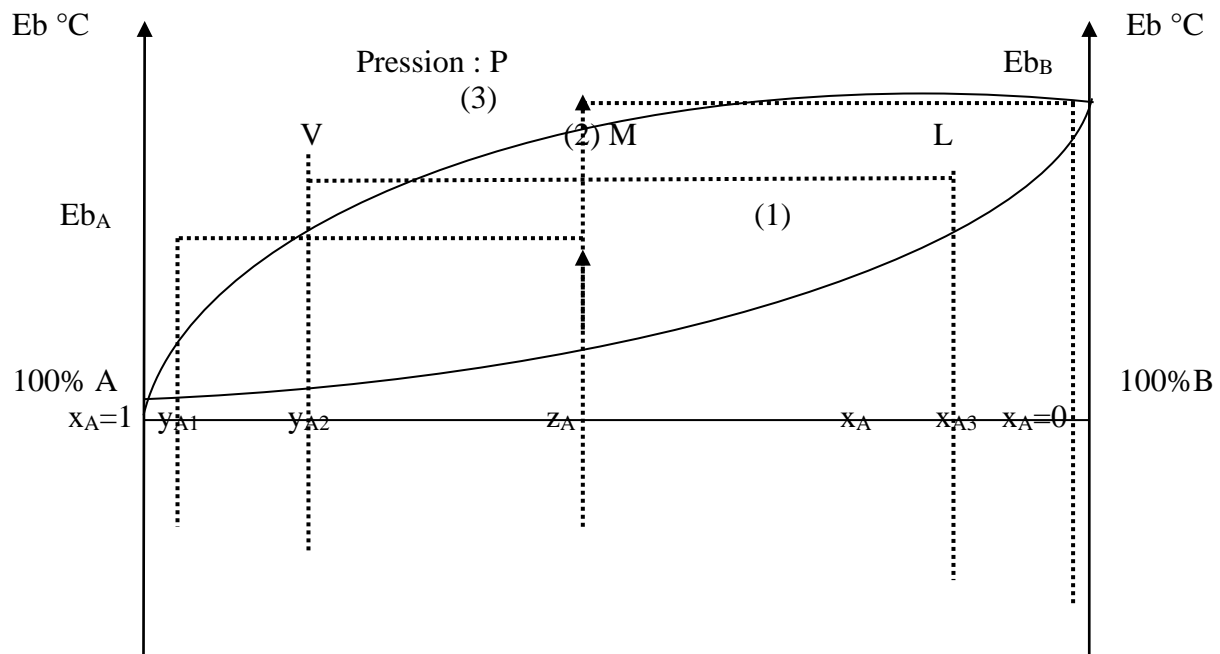
Π_c : Pression critique du constituant.

Π_r : tension de vapeur réduite Π/Π_c à T .

α : coefficient dépendant de la valeur du facteur de compression de z_c au point critique.

$$\ln \Pi_r = \alpha \times \ln T_r - 0.0838 \times (\alpha - 3.75) \times \frac{36}{T_r} - 35 - T_r^6 + 42 \times \ln T_r$$

IV.10.4. Diagrammes et courbes d'équilibre, cas du mélange binaire : [45]



Chauffons le mélange A-B de composition molaire z_A dans un ébulliomètre, sous la pression P.

Arrivé en (1), le mélange commence à bouillir, il a atteint sa température de bulle.

La composition du liquide est encore z_A , car il n'y a qu'une quantité infime évaporée.

L'analyse de la vapeur en équilibre avec le liquide de composition z_A montre la composition y_{A1} .

Continuons de chauffer : au point (2), coexistent une phase liquide de composition x_{A2} en équilibre avec la vapeur de composition y_{A2} . Les compositions sont déterminées par prélèvement et analyse.

Chauffons toujours : au point (3), le liquide est totalement évaporé aux dernières gouttes près.

Ces dernières gouttes ont la composition x_{A3} , et la vapeur a la composition du mélange de départ, puisque tout est presque évaporé.

IV.10.5. Courbe d'équilibre dans le cas de l'équilibre liquide-vapeur idéal, phase vapeur gaz parfait : [41]

$$\sum x_i = 1, \quad \sum y_i = 1$$

$$P_i = (n_{iv} / \sum n_{iv}) * P$$

$$y_i = P_i / P$$

à la température T, $P_i = \Pi_i * x_i$

$$y_i = (\Pi_i / P_i) * x_i = K_i * x_i \quad \text{avec } K_i = \Pi_i / P$$

à la température T, $\alpha_{ij} = \Pi_i / \Pi_j$

IV.10.5.1. Cas du binaire :

Soit y la fraction molaire du constituant le plus volatil, et $\alpha_{1,2} = \Pi_1 / \Pi_2 = \alpha$ à T :

$$y_1 = K_1 * x_1$$

$$y_2 = 1 - y_1 = K_2 * (1 - x_1)$$

$$\frac{y_1}{y_2} = \frac{K_1 x_1}{K_2 (1-x_1)} = \frac{\Pi_1 x_1}{\Pi (1-x_1)}$$

$$y = \frac{\alpha x}{1+(\alpha-1)x}$$

IV. 10.6. Bilan matière et thermique autour d'une colonne à distiller :

IV.10.6.1. Bilan matière de la colonne et des ses zones :

Les bilans matière pour la colonne entière et pour le constituant « i » Quelconque s'écrivent :

$$L = D + R \dots \dots \dots (IV- 8)$$

Avec :

L : Débit molaire de la charge

D : Débit molaire du Distillat.

R : Débit molaire du Résidu.

Donc : Le bilan matière partiel du constituant « i » peut s'écrire en composition massique ou molaire comme suit : [46]

$$L x'_{Li} = D y'_{Di} + R x'_{Ri} \dots \dots \dots (IV- 9)$$

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

$$L/(y'_{Di} - x'_{Ri}) = D/(x'_{Li} - x'_{Ri}) = R/(y'_{Di} - x'_{Li}) \dots \dots \dots (IV- 10)$$

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

IV.10.6.2. Bilan matière de la zone de rectification :

$$G = g + D \dots \dots \dots (IV-11)$$

Avec :

G : Débit pondéral de vapeur traversant un sectionnement entre deux plateaux de la colonne.

g : Débit molaire du liquide traversant un sectionnement.

D : Débit molaire du distillat.

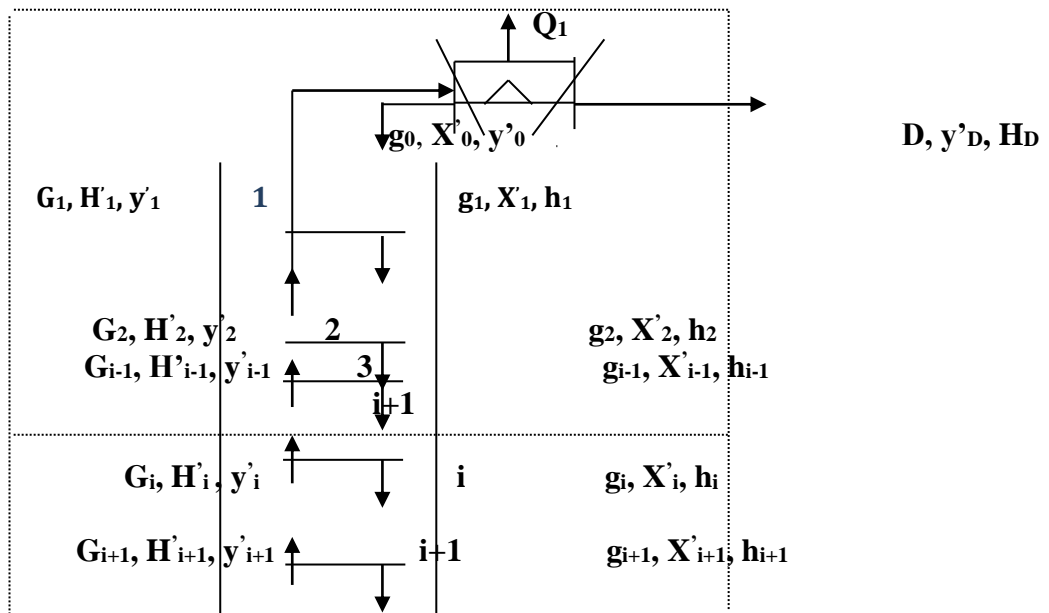


Figure N°IV-8 : schéma descriptif du fonctionnement de la zone de rectification

Donc :

$$G y'_{ni} = g \cdot x'_{(n-1)i} + D \cdot y'_{Di} \dots \dots \dots (IV-12)$$

Appliquant la loi de LEVIER, on trouve :

$$G/(y'_{Di} - x'_{(n-1)i}) = g/(y'_{Di} - y'_{ni}) = D/(y'_{ni} - x'_{(n-1)i}) \dots \dots \dots (IV-13)$$

A partir de cette équation, on trouve :

$$y'_{ni} = m \cdot x'_{(n-1)i} + (1-m) \cdot y'_{Di} \dots \dots \dots (IV-14)$$

$$y' = r_f/(r_f+1) \cdot x' + (1/(r_f+1)) \cdot y'_{Di} \dots \dots \dots (IV-15)$$

On note que :

$$r_f = g/D \text{ et } m = r_f/(r_f+1) \dots \dots \dots (IV- 16)$$

Avec :

r_f : le taux de reflux.

$$g_m = g_k + g_o = G_k + R \dots \dots \dots (IV - 23)$$

$$g_m x'_{mi} = g_o \cdot x'_{oi} + g_k \cdot x'_{ki} \dots \dots \dots (IV - 24)$$

$$g_m x'_{mi} = G_k \cdot y'_{ki} + R \cdot x'_{Ri} \dots \dots \dots (IV - 25)$$

De même la valeur G_m alimentant la zone de rectification est la somme de la valeur G_k et de la phase G_o , ainsi le bilan matière sera effectuer juste au dessous du plateau inférieur de la zone de rectification.

$$G_m = G_k + G_o = g_k + D \dots \dots \dots (IV - 26)$$

$$G_m y'_{mi} = G_o \cdot y'_{oi} + G_k \cdot y'_{ki} \dots \dots \dots (IV - 27)$$

$$G_m y'_{mi} = g_k \cdot x'_{ki} + D \cdot y'_{Di} \dots \dots \dots (IV - 28)$$

IV.10.7. Utilisation de la volatilité relative:

Dans les calculs de la rectification des mélanges complexes, on sera amené à effectuer des séries de calcul d'équilibre pour chaque zone.

Pour éviter le travail lent et fastidieux des approximations successives, on peut utiliser une méthode simplifiée et rapide donnant une précision assez suffisante.

Cette méthode fait intervenir la notion de la volatilité relative α_i étant le rapport des coefficients d'équilibre du constituant i à celui d'un constituant de référence choisit généralement comme étant l'élément le plus lourd (le moins volatile du mélange).

IV.10.8. Choix de la pression dans la colonne :

Quelle que soit la complexité du mélange à séparer, le choix de la pression est avant tout un problème économique. On sait qu'à faible pression la sélectivité de la séparation sera meilleur et que l'on évitera l'altération thermique des produits, mais on contrepartie, à faible pression il faut condenser à basse température les vapeurs de tête pour obtenir le reflux liquide à sa température de bulle, donc c'est le choix du fluide réfrigérant qui va imposer la pression dans la colonne. En générale, on utilise une source froide, bon marché et abondante (eau douce, eau de mer ou l'air) qui permet d'obtenir un condensât de **30 à 45°C** environ.

La pression dans la colonne sera alors au moins égale à la pression de bulle à ces températures.

Lorsque le distillat est constitué de constituants très légers, il est nécessaire (car à la température ordinaire on se trouve au dessus de la température critique du distillat) de faire appel à une réfrigération artificielle (utilisation d'une machine frigorifique) pour travailler à basse température quelque soit la pression de service.[48]

La température de la condensation totale des vapeurs du distillat doit être prise moins 15 à 20°C plus grande que celle du fluide réfrigérant, ainsi la pression dans le ballon de reflux P_b est déterminée d'après l'équation de l'isotherme de la phase liquide, par approximation successive.

$$\sum K_i \cdot x'_i = 1 \dots \dots \dots (IV - 29)$$

La pression au sommet, au fond et dans la zone d'alimentation de la colonne sera respectivement :

$$P_s = P_L - \Delta P_1 \dots \dots \dots (IV - 30)$$

Or : $\Delta P_1 : (0,1 - 0,4)$

ΔP_1 : perte de charge due aux résistances des conduites et du condenseur.

$$P_f = P_L + \Delta P_2 \dots \dots \dots (IV - 31)$$

Or : $\Delta P_2 : (0,3 - 0,5)$

ΔP_2 : perte de charge due aux résistances des plateaux.

Par conséquent, la pression dans la zone d'alimentation sera :

$$P_L = (P_s + P_f) / 2 \dots \dots \dots (IV- 32)$$

IV.10.9. Régime de la température dans la colonne :

A la pression de service P_s (pression du sommet de la colonne), la température au sommet de la colonne est déterminée par approximation successive à partir de l'équation de l'isotherme de la phase vapeur :[49]

$$\sum(Y'_{Di}/K_i)=1 \dots \dots \dots (IV- 33)$$

La température au fond de la colonne (dans le rebouilleur doit être calculer comme la température de bulle du Résidu à la pression P_f) Est déterminer par approximation successive à partir de l'équation de l'isotherme de la phase liquide.[50]

$$\sum(K_i \cdot X_{R',i})=1 \dots \dots \dots (IV- 34)$$

Et pour la température de la charge, elle peut être déterminée en trois cas :

Si l'est à l'état liquide, on utilise l'équation suivante :

$$\sum(K_i \cdot X_{L,i})=1 \dots \dots \dots (IV- 35)$$

Si l'est à l'état vapeur, on utilise l'équation suivante :

$$\sum(Y'_{L,i}/K_i)=1 \dots \dots \dots (IV- 36)$$

Si l'est à l'état liquide-vapeur, on utilise l'équation suivante :

$$\sum X'_{0,i} = \sum [X'_i / 1 + e'(K_i-1)] = 1 \dots \dots \dots (IV- 37)$$

$$(Y'_{0,i} / X'_{0,i}) = K_i \dots \dots \dots (IV- 38)$$

Ou :

e : Taux de vaporisation.

$X_{L,i}$: Concentration molaire de constituant « i » dans la charge.

$Y_{0,i}$: Concentration molaire de constituant « i » dans la phase liquide.

$X'_{0,i}$: Concentration molaire de constituant « i » dans la phase vapeur.

IV. 10.10. Taux de vaporisation et composition des phases liquides et vapeurs de la charge :

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

D'après la définition de taux de vaporisation et de condensation de la charge, on a :

$$e_o' = G_o / L \quad \text{d'où} : G_o = e_o' \cdot L \dots \dots \dots (IV- 39)$$

$$r_o' = g_o / L \quad \text{d'où} : g_o = r_o' \cdot L \dots \dots \dots (IV- 40)$$

e_o' : Taux de vaporisation molaire de la charge

r_o' : Taux de condensation molaire de la charge.

G_o : Débits molaires de la phase liquide de la charge.

g_o : Débits molaires de la phase vapeur de la charge.

A la pression et la température donnée, le taux de vaporisation ainsi que la composition des phases de la charge sont déterminées par approximation successive d'après l'équation connue de **TREGOUBOV**.

$$\sum x'_{oi} = \sum [X'_{Li} / 1 + e(K_i-1)] = 1 \dots \dots \dots (IV- 41)$$

Ou :

$$r_o' + e_o' = 1 \dots \dots \dots (IV- 42)$$

Cette dernière équation peut être utilisée également pour déterminer la température de la charge si l a pression et (e_o') sont connus.

IV.10.10.1. Choix du taux de reflux :

Le taux de reflux détermine les dimensions de l'équipement et les dépenses énergétiques au sommet et au fond de la colonne.

IV.10.10.2. Fonctionnement à reflux minimal :

Le fonctionnement à reflux minimal correspond à un nombre infini de plateaux pour la séparation spécifiée, donc d'après la formule d'**UNDERWOOD** généralement, on détermine le taux de reflux minimal suivant l'équation :

$$(r_f)_{\min} = \varphi \sum (Y_{Di} / \alpha_{Li} - \varphi) \dots \dots \dots (IV- 43)$$

$$(r_b)_{\min} = \varphi \sum (\alpha_{Li} \cdot X'_{R,i} / \alpha_{Li} - \varphi) \dots \dots \dots (IV- 44)$$

Où :

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

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

$$(r_b)_{\min} = [(D(r_f)_{\min} / L) + (1 - e'_{o}) - (R/L)] / (R/L) \dots \dots \dots (IV- 45)$$

IV.10.10.3. 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).[48]

Pour ces calculs approximatifs, on peut utiliser la formule proposée par **GILLILAND** :

$$[(r_f)_{\text{opt}} - (r_f)_{\min}] / [(r_f)_{\text{opt}} + 1] = 0,1 \div 0,33 \dots \dots \dots (IV-46)$$

Donc on aura :

$$(r_f)_{\text{opt}} = 1,3 \cdot (r_f)_{\min} + 0,30 \dots \dots \dots (IV- 47)$$

IV.10.11. Bilan thermique de la colonne :

L'établissement du bilan thermique de la colonne peut être nécessaire pour déterminer :[51]

- La quantité de chaleur à apporter au rebouilleur.
- La quantité de chaleur à retirer au condenseur.

Ainsi que pour vérifier :

- Le débit de fluide chauffant et le débit de fluide refroidissant
- Le débit de reflux

La somme des flux enthalpiques entrants doit être égale à la somme des flux enthalpiques sortants.

Les flux enthalpiques entrant sont généralement :

- La chaleur apportée au rebouilleur.
- Le flux enthalpique des produits alimentant la distillation.

Les flux enthalpiques sortant sont généralement :

- La chaleur retirée au condenseur.
- Les flux enthalpiques des produits extraits de la distillation.

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

$$L \cdot h_L + Q_{Rb} = D \cdot h_D + R \cdot h_R + Q_{Con} \dots \dots \dots (IV- 48)$$

Avec :

$$h_L = \epsilon_0 \cdot H_0 + (1 - \epsilon_F) \cdot h_0 \dots \dots \dots (IV- 49)$$

$$Q_R = G_R \cdot (H_R - h_R) \dots \dots \dots (IV- 50)$$

$$Q_{Con} = (D + g_x) \cdot (H_D - h_D) \dots \dots \dots (IV- 51)$$

On a :

- Q_{Rb} : Charge thermique du rebouilleur.(Kcal/h).
- Q_{Con} : Charge thermique du condenseur.(Kcal/h).
- e_0 : Taux de vaporisation de la charge (% molaire).
- H_0 : Enthalpie de la phase vapeur de la charge (Kcal/Kmole).
- h_0 : Enthalpie de la phase liquide de la charge (Kcal/Kmole).

- h_D : Enthalpie du distillat à l'état liquide. (Kcal/Kmol).
- H_D : Enthalpie du distillat à l'état vapeur. (Kcal/Kmol).
- h_R : Enthalpie du résidu à l'état liquide (Kcal/Kmol.).
- H_R : Enthalpie de l'effluent provenant du rebouilleur (Kmol/h).
- h_r : Enthalpie de la phase liquide qui sort du four.(Kmol/Kmol).
- G_R : Débit de l'effluent provenant du rebouilleur (Kmol/h).
- g_x : Débit du reflux liquide froid (Kmol/h).

A partir du bilan thermique de la colonne :

$$g_x = (r_f)_{opt} \cdot D \dots \dots \dots (IV- 52)$$

$$G_x = (r_b)_{opt} \cdot R \dots \dots \dots (IV- 53)$$

Avec :

$(r_b)_{opt}$: le taux de rebouillage optimal est défini par :

$$(r_b)_{opt} = [(D \cdot (r_f)_{opt} / L) + (1 - e^{\theta}) - (R/L)] / (R/L) \dots \dots \dots (IV- 54)$$

IV.10.12. Méthode de Mac Cabe et Theile:

- Méthode graphique approximative.

Son avantage : donner une solution approchée d'un problème si l'on connaît le diagramme d'équilibre du mélange binaire.

- Hypothèses de Lewis, à la base de cette méthode, sont:

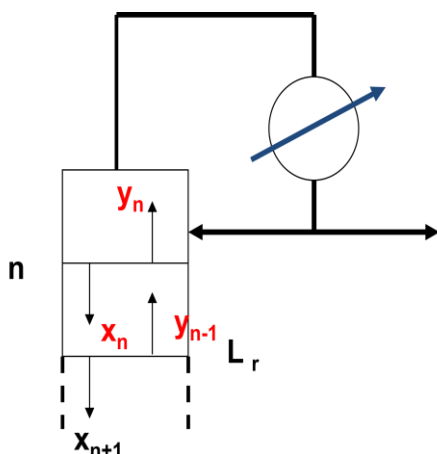
1/ la colonne est adiabatique: pas d'échange de chaleur avec le milieu extérieur, c.-à-d. que la colonne est calorifugée pour éviter les pertes calorifiques par les parois.

2/ les chaleurs molaire de vaporisation des deux constituants sont égales.

3/ la chaleur de mélange des deux constituants en phase liquide est nulle.

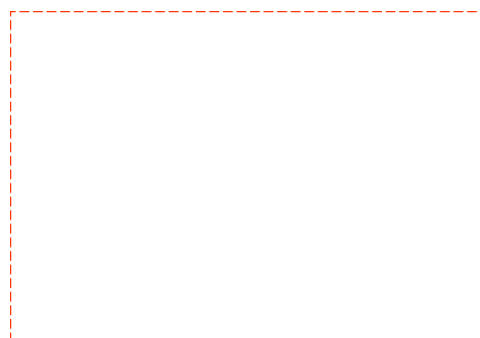
4/ l'équilibre L-V est atteint sur chaque plateau de la colonne (étage théorique).

- Cela signifie que la chaleur apportée au plateau "p" par la condensation d'une mole de vapeur, venant du plateau inférieur, compense exactement la quantité de chaleur nécessaire à l'évaporation d'une mole de liquide de ce même plateau.
- Il en résulte que le débit molaire descendant de liquide et le débit ascendant de vapeur sont tout les deux constants, d'une part dans la section concentration, d'autre part, dans la section épuisement.[52]



IV.10.12.1. Étude de la section concentration :

Soit le système formé par le condenseur et le plateau "n"



Le bilan de matière pour le constituant le + volatil s'écrit:

- plateau n : $V \cdot y_{n-1} = L \cdot x_n + D \cdot x_D$
- plateau n-1 : $V \cdot y_{n-2} = L \cdot x_{n-1} + D \cdot x_D$

- Il existe donc une relation linéaire entre la composition de la vapeur d'un plateau et celle du liquide du plateau supérieur:

$$y = \frac{L}{V} \cdot x + \frac{D}{V} \cdot x_D$$

- Or, le bilan sur le condenseur s'écrit:

$$V = L + D$$

- D'où: $L \cdot x_n + D \cdot x_D = (L + D) y_{n-1}$

- En divisant chaque membre de cette équation par D, on exprime les coefficients en fonction du taux de reflux défini par: $R=L/D$

$$y_{n-1} = \frac{R}{R+1} \cdot x_n + \frac{1}{R+1} \cdot x_D \dots\dots\dots(IV - 55)$$

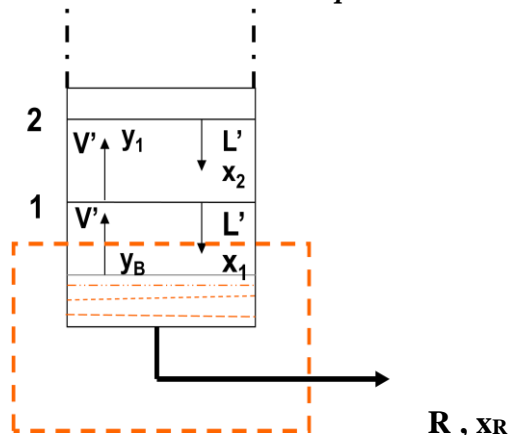
- C'est l'équation de la droite de concentration.

- D'autre part, l'hypothèse des plateaux théoriques permet d'écrire pour un plateau quelconque "n"

$$\frac{y_n}{1-y_n} = \alpha \cdot \frac{x_n}{1-x_n} \dots\dots\dots (IV - 56)$$

Nous disposons ainsi d'un système de deux relations (IV- 55) et (IV-56) qui permet de calculer par récurrence la composition d'un plateau de la section concentration à partir de la composition connue: $x_D = y_n$ du distillat.[53]

IV.10.12.2. Étude de la section épuisement :



Bilan matière sur un système formé par le bouilleur et un plan situé entre le bouilleur et le plateau 1, Il vient:

$$L' \cdot x_1 = V' \cdot y_B + R \cdot x_R$$

De même, un bilan sur un système formé par le bouilleur et un plan situé entre deux plateaux p et p+1 s'écrit:

$$V' \cdot y_p = L' \cdot x_{p+1} - R \cdot x_R$$

- Ou encore:

$$y = \frac{L'}{V'} \cdot x - \frac{R}{V'} \cdot x_R$$

Relation de la droite opératoire d'épuisement de pente L'/V' .

- Nous obtenons encore une relation linéaire entre y_p et x_{p+1} qui doit nous permettre de calculer la composition des plateaux successifs, en utilisant simultanément la relation d'équilibre sur chaque plateau:

$$\frac{y_p}{1-y_p} = \alpha \cdot \frac{x_p}{1-x_p}$$

- En partant, cette fois, du bouilleur dont la composition x_R est une donnée, et en remontant progressivement jusqu'au plateau d'alimentation.

IV.10.12.3. Intersection des deux droites :

- Rappelons l'expression des deux droites:

$$\text{Concentration: } y_{n-1} = \frac{R}{R+1} \cdot x_n + \frac{1}{R+1} \cdot x_D$$

$$\text{Épuisement: } y = \frac{L'}{V'} \cdot x - \frac{R}{V'} \cdot x_R$$

- Rappelons les relations résultant de l'hypothèse d'une alimentation se faisant à son point de bulle:

$$L' = L + F \quad \text{et} \quad V' = V$$

- En soustrayant membre à membre les deux équations, il vient:[54]

$$0 = (L - L') \cdot x + D \cdot x_D + R \cdot x_R$$

- Soit: $F \cdot x = D \cdot x_D + R \cdot x_R$

- Or, la relation de bilan matière global est:

$$F \cdot g_F = D \cdot x_D + R \cdot x_R$$

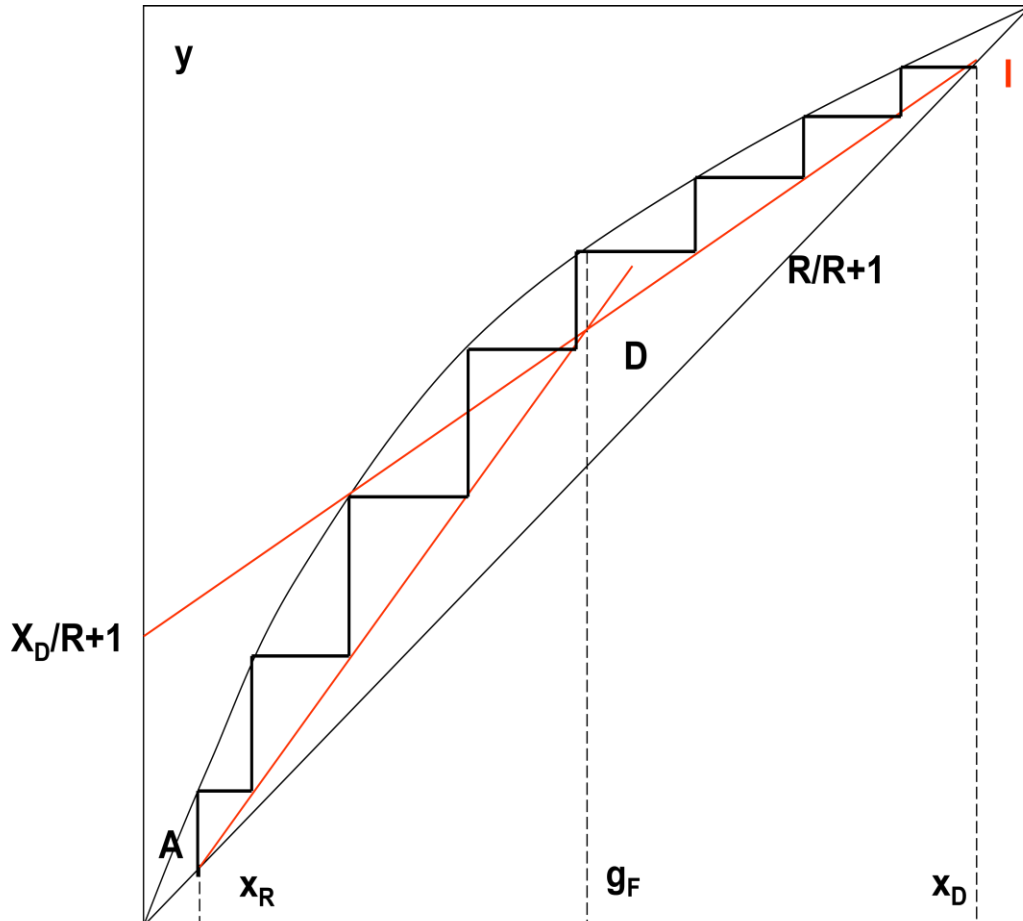
- L'intersection des deux droites a donc pour abscisse:

$$x = g_F : \text{composition de l'alimentation}$$

IV.10.12.4. Construction graphique:

- Considérons le diagramme d'équilibre (x,y).
- La droite opératoire de la section de concentration passe par le point I de coordonnées $x = y = x_D$.
- Sa pente est donnée par $R/(R+1)$ (=1 pour $R \infty$, c-à-d à reflux total).
- Son ordonnée à l'origine a pour valeur $x_D/(R+1)$
- La droite d'épuisement passe par le point $x = y = x_R$.

- Dans le cas d'une alimentation liquide à sa T° d'ébullition, les deux droites se coupent au point d'abscisse $x = g_F$.
- On obtient une méthode graphique permettant de résoudre rapidement ce problème de récurrence. Le nombre de plateaux théoriques est déterminé en traçant les gradins successifs de A à I (ou de I à A). Le 1^{er} gradin correspond au bouilleur (x_R, y_B). [58]



- **Nombre de plateaux réels :**

Nombre de plateaux réels dans la colonne est donné par :

$$N_{\text{réel}} = N_R - N_E / \eta$$

η : Efficacité moyenne des plateaux réels.

La zone de rectification :

$$N_{R \text{ réel}} = N_R / \eta$$

La zone d'épuisement :

$$N_{E \text{ réel}} = N_E / \eta \quad \text{avec : } \eta < 1$$

IV.10.13. Calcul du nombre minimal de plateaux: méthode de Fenske:

Quelque soit la complexité du mélange, multiconstituant, équilibre non idéal, on peut calculer le nombre minimal de plateaux.

En effet, pour un constituant les bilans matières et d'équilibre se réduisent à:

$$x_D = y_1 = K_1 x_1, \quad \text{avec } K_1 = \Pi_1 / P$$

$$x_1 = y_2 = K_2 x_2$$

$$X_{n-2} = y_{n-1} = K_{n-1} x_{n-1}, \quad \text{avec } K_1 = \Pi_{n-1} / P$$

$$X_{n-1} = y_n = K_n x_n$$

$$X_n = y_R = K_R x_R$$

En multipliant membre à membre, il vient:

$$x_D = K_1 K_2 \dots K_n K_R x_R.$$

considérons maintenant le constituant i du mélange et un autre constituant j du même mélange qui va servir de référence.[38]

$$x_{iD} = K_{i1} K_{i2} \dots K_{in} K_{iR} x_{iR}; \quad x_{iD} = \frac{\Pi_{i1}}{P} \times \dots \times \frac{\Pi_{in}}{P} \times \frac{\Pi_{iR}}{P} \times x_{iR}$$

$$x_{jD} = K_{j1} K_{j2} \dots K_{jn} K_{jR} x_{jR}; \quad x_{jD} = \frac{\Pi_{j1}}{P} \times \dots \times \frac{\Pi_{jn}}{P} \times \frac{\Pi_{jR}}{P} \times x_{jR}$$

$$\frac{x_{iD}}{x_{jD}} = \frac{K_{i1}}{K_{j1}} \times \dots \times \frac{K_{in}}{K_{jn}} \times \frac{K_{iR}}{K_{jR}} \times \frac{x_{iR}}{x_{jR}}; \quad \frac{x_{iD}}{x_{jD}} = \alpha_1 \times \alpha_2 \times \dots \alpha_n \times \alpha_R \times \frac{x_{iR}}{x_{jR}}$$

Introduisons la volatilité moyenne entre i et j le long de la colonne:

$$\frac{x_{iD}}{x_{jD}} = (\alpha_m)^{n+1} \times \frac{x_{iR}}{x_{jR}}$$

D'où:

$$n_m = \frac{\ln \frac{x_{iD}}{x_{iR}} - \ln \frac{x_{jD}}{x_{jR}}}{\ln \alpha_m}$$

IV.10.13.1. Equation de Fenske dans le cas des binaires:

$$i = 1, j = 2$$

$$x_1 = 1 - x_2$$

$$n_m = \frac{\ln \frac{x_D}{1-x_D} - \ln \frac{x_R}{1-x_R}}{\ln \alpha_m}$$

VI.1. INTRODUCTION :

L'objectif des calculs de cette partie de notre travail est d'établir les conditions de fonctionnement qui regroupent les paramètres d'exécution de la distillation de la société nationale de la pétrochimie (ENIP) d'Arzew et les exigences qualitatives et quantitatives de produit soutiré (méthanol raffiné) pour un traitement de 435 t/j de méthanol brut.

On établira les bilans de matière et thermique de la colonne V602. En commençant par un calcul de nombre de plateau. Et ensuite un calcul dimensionnel de la colonne (les paramètres actuels).

VI.2. EQUIPEMENTS ET CARACTERISTIQUES TECHNIQUES :[2]

Diamètre de la colonne(m)	= 2.540
Espace entre les plateaux (m)	= 0.460
Diamètre de trou (m)	= 6.75×10^{-3}
Surface des trous (m ²)	= 0.279
Nombre de passe	= 1
Type de déversoir	= droit
Hauteur de déversoir (m)	= 0.468
Largeur de déversoir (m)	= 0.425
Espacement libre de déversoir (m)	= 0.018
Hauteur de barrage de sortie (m)	= 0.025
Diamètre de trou d'homme (m)	= 0.450
Pas des trous (m)	= triangulaire de 0.019
Nature des fluides	= méthanol + eau

Pression de servir (bar)	= 1.95
Température de service (°C)	= 119
Isolation (calorifuge) (m)	= 0.050
Hauteur de la colonne (m)	= 32.42
Nombre de plateaux	= 63

VI.3. DONNEES DE CALCUL:

Pression au sommet de la colonne (Kg/cm ²)	= 1.54
Pression au fond de la colonne (Kg/cm ²)	= 1.94
Différence de pression de la colonne (Kg/cm ²)	= 0.40
Pression dans le ballon de reflux (Kg/cm ²)	= 1.24
Température au sommet de la colonne (°C)	= 74
Température au fond de la colonne (°C)	= 120
Nombre de plateaux	= 63
Débit massique de l'alimentation (Kg/h)	= 18162.39
Température de l'alimentation (°C)	= 86
Pression de l'alimentation (Kg/cm ²)	= 4
Plateau de l'alimentation	= 16
Débit de reflux (Kg/cm ²)	= 32000
Débit de distillat (Kg/h)	= 14166.66
Débit de vapeur d'eau du fond (Kg/h)	= 3996

VI.4. BILAN DE MATIERE DE LA COLONNE V602:

Le débit massique de fonctionnement est de 18162,39 (Kg/h). Les résultats obtenus à partir de bilan matière sur la colonne de distillation sont résumés dans le tableau suivant :

Tableau N°VI-1 : le bilan matière de la colonne

Produits	% massique	Débit (Kg/h)
Entrée		
Méthanol brut	100	18162.39
Total	100	18162.39
Sortie		
Méthanol raffiné	78	141466.66
Résidu (eau)	22	3995.73
Total	100	18162.39

➤ *Masse moléculaire moyenne :*

$$M_m = \sum M_i \times X_{Fi} \dots\dots\dots(VI - 1)$$

$$Mm = \frac{1}{\sum \frac{X_{Fi}}{M_i}} \dots\dots\dots(VI - 2)$$

➤ **Concentration massique:**

$$X_{Fi} = \frac{M_i \cdot X_{Fi}'}{Mm} \dots\dots\dots(VI - 3)$$

➤ **Débit massique d'un constituant :**

$$F_i = X_i \times \sum F_i \dots\dots\dots (VI - 4)$$

➤ **Débit molaire d'un constituant:**

$$F_i' = \frac{F_i}{M_i} \dots\dots\dots (VI-5)$$

VI.4.1. Composition, débit massique et débit molaire de l'alimentation :

$$F_i = 18162.39 \text{ Kg/h}$$

$$t_F = 86 \text{ }^\circ\text{C}$$

Tableau N°VI-2 : Composition, débit massique et débit molaire de l'alimentation

						Débits	
charge	Constituant	M _i	X _i	$\frac{X_i}{M_i}$	X _i '	F _i (Kg/h)	F _i ' (K mole/h)
1	CH ₃ OH	32	0.78	0.0244	0.6660	14166.67	221.99
2	H ₂ O	18	0.22	0.0122	0.3340	3995.73	442.70
Total			1.00	0.0366	1.0000	18162.39	664.69

Calcul de la masse moléculaire moyenne d'après l'équation (VI - 2) :

$$Mm = \frac{1}{\frac{X_{CH_3OH}}{M_{CH_3OH}} + \frac{X_{H_2O}}{M_{H_2O}}}$$

A.N :

$$Mm = \frac{1}{\frac{0.78}{32} + \frac{0.22}{18}}$$

$$Mm = 27.324 \text{ kg/Kmole}$$

VI.4.2. Composition, débit massique et débit molaire de distillat:

$$D = 14166.66 \text{ Kg/h}$$

t = 74 °C

Tableau N°VI-3: Composition, débit massique et débit molaire de distillat

						Débits	
charge	Constituant	M _i	X _i	$\frac{X_i}{M_i}$	X _i '	D _i (Kg/h)	D _i ' (Kmole/h)
1	CH ₃ OH	32	0.985	0.0308	0.974	13954.17	436.07
2	H ₂ O	18	0.015	0.0008	0.026	212.49	11.80
Total			1.000		1.000		

$$M_m = \frac{1}{\sum \frac{X_i}{M_i}} = \frac{1}{\frac{X_{CH_3OH}}{M_{CH_3OH}} + \frac{X_{H_2O}}{M_{H_2O}}}$$

A.N:

$$M_m = \frac{1}{\frac{0.985}{32} + \frac{0.015}{18}} = 31.64 \text{ Kg/Kmole}$$

Avec :

$$D_i = D \times X_i$$

$$D_i' = \frac{D_i}{M_i}$$

VI.4.3. Composition, débit massique et débit molaire de résidu:

R = 3995.73 Kg/h

t = 120°C

Tableau N°VI-4: Composition, débit massique et débit molaire de résidu

						Débits	
charge	Constituant	M _i	X _i	$\frac{X_i}{M_i}$	X _i '	R _i (Kg/h)	R _i ' (Kmole/h)
1	CH ₃ OH	32	0.0001	3.125 10 ⁻⁵	0.0001	4,00	0,13
2	H ₂ O	18	0.9999	0.0555	0.9999	3991,73	221,76
Total			1.0000		1.0000		

M_m = 32 Kg/Kmole

R_i = R × X_i

$$Ri' = \frac{Ri}{Mi}$$

VI. 5. CALCUL DE LA PRESSION DANS LES DIFFERENTES ZONES DE LA COLONNE:

- *La pression dans le ballon de reflux*

$$P_b = 0.24$$

- *Pression au sommet de la colonne*

$$P_s = P_b + \Delta P_1$$

P_s : Pression au sommet de la colonne

ΔP_1 : Perte de charge

$$\text{Où } \Delta P_1 = [0,2 \div 0,5]$$

On prend $\Delta P_1 = 0,3$ bar. Alors : $P_s = 0,24 + 0,3 = 0.54$ bar.

- *La pression au fond de la colonne :*

$$P_f = P_s + \Delta P_2$$

P_f : Pression au fond de la colonne

ΔP_2 : Perte de charge due aux résistances des plateaux

$$\text{Où } \Delta P_2 = [0,2 \div 0,4].$$

On prend $\Delta P_2 = 0,4$ bar. Alors : $P_s = 0,54 + 0,4 = 0,94$ bar.

- *La pression dans la zone d'alimentation:*

$$P_L = P_s + \Delta P' \times np$$

$\Delta P'$: Pertes de charge au niveau de chaque plateau égale à 0.01

np : nombre de plateaux

$$P_1 = 0.54 + 0.01 \times 63 = 1.17 \text{ bar}$$

VI.6. CALCUL LE NOMBRE DE PLATEAUX DE LA COLONNE V602 :

VI.6.1. Application de la méthode de Mac Cabe et Thiele :

Les données de base :

	F	D	R	t (eb) °C
CH ₃ OH	78%	98.5 %	0.01%	64.85
H ₂ O	22%	0.015 %	99.9 %	100

- *Calcul de la tension de vapeur de chaque constituant d'après l'équation d'Antoine :*

$$\ln P_i^\circ = A_i - \frac{B_i}{T + C_i} \Rightarrow P_i^\circ = e^{A_i - \frac{B_i}{T + C_i}}$$

La température de l'alimentation : $t = 86 \text{ °C} = 359.15 \text{ K}$

- **Pour le méthanol :[59]**

$$A = 8.08097$$

$$B = 1582.271$$

$$C = 239.726$$

A.N :

$$P^{\circ}_{\text{CH}_3\text{OH}} = e^{8.08097 - \frac{1582.271}{359.15 + 239.726}}$$

$$P^{\circ}_{\text{CH}_3\text{OH}} = 230.189341 \text{ Torr} = 30.66414 \text{ KPa}$$

- **Pour l'eau:**

$$A = 8.07131$$

$$B = 1730.63$$

$$C = 233.426$$

A.N:

$$P^{\circ}_{\text{CH}_3\text{OH}} = e^{8.07131 - \frac{1730.63}{359.15 + 233.426}}$$

$$P^{\circ}_{\text{CH}_3\text{OH}} = 172.567782 \text{ Torr} = 23.00715 \text{ KPa}$$

- **Calcul de la volatilité relative α entre la tête et le pied de la colonne :**

$$\alpha_{ij} = \frac{K_i}{K_j} = \frac{P_i^{\circ}/P}{P_j^{\circ}/P} = \frac{P_i^{\circ}}{P_j^{\circ}}$$

A.N :

$$\alpha_{ij} = \frac{P^{\circ}_{\text{CH}_3\text{OH}}}{P^{\circ}_{\text{H}_2\text{O}}}; \alpha = \frac{230.189341}{172.567782} = 1.33$$

$$\text{Equation d'équilibre : } y = \frac{\alpha x}{1 + (\alpha - 1)x}$$

A.N :

$$y = \frac{1.33 x}{1 + 0.33 x}$$

$$\text{On trace la courbe : } y = \frac{1.33 x}{1 + 0.33 x}$$

X (fraction molaire)	Y (fraction molaire)
0	0
0,1	0,12875121
0,2	0,24953096
0,3	0,36305732
0,4	0,46996466
0,5	0,58745583
0,6	0,66611018
0,7	0,75629569
0,8	0,84177215
0,9	0,922899
1	1

- **Calcul le taux de reflux :**

$$r_f = \frac{gf}{D} \quad \text{A.N : } r_f = \frac{32000}{14166.66} = 2.25$$

• **Calcul le taux de rebouillage :**

$$r_b = Gr/R \quad \text{A.N : } r_b = \frac{22440}{3995.7258} = 5.61$$

Equation de la section d'enrichissement : $y = a x + b$

$$y = \frac{rf}{rf+1} x + \frac{XD}{rf+1}$$

$$\text{pente } a = \frac{rf}{rf+1} \quad \text{A.N : } a = \frac{2.25}{2.25+1} = 0.692$$

$$\text{terme } b = \frac{XD}{rf+1} \quad \text{A.N : } b = \frac{0.985}{2.25+1} = 0.303$$

$$\text{donc : } y = 0.692 x + 0.303$$

Equation de la section d'épuisement : $y = a' x + b'$

$$x = \frac{rb'}{rb'+1} y + \frac{1}{rb'+1} X_R$$

$$a' = \frac{(y_A' - x_A)}{(x_A - x_R)}$$

Avec:

$$y_A' = \frac{rf}{(rf+1)} x_A + \frac{1}{(rf+1)}$$

A.N :

$$y_A' = \frac{2.25}{(2.25+1)} \times 0.78 + \frac{1}{(2.25+1)}$$

$$y_A' = 0.692 \times 0.78 + 0.307 = 0.84676$$

Donc :

$$a' = \frac{(0.84676 - 0.001)}{(0.78 - 0.001)} = 1.0860$$

$$\text{terme } b' = \frac{x_R}{(1 - a')}$$

A.N :

$$b' = \frac{0.001}{(1 - 1.086)} = -0.0116$$

$$\text{D'où : } y = 1.086 x - 0.0116$$

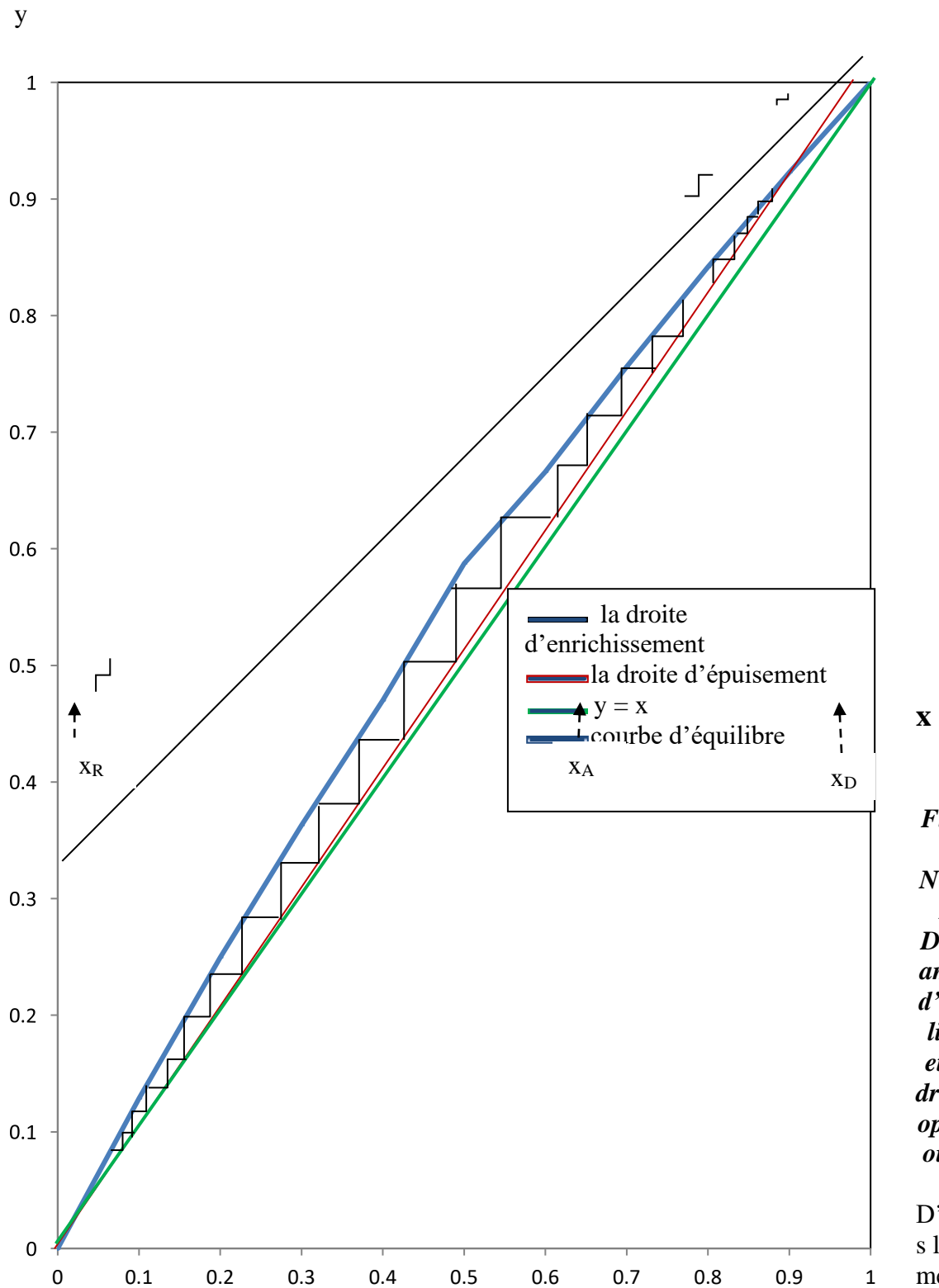


Figure N°VI-1 : Diagramme d'équilibre et les droites opératoires.

D'après la méthode de McCabe et

Thiele :

Le nombre de plateaux théorique :

$$N_{Th} = 38 \text{ plateaux}$$

$$N_{réel} = 38 / 0.61 = 63 \text{ plateaux.}$$

VI.6.2. Application de la méthode de Fenske :

L'équation de Fenske :

$$N_{\min} + 1 = \frac{\log \left[\frac{x_D}{1-x_D} \times \frac{1-x_R}{x_R} \right]}{\log \alpha}$$

A.N :

$$N_{\min} + 1 = \frac{\log \left[\frac{0.985}{1-0.985} \times \frac{1-0.001}{0.001} \right]}{\log 1.33}$$

$$N_{\min} + 1 = 38.89 \cong 39$$

$$N_{\min} + 1 = 39 - 1 = 38 \text{ plateaux}$$

VI.7. BILAN THERMIQUE DE LA COLONNE :

VI.7.1. La quantité de chaleur :

- Pour le condenseur :

Bilan autour du condenseur s'écrit :

$$V = L + D$$

$$V.H = L.h_D + D.h_D + Q_c$$

$$Q_c = V.H - L.h_D - D.h_D$$

$$r_F = \frac{L}{D} \Rightarrow L = r_F . D$$

A.N:

$$L = 2.25 \times 14166.66 = 31874.985 \text{ Kg/h}$$

Et $V = L + D$

$$Q_c = (L + D). H - (L + D). h_D$$

$$\Rightarrow Q_c = (L + D) \times (H - h_D)$$

$$\Delta_D = H - h_D$$

Δ_D : chaleur latente de vaporisation du distillat.

A.N :

$$Q_c = (994.6 + 442.1) \times (-1.994 \times 10^5 + 2.357 \times 10^5)$$

$$Q_c = 5.21522 \times 10^7 \text{ KJ/h}$$

- Pour le rebouilleur :

$$F = D + W$$

Bilan thermique:

$$F.h_F + Q_B = D.h_D + W.h_W + Q_c$$

$$Q_B = D.h_D + W.h_W - F.h_F + Q_c$$

$$h_D = C_{p,D} . T_D$$

A.N:

$$h_D = 128.3 \times 74.7 = 9584.01 \text{ KJ/Kmole}$$

$$h_W = C_{p,W} . T_W$$

A.N:

$$h_W = 95.48 \times 117.3 = 1119.804 \text{ KJ/Kmole}$$

$$h_F = C_{p,F} . T_F$$

A.N:

$$h_F = 117.89 \times 86 = 10138.54 \text{ KJ/Kmole}$$

A.N:

$$Q_B = (442.1 \times 9584.01) + (221.8 \times 1119.804) - (663.9 \times 10138.54) + 5.21522 \times 10^7$$

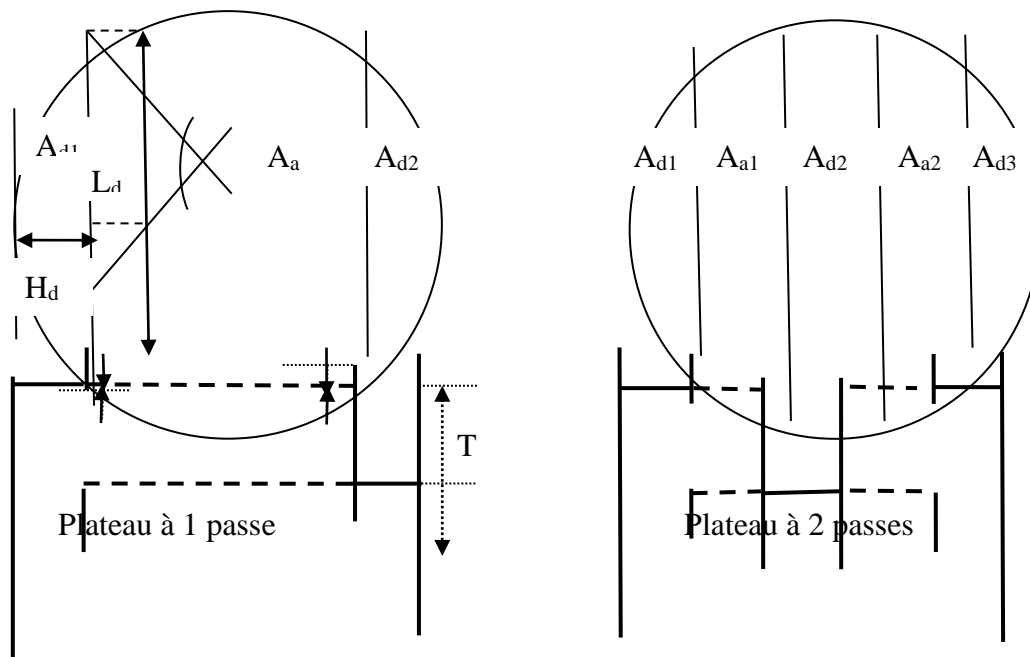
$$Q_B = 5.214 \times 10^7 \text{ KJ/h}$$

VI.8. CALCUL DIMENSIONNEL DE LA COLONNE V602:

VI.8.1. Eléments géométriques à considérer pour le dimensionnement :

Une colonne est définie matériellement par :

- Son diamètre D , donc sa section totale A_t
- La nature des plateaux
- L'espace T entre les plateaux
- Le nombre de passes n par plateau
- La largeur des déversoirs H_d
- La somme des aires de descente A_d du liquide entre les plateaux
- L'aire active du plateau $A_a = A_t - A_d$



VI.8.2. Calcul du diamètre pour des plateaux à clapets :

Les données :

$x_A = 0.78$ $t_s = 74^\circ\text{C} = 347\text{ K}$
 $x_D = 0.985$ $t_f = 117^\circ\text{C} = 390\text{ K}$
 $x_R = 0.001$
 $r_f = 2.25$

$\rho_l \text{ Kg/m}^3$	74°C	117°C
Méthanol	683.4	689.089
Eau	980.4	870.2

$\rho_v \text{ Kg/m}^3$	74°C	117°C
Méthanol	1.753	1.978
Eau	1.00	1.101

	Kmole/h	Kg/h	Kg/s	m^3/h	m^3/s	$\rho_l \text{ Kg/m}^3$
Alimentation	663.9	18162.39	5.0451			
Distillat	442.1	14166.66	3.9351	17.80	0.005	683.4

Résidu	221.8	3995.7258	1.101	4.004	0.00111	870.2
Reflux	994.8	31870	8.8527	40.06	0.011127	683.4

VI.8.2.a. Calcul des débits vapeurs et liquides à l'intérieur de la colonne : L, V, L' et V'

Traffic liquide et vapeur :

Rectification	Kmole/h	Kg/h	Kg/s	m ³ /h	m ³ /s
Vapeur	1436.9	46036.66	12.7878	26261.64	7.294
liquide	994.8	31870	8.8527	46.63	0.013

Epuisement	Kmole/h	Kg/h	Kg/s	m ³ /h	m ³ /s
Vapeur	1436.9	25864.2	7.1845	23491.55	6.525
liquide	1658.7	50032.39	13.897	57.495	0.01597

VI.8.2.b. Calcul de la charge vapeur :

$$V = Q_v \sqrt{\rho v / (\rho l - \rho v)}$$

On a : $Q_v = 7.294 \text{ m}^3/\text{s}$

$$\sqrt{\frac{\rho v}{\rho l - \rho v}} = \sqrt{\frac{1.101}{870.2 - 1.101}} = 0.03559 \cong 0.0356$$

$$Q_v = 729.4 \cdot 10^4 \text{ cm}^3/\text{s} = 7294 \text{ l/s}$$

$$V = 7294 \times 0.0356 = 259666.4 \text{ cm}^3/\text{s} = 259.66 \text{ l/s}$$

VI.8.2.c. Calcul de la charge liquide :

$$Q_L = 50 \text{ t/h}$$

$$Q_L = 50032.39 / 870.2 / 3600 \text{ m}^3/\text{s} = 15.97 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s} = 15.97 \text{ l/s} = 15970.91 \text{ cm}^3/\text{s}$$

1- Lire $D_{\min} = 220 \text{ cm} = 2.2 \text{ m}$ sur l'abaque en joignant les points $V = 259.66 \text{ l/s}$ et

$Q_L = 15.97 \text{ l/s}$ pour un plateau à 1 passe.

2- Lire le coefficient de débit de vapeur $C_{vo} = 10.5$ pour $\rho v = 1.101 \text{ Kg/m}^3$ et $T = 46 \text{ cm}$.

3- Choisir $F = 1$ car le système ne mousse pas.

4- $C_v = F * C_{vo} = 10.5$.

5- Longueur d'écoulement : $L_E = 0.76 * D_{\min} / N$; D_{\min} et L_E en cm.

N : est le nombre de passe sur le plateau.

$$N = 1$$

$$L_E = 0.76 \times (220)/1 = 167.2 \text{ cm}$$

6- Aire active minimale du plateau :

$$A_{am} = \frac{V + (0.0136 * Q_L * L_E)}{C_v * F_e}$$

$$A_{am} \text{ en cm}^2, Q_L \text{ en cm}^3/\text{s}, L_E \text{ en cm}$$

A.N :

$$A_{am} = \frac{259666.4 + (0.0136 \times 15970.91 \times 167.2)}{10.5 \times 0.82}$$

$$A_{am} = 43376.65 \text{ cm}^2$$

Fe est le facteur d'engorgement qui vaut :

Cas courant avec $D > 90$ cm (1ou 2 passe)	0.82
Cas courant avec $20 < D < 90$ cm	0.65
Tours sous vide	0.77
Cas courant à plus de passes	0.75

Fe = 0.82 car $D > 90$ cm

7- Aire minimale des descentes :

$$U_d = 2.54 \sqrt{T * (\rho l - \rho v)}, U_d \text{ en cm et } \rho v \text{ en g/cm}^3$$

Avec un espacement des plateaux $T < 76$ cm et $U_d < 17$ cm/s, conserver la plus grande des valeurs entre :

$$A_{md} = 0.11 A_{am}$$

$$A_{md} = 2 \text{ fois l'aire calculé par } Q_L / U_d$$

$$U_d = 2.54 \sqrt{46 \times (0.8702 - 0.00110)} = 16.06 \text{ cm/s}$$

$$A_{md} = Q_L / U_d \quad \text{A.N : } A_{md} = \frac{15970.91}{16.06} = 994.45 \text{ cm}^2$$

$$2 \text{ fois } A_{md} \text{ calculé} = 1988.9 \text{ cm}^2$$

$$0.11 A_{am} = 3781.43 \text{ cm}^2$$

8- Calcul de l'aire totale :

$$A_{am} = A_m + 2A_{md}$$

A.N:

$$A_{am} = 43376.65 + (2 \times 3781.43) = 50939.51 \text{ cm}^2$$

$$\text{Et: } A_{am} = V / (0.78 * 10.5 * 0.82)$$

A.N :

$$A_{am} = \frac{259666.4}{0.78 \times 10.5 \times 0.82} = 38665 \text{ cm}^2$$

Et on calcul D :

$$D = \sqrt{\frac{4 * A_{mc}}{\pi}} \quad \text{en cm}$$

A.N :

$$D = \sqrt{\frac{4 \times 50939.51}{\pi}} = 254 \text{ cm} = 2.54 \text{ m} \cong D_{\text{design}}$$

9- Calcul de la hauteur de la colonne :

$$h_p = 460 \text{ mm}$$

$$\tau = 1 \text{ min}$$

$$h_1 = D / 2 ; h_1 = 2.54 / 2 = 1.27 \text{ m}$$

$$h_2 = (N_{\text{rectification}} - 1) \times h_p$$

$$h_2 = (48 - 1) \times 0.46 = 21.62 \text{ m}$$

$$h_3 = 3 \times h_p ; h_3 = 3 \times 0.46 = 1.38 \text{ m}$$

$$h_4 = (N_{\text{épaissement}} - 1) \times h_p ; h_4 = (15 - 1) \times 0.46 = 6.44 \text{ m}$$

$$h_5 = 1.6 \text{ m}$$

$$h_6 = \frac{Gl \times \tau}{\rho l \times \pi \times \left(\frac{D^2}{4}\right)}$$

avec: $G_L = 18162.39 \text{ Kg/h}$

$$h_5 = \frac{18162.39 \times \left(\frac{1}{60}\right)}{831.19 \times \pi \times \left(\frac{2.54 \times 254}{4}\right)}$$

$$h_5 = 0.071 \text{ m}$$

Donc la hauteur totale de la colonne sera :

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

A.N :

$$H = 1.27 + 21.62 + 1.38 + 6.44 + 1.6 + 0.071 = 32.39 < 32.42 = H_{\text{design}}$$

VIII.1. INTRODUCTION :

Les logiciels de simulation sont des outils de calculs utilisés, afin de modéliser tout type de procédé où il existe plusieurs logiciels comme le HYSYS.

Le logiciel « HYSYS » a pour but, non seulement de simuler, mais aussi de traiter tous les problèmes afférents aux phénomènes de transfert de chaleur et de matières dans les domaines chimiques, pétrochimique et raffinage du pétrole. Il offre, également la possibilité de calculer toutes les propriétés physiques et thermodynamique des fluides.

Dans ce chapitre, on va simuler la colonne de séparation V602 d'après l'extension de la charge.

VIII.2. PROCEDURE DE LA SIMULATION AVEC HYSYS 3.2 :

Il y a des étapes principales et essentielles dans la préparation, l'exécution, et la documentation de la simulation avec HYSYS 3.2.

Ces étapes sont :

1. Commencer un nouveau projet (new case) ;
2. Sélectionner les unités de mesure à utilisées (Tools) ;
3. Sélectionner les composées (components) ;
4. Sélectionner un modèle et les propriétés par les choix de fluide package ;
5. Sélectionner entrer simulation environnement pour créer le flow sheet ;
6. Enter les équipements ;
7. Sélectionner le Stream pour entrer les données de l'alimentation (feed Stream) ;
8. Entrer les spécifications des opérations unitaires ;
9. Exécuter la simulation (Run) ;
10. Sélectionner les Stream de la sortie pour afficher les résultats ;
11. Préparer les rapports et les diagrammes du procédé.

VIII.3. CREATION DE LA COLONNE :

1. Le diagramme d'écoulement (Process Flow Diagram, PFD) contenant le courant Brut.

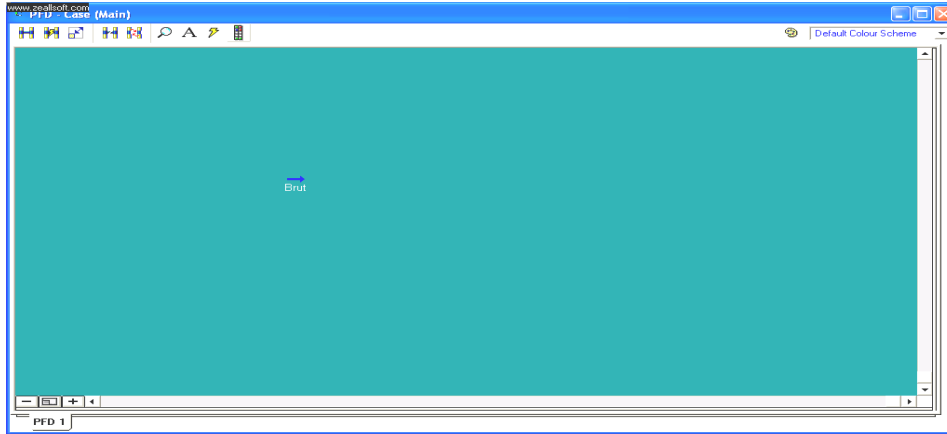


Figure N°VIII-1 : Création de la colonne 1

2. Dans la boîte à outil, cliquer sur la flèche bleue, puis cliquer n'importe où dans le PFD pour installer un nouveau courant.

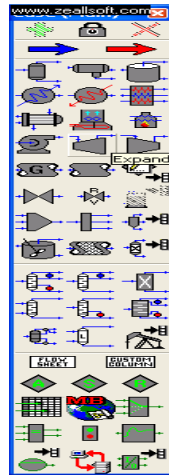


Figure N°VIII-2 : Création de la colonne 2

3. Effectuer un double-clic sur le courant Brut fait apparaître ses caractéristiques.
 Entrer la pression (4 bar ; la température 86°C) ; le débit (20833.33kg/h) et cliquer sur le sous-onglet Composition, puis sur Edit... (0.76% MeOH , 0.24% H₂O). Fermer la fenêtre.

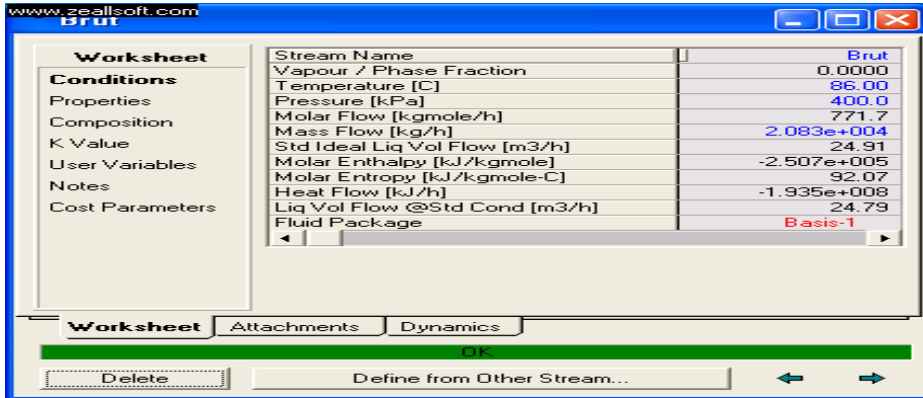


Figure N°VIII-3 : Création de la colonne3

4. Dans la boîte à outil :
 - ↳ Cliquer sur *Distillation column*, puis cliquer dans le PFD pour installer la colonne de séparation.
 - ↳ Cliquer sur la flèche bleue (Material Stream) pour installer les Stream de sortie dans le PFD et la flèche rouge (Energy Stream).

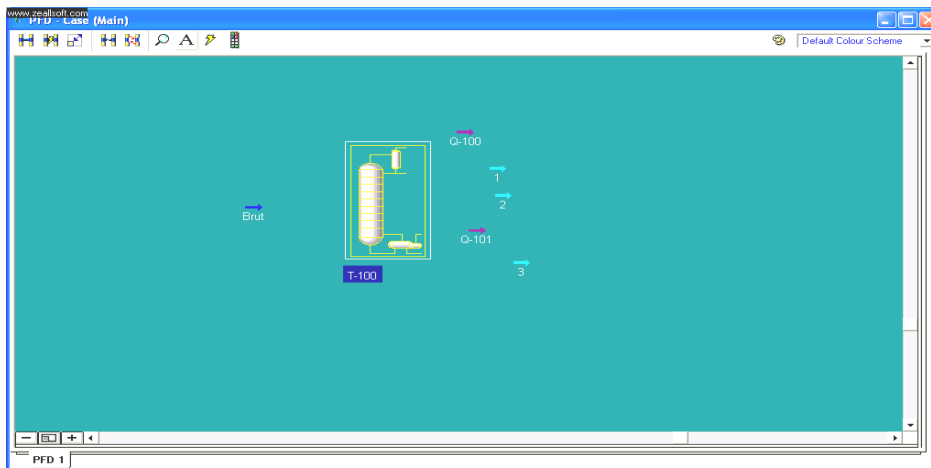


Figure N°VIII-4 : Création de la colonne 4

- On clique sur la colonne de séparation. Sélectionner les courants respectivement dans la liste Inlet Streams et Outlet Streams.

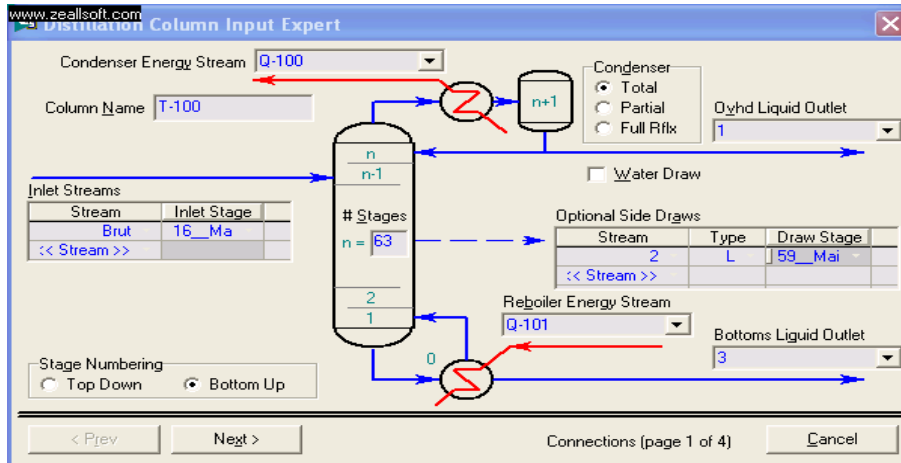


Figure N°VIII-5 : Création de la colonne 5

- Il faut maintenant imposer des spécifications à la colonne. Aller à l'onglet Design, sous-onglet Monitor.

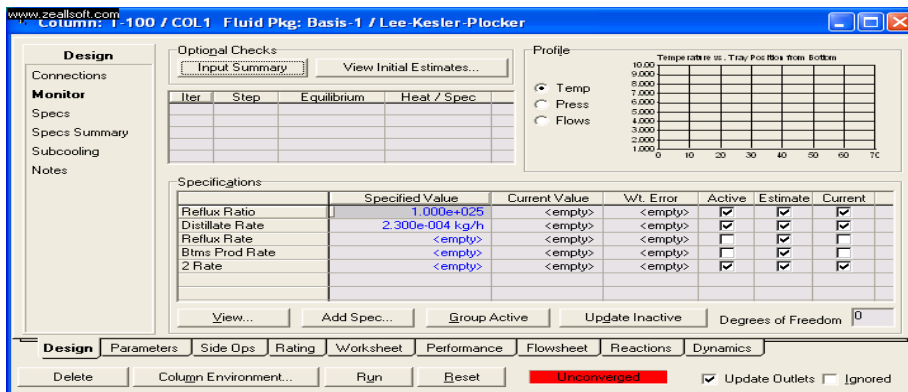


Figure N°VIII-6 : Création de la colonne 6

- Plusieurs spécifications sont déjà mentionnées, mais presque aucune valeur n'a été entrée.
 Noter que certaines spécifications sont actives et d'autres non. En bas à droite, le degré de liberté affiché est déjà zéro. Certaines de spécifications, générées automatiquement par le HYSYS 3.2, ne seront pas utilisées pendant le calcul. Elles seront remplacées par d'autres, qui seront entrées dans les prochaines étapes.

8. Dans le sous-onglet Specs, cliquer sur Add... Choisir Column Duty.

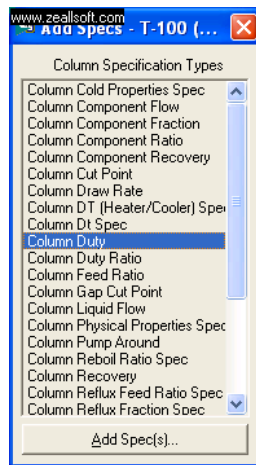


Figure N°VIII-7 : Création de la colonne7

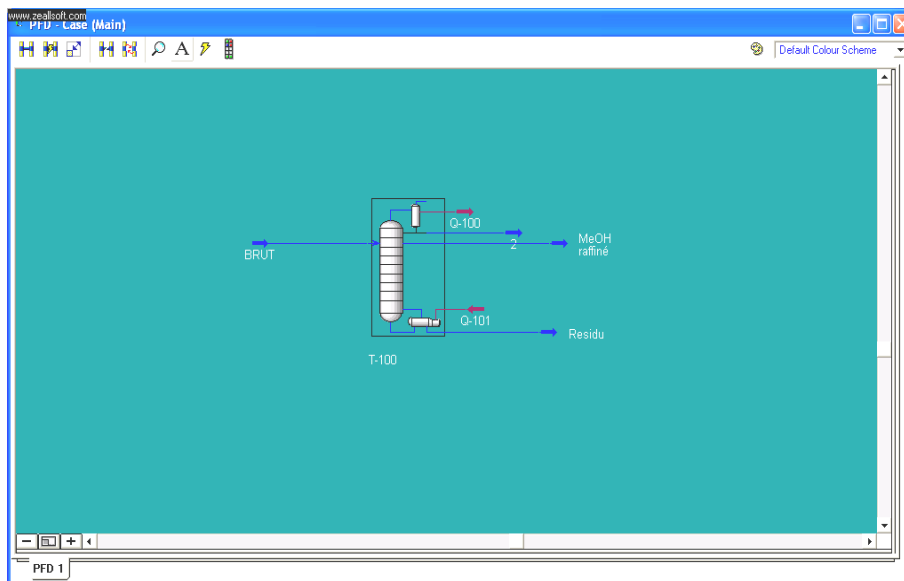


Figure N°VIII-8 : Flow Sheet

IX.1. TABLEAU DE COMPARAISON :

D'après le calcul de la colonne V602 avec l'augmentation de la charge par le logiciel HYSYS 3.2, nous pouvons tirer les paramètres opératoires et les dimensions de chaque équipement de la colonne.

Les paramètres de la colonne V602 réels et les paramètres calculés après l'extension de la charge sont illustrés dans le tableau suivant :

<i>La colonne V602</i>	<i>Les paramètres réels</i>	<i>Les paramètres calculés</i>
Diamètre intérieur	2540 mm	2540 mm
Nombre de plateaux	63	63
Diamètre de plateaux	2500 mm	2500 mm
Largeur support plateau	64*13	64*13
Hauteur totale de la colonne	32420 mm	32420 mm
Espace entre les plateaux	460 mm	460 mm
Débit d'alimentation	18162.39 kg/h	20833.33 kg/h
Température du mélange d'alimentation	86°C	86°C
Débit de reflux	32000 kg/h	35000 kg/h
Température de reflux	74°C	73.71°C
Pression top	1.54 bar	1.54 bar
Pression fond	1.95 bar	1.95 bar
Charge thermique de rebouilleur	$5.214 \cdot 10^{+7}$ KJ/h	$6.742 \cdot 10^{+7}$ KJ/h
Charge thermique aérocondenseur	$5.215 \cdot 10^{+7}$ KJ/h	$6.805 \cdot 10^{+7}$ KJ/h
Débit du méthanol raffiné	14166.66 kg/h	15833.33 kg/h
Température fond	120 °C	117.3°C
Diamètre intérieur du rebouilleur	1118 mm	1179 mm

IX.2. INTERPRETATION DES RESULTATS :

D'après les résultats obtenus et en comparaison avec ceux du fonctionnement réel de la colonne V602 on a disposé :

- ✦ Une augmentation de la charge thermique de rebouilleur par rapport à la charge thermique réel de rebouilleur H606. [Annexe]
- ✦ Une augmentation de la charge thermique des aérocondenseurs par rapport à la charge thermique réelle des aérocondenseurs. [Annexe]
- ✦ Une augmentation de débit du méthanol raffiné par rapport à débit réel du raffiné.

IX. 3. LA QUALITE DU METHANOL RAFFINE :

La composition	Les composées	Alimentation (brut)	Méthanol raffiné	Eau
Design	Méthanol	78 %	99.85 %	0.15 %
	Eau	22 %	0.15 %	99.85 %
Réel (actuel)	Méthanol	78 %	99.85 %	0.15 %
	eau	22 %	0.15 %	99.85 %
L'extension de la charge	Méthanol	76 %	99.85 %	0.15 %
	Eau	24 %	0.15 %	99.85 %

IX.4. LES ANALYSES DE LABORATOIRE :

Pour confirmer le résultat de pourcentage ; il faut contacter service de laboratoire pour faire les analyses de méthanol brut, méthanol raffiné, les eaux de fond.

Le calcul du pourcentage est très important pour confirmer une meilleure qualité de méthanol raffiné dans le marché et cette confirmation est représentée dans un certificat de qualité et ce certificat est signé par le responsable de laboratoire.

- ✦ On fait les analyses du méthanol brut par ce qu'on besoin d'elle pour les calculs de la composition de méthanol brut.
- ✦ On fait les analyses du méthanol raffiné par ce qu'on besoin d'elle pour les calculs de la composition et le pourcentage d'eau dans le méthanol raffiné.
- ✦ On fait les analyses des eaux de fond par ce qu'on besoin d'elle pour les calculs de la composition et le pourcentage de méthanol dans l'eau.

Conclusion Générale

Le calcul de la colonne de distillation V602 de la société nationale de la pétrochimie CP1Z (ENIP) d'ARZEW nous a été très bénéfique pour plusieurs raisons et parmi lesquelles :

- ✦ D'étudier les caractéristiques et les propriétés physiques et chimiques du méthanol.
- ✦ De déterminer les températures, les pressions et la composition des constituants dans chaque plateau à l'aide de logiciel HYSYS 3.2.

En fin le calcul technologique de cette colonne avec une augmentation de la charge a montré que le diamètre et la hauteur sont supérieurs à ceux de design et ladite la colonne ne peut pas supporter cette augmentation.

Et d'après la simulation de la colonne V602 par le logiciel HYSYS où on a gardé les dimensions et les paramètres opératoires (température, pression) de la colonne, on a trouvé que la production du méthanol raffiné peut atteindre 380 Tonnes/h ; mais il faut changer le condenseur et le rebouilleur et faire des recommandations suivantes :

- ✦ Une régulation fiable de CO₂ ;
- ✦ Des analyses régulières de CO₂ injecté ;
- ✦ Des aérocondenseurs ;
- ✦ Changement des pompes du système distillation ;
- ✦ Une vanne commandant le reflux ;
- ✦ Une vanne commandant la vapeur ;
- ✦ Une vanne commandant l'alimentation.

Références bibliographique

- [1] : SERVICE FORMATION, ENIP complexe de CP1/Z; 2010
- [2] : SERVICE TECHNIQUE, ENIP complexe de CP1/Z;2010
- [3] : R. DUMON AND J.C GUIBET / J.Y PORTAS « le méthanol ; Réalités et perspectives » p 04 ; 1983.
- [4]: J.A CAMPS ET D.M. TURNBULL« Synthetic Gas Production for Methanol» p 56; 1998
- [5] : G.C HUMPHREYS «The I.C.I Methanol process, past, present, future», Chemical Economy and Energy.
- [6] : M.B.SHERWIN “Chemicals from Methanol”, Hydrocarbon Processing, p 136; 1984.
- [7] : GEORGE A. OLAH, ALIN GEOPPERT, G.K. SURYA PRAKASH « Beyond oil and gas: The Methanol Economy» p 197 ;2008
- [8] : KUNA, HAROLDH« Methanol Production and Use Chemical industries » p 202; 1994.
- [9]: JAMES G. SPEIGHTTTT« Synthetic fuels; properties, process, and performance»p 110; 1996
- [10]: SHERMAN, J.H., MCFARLAND AND E. WEISS « Method and apparatus for synthesizing olefins, alcohols, esthers, and aldehydes » p42 ; 2007.
- [11] : Article « Oil & Gas Sience and Technolog » Institut français du pétrole, 2006.
- [12] : Article « méthanol », Wikipédia.
- [13] : MINKKINEN,A. AND JONCHERE « Methanol Simplifies Gas Processing » J.P ; 1997.
- [14] : DEVOS,D.E AND SELS,B.F « Gold redox catalysis for selective oxidation of methane to methanol » ; 2005.
- [15] : Article « méthanol », planete-energies .com
- [16] : ESTEBAN,A. HERNANDEZ, V. AND LUNSFORD, K « Exploit the Benefits of Methanol »p355 ; 2000.
- [17] : TAYLOR AND FRANCIS GROUP « the chemistry and technoloy of petroleum » p 249 ; 2007.
- [18] : BERECZ, E AND BALLA-ACHS,M « Gas Hydrate » Elsevier, Amesterdam p 107; 1983.
- [19] : OLAH, G.A AND PRAKASH G.K.S « Conversion of carbon dioxide to methanol »p23 ; 2008.
- [20]: Article « Statistical Review of World Energy » available online at www.bp.com/statisticalreview.
- [21] : CHENG W.H. AND KUNG H.H « Methanol Production and Use »p387 ; 1994.
- [22] : Article « The promise of Methanol Fuel Cell Vehicles, Brochure published by the American Methanol Institue » www.methanol.org
- [23] : EDMONDS W.J « Synthetic Methanol process » p 34; 1990.
- [24] : A. CHAUVEL « Utilisation de produits organiques oxygénés comme carburants et combustibles dans les moteurs » paris, p53 ; 1981
- [25]: Article « Methanol in many products and materials of our Lives » <http://www.methanex.com>
- [26] : PERRY J.H AND PERRY C.P « Methanol, Bridge to a Renewable Energy Future » ; 1990
- [27] : PHILLIPS .V.D, C.M. KINOSHITA AND P.K. TAKAHASHI « Themochemical Production of Methanol » p67; 1990.
- [28] : SERVICE DE LABORATOIRE, ENIP complexe de CP1/Z; 2010
- [29] : Article « Annual Energy Outlook 2006 with projections to 2030 » 2006.

- [30] : REARSON, R.J, TURNER, J.W. G & PECK, A.J « Gasoline-Ethanol-Methanol trifuel vehicle Development and Its Role in Expediting Sustainable Organic Fuels for Transport » ; 2009.
- [31] : STILES A.B « Methanol, past, present and speculation on the future »p452 ; 1977.
- [32] : HUMPHEREYS & GLASGOW : 'Manuel opératoire" du complexe CP1Z Volume II (procès), 1971
- [33] : J.P.WAUQUIER « le raffinage du pétrole, procédé de séparation » (1998)
- [34] : JEAN CHARLES CICILE « Technique de l'ingénieur, traité Génie de procédés, Distillation. Absorption »
- [35] :J.P MOULIN« Génie des procédés, Opération unitaire, distillation» tome 1, 2004-2005.
- [36] : A.SKOBLO, I.TREGOUBOVE, N.EGOROV :« Méthodes et appareils de l'industrie du pétrole. »
- [37] : DENIS .C. PRIVE, « Class notes Unit Operations of Chemical Engineering», Carnegie Mellon University, p 595; 2000, Italy
- [38] : PIERRE WHUITIER, "Raffinage et génie chimique", Edition Technique, France 1972
- [39] : I. GOURVITCH « Raffinage du pétrole » Édition École supérieur.
- [40] : J.CRABOL « Transfert de matière et transfert de chaleur ».
- [41] : ZHIGANG LEI, BIAOHUACHEN AND ZHONGWEI DING « Special Distillation Processes »p 162;2005.
- [42] : A.ROJEY,B.DURANT/C.JAFFRET, S.JULLIAN/M.VALAIS : « Gaz naturel, production et Transport », EDITION-TECHNIP ,1994.
- [43] : J.CRABOL «Transfert de matière, transfert de chaleur et Les équipements des unités pétrolières».
- [44] : HENLEY & SEADER « Equilibrium-Stage Separations Operation in Chemical Engineering » p564; Weley 1981.
- [45] : FOUAD M. KHOURY « The performance of multistage separation processes » Texas 1995.
- [46] : I.M. MUJTABA « Batch Distillation Design and Operation », University of Brad ford, 2004.
- [47] : ANDREW W. SLOLEY« Effectively Control Column Pressure, The distillation Group, 2001 The American institute of chemical engineers.
- [48] : DOUGLAS L. BENNETT AND KENNETH W. KOVAK« Optimize Distillation Columns» 2000.
- [49] : SEDDON.D « Gas Usage & Value : The Technology and Economics of Natural Gas Use in the Process industries » 2006.
- [50] : ERNEST E. LUDURING, « Applied Process Design for Chemical and Petrochemical plants», 2&3 Third edition, Butterworth-Heineman 1997, USA
- [51] : R.N WATKINS « Petroleum refinery distillation» 2005.
- [52]: WARREN L. MCCABE & JULIAN C. SMITH « Unit Operations of Chemical engineering ».
- [53]: J.P.WAUQUIER « Petroleum Products, crude oil » tome1, 1995.
- [54] : CHARLES D. HOLLAND«Fundamentals of Multicomponent Distillation » 2008.
- [55] : A HYSYS tutorials ; www.hyprorech.com
- [56] : info@hyprotech.com
- [57] : Logiciel HYSYS version 3.2 professionnel 2007 <http://www.hysys.com>

[58] : ROBERT H.PERRY AND DON W.GREEN« PERRY'S Chemical Engineer's Handbook »
The McGRAW-HILL1999, USA.

[59] : BRUCE E. POLING, JOHN M.PRAUSNTTZ & JOHN P. O'CONNELL« The properties of
Gases and liquids »

Liste des figures

Figure N°III-1: unité méthanol du complexe CP1/Z

Figure N°III-2: Utilisation du gaz naturel

Figure N°III-3: Le four de reforming catalytique

Figure N°III - 4 : Refroidissement du gaz fabriqué

Figure N°III-5 : Compression du gaz du synthèse

Figure N°III-6 : Boucle de synthèse

Figure N°III-7 : La colonne de distillation V602

Figure N°III-8 : Production de vapeur

Figure N°IV-1: Schéma simplifier Plateaux perforé à déversoirs

Figure N°IV-2: Schéma de calotte

Figure N°IV-3: Schéma de clapet

Figure N° IV-4: Quelques types de garnissage

Figure N° IV-5: Mise en forme de contact liquide – vapeur

Figure N°IV-6: Schéma de colonne binaire

Figure N°IV-7 : Colonnes complexes utilisés dans le fractionnement du pétrole brut

Figure N°IV-8 : schéma descriptif du fonctionnement de la zone de rectification

Figure N°IV-9 : schéma descriptif du fonctionnement de la zone d'épuisement

Figure N°IV-10 : Schéma descriptif du fonctionnement de la zone d'alimentation

Figure N°V-1: Schéma nécessaire pour la modélisation et la simulation d'un processus

Figure N°V-2 : Section préférences HYSYS

Figure N°V-3 : Création d'un nouveau cas

Figure N°V-4 : Création de Fluide Package1

Figure N°V-5 : Création de Fluide Package 2

Figure N°V-6 : Création de Fluide Package 3

Figure N°V-7 : Création de Fluide Package 4

Figure N°V-8 : Espace simulation 1

Figure N°V-9 : Espace simulation 2

Figure N°V-10 : Espace simulation 3

Figure N°V-11 : Espace simulation 4

Figure N°V-12 : Espace simulation 5

Figure N°V-13 : Espace simulation 6

Figure N°V-14 : Espace simulation 7

Figure N°V-15 : Espace simulation 8

Figure N°V-16 : Espace simulation 9

Figure N°V-17 : Espace simulation 10

Figure N°VI-1 : Diagramme d'équilibre et les droites opératoires

Figure N°VII-1 : Diagramme d'équilibre et les droites opératoires

Figure N°VIII-1 : Création de la colonne 1

Figure N°VIII-2 : Création de la colonne 2

Figure N°VIII-3 : Création de la colonne3

Figure N°VIII-4 : Création de la colonne 4

Figure N°VIII-5 : Création de la colonne 5

Figure N°VIII-6 : Création de la colonne 6

Figure N°VIII-7 : Création de la colonne7

Figure N°VIII-8 : Flow Sheet

Liste des tableaux

Tableau N°VI-1 : le bilan matière de la colonne

Tableau N°VI-2 : Composition, débit massique et débit molaire de l'alimentation

Tableau N°VI-3: Composition, débit massique et débit molaire de distillat

Tableau N°VI-4: Composition, débit massique et débit molaire de résidu

Tableau N°VII-1: le bilan matière de la colonne

Tableau N°VII-2 : Composition, débit massique et débit molaire de l'alimentation

Tableau N°VII-3: Composition, débit massique et débit molaire de distillat

Tableau N°VII-4 : Composition, débit massique et débit molaire de résidu

Tableau N°VII-5 : comparaison entre les dimensions du design et calculées

TABLE 13-4 Antoine Vapor-Pressure Constants and Liquid Molar Volume*

Species	Antoine constants†			Applicable temperature region, °C	v ^l , liquid molar volume, cm ³ /g-mol
	A	B	C		
Acetic acid	8.02100	1936.010	258.451	18–118	57.54
Acetone	7.11714	1210.595	229.664	(–13)–55	74.05
Benzene	6.87987	1196.760	219.161	8–80	89.41
1-Butanol	7.36366	1305.198	173.427	89–126	91.97
Carbon tetrachloride	6.84083	1177.910	220.576	(–20)–77	97.09
Chloroform	6.95465	1170.966	226.232	(–10)–60	80.67
Ethanol	7.58670	1281.590	193.768	78–203	58.68
Ethanol	8.11220	1592.864	226.184	20–93	58.68
Ethyl acetate	7.10179	1244.951	217.881	16–76	98.49
Formic acid	6.94459	1295.260	218.000	36–108	37.91
n-Hexane	6.91058	1189.640	226.280	(–30)–170	131.61
Methanol	8.09097	1592.271	239.726	15–84	40.73
Methyl acetate	7.06824	1157.630	219.726	2–56	79.84
1-Propanol	8.37895	1788.020	227.438	(–15)–98	75.14
2-Propanol	8.87829	2010.320	252.636	(–26)–83	76.92
Tetrahydrofuran	6.96515	1202.290	226.254	23–100	81.55
Water	8.07131	1730.630	233.426	1–100	18.07

*Abstracted from Gmehling and Onken, *Vapor-Liquid Equilibrium Data Collection*, DECHEMA Chemistry Data ser., vol. 1 (parts 1–10), Frankfurt, 1977.

†Antoine equation is $\log P^{\text{sat}} = A - B/(T + C)$ with P^{sat} in torr and T in °C.

NOTE: To convert degrees Celsius to degrees Fahrenheit, °F = 1.8°C + 32. To convert cubic centimeters per gram-mole to cubic feet per pound-mole, multiply by 0.016.

QUALITE METHANOL

ANALYSES	UNITE	NORMES	SPECIFICATIONS	OBS.
Apparence		VISUEL	Claire	
Couleur	Apha	ASTM D 1209 - 79	≤ 5	
Odeur		ASTM D 1296 - 79	Caracteristique	
Densite à 20 °C		ASTM D 891 - 78	0,7920 ± 0,7930	
Eau	% pds.	ASTM D 1364 - 78	≤ 0,15	
Sub. carbonisables	Apha	ASTM E 346 - 78	≤ 50	
Acetone	% pds	ASTM D 1612 - 60	≤ 0,003	
Acidité CH ₃ COOH	% pds	ASTM D 1613 - 66	≤ 0,003	
Alcanite NH ₃	% pds	ASTM D 1614	≤ 0,003	
Hydrocarbures		ASTM D 1722 - 78	pas de turbidite	
Int.distillation	° C	ASTM D 1078 - 78	≤ 1,0 64,6 ± 0,1 inclu	
Residu non volatil	Mgr/100 ml	ASTM D 1353 - 78	≤ 5	
Test KMnO ₄	Minutes	ASTM D 1363 - 88	≥ 50	
Pureté	% pds	ASTM D 1152 - 89	≥ 99,85	